

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO DE LAS INSTALACIONES DE SUPERFICIE DE UNA ESTACIÓN DE FLUJO UBICADA EN EL BLOQUE JUNIN

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Bavaro Ridolfi, Romina
Para optar al Título
De Ingeniero de Petróleo

Caracas, 2017

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO DE LAS INSTALACIONES DE SUPERFICIE DE UNA ESTACIÓN DE FLUJO UBICADA EN EL BLOQUE JUNIN

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Sandro Gasbarri
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Michele Mossuto

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Bavaro Ridolfi, Romina
Para optar al Título
De Ingeniero de Petróleo

Caracas, 2017

Caracas, Octubre 2017

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería de Petróleo, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Romina Bavaro, titulado:

“DISEÑO DE LAS INSTALACIONES DE SUPERFICIE DE UNA ESTACIÓN DE FLUJO UBICADA EN EL BLOQUE”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero de Petróleo, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el auto), lo declaran APROBADO.

Prof. Lisbeth Miranda
Jurado

Prof. Alberto Vegas
Jurado

Prof. Sandro Gasbarri
Tutor Académico

Ing. Michele Mossuto
Tutor Industrial

DEDICATORIA

*A mi madre y a mi padre, a quienes les debo todo lo que soy, gracias por prepararme
y enseñarme lo que es la vida. Los amo.*

*A mis nonnos, gracias a cada uno de ellos por mostrarme lo que es luchar y
enseñarme que trabajando duro y con humildad se cumplen los sueños. Con su
sabiduría logre esta meta. Los amo.*

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por haberme hecho realidad uno de mis más grandes sueños. Gracias.

A la Universidad Central de Venezuela y la facultad de Ingeniería.

A mi tutor Sandro Gasbarri por su apoyo y disposición

A mi tutor Michele Mossuto, por su dedicación y tiempo para apoyarme durante todo el trabajo.

A mi mama, por haberme dado la vida, por darme tu confianza, paciencia, tolerancia, dedicación y amor, por estar siempre dispuesta a ayudarme. Por ser la mejor de todas. Por ser mí mama. Te quiero ma.

A mi papa, por haberme enseñado que con dedicación y disciplina todo se puede. Gracias por hacer de mí una persona preparada eres el hombre más especial y siempre estar a mi lado. Te quiero pa.

A Ricardo, por ser mi hermano y compartir todos los momentos conmigo, por ser capaz de aguantarme todo el tiempo y ser mi traductor oficial. Te extraño y te quiero.

A mi nonnito, sin ti nada de esto hubiese sido posible, eres mi ejemplo y mi soporte, por darme tus consejos para llegar donde estoy ahora. Te quiero Setti.

A mi nonnita, por mostrar una sonrisa ante cualquier cosa, por la paciencia y la dedicación que tuviste conmigo. Ojala algún día pueda ser la mitad de lo que tú eres. Te quiero.

A mi tía Paty, por cada favor y ayuda que me diste, eres la mejor amiga y compañía que siempre he tenido, gracias por ser mi hermana mayor. Te quiero.

A mi tía Claudia, por ser quien me enseñó que siempre se debe ayudar no importe la dificultad. Te quiero

A mi tío Edgar, por tu apoyo incondicional en todo y estar para mí siempre. Te quiero ed.

A mis dos pequeños, Santiago y Camila por ser quienes me daban la felicidad para seguir adelante, mi distracción y buenos momentos. Los quiero y extraño.

A todos mis familiares que se preocuparon y estuvieron pendientes de este logro, si se pudo, y es para ustedes.

A Jenni por ser mi compañera incondicional, gracias por hacer de mi carrera más divertida. Te quiero amiga.

A todos mis compañeros y amigos de la universidad, en especial a Estephania, Marianyela, Génesis, y Stephanie por compartir buenos y malos momentos y ayudarme en todo.

A mis compañeros y amigos de la empresa Vepica, por hacer de mí trabajo un mejor lugar, y colaborar y ayudarme en todo momento.

A mimo, por ser mi tutora ayudarme y reganar para que todo quedara perfecto.

A Pao, Eli, Giova y Andrés, por estar durante toda mi carrera apoyándome y ser mi segunda familia. Gracias por todo los quiero.

A todos mis amigos y conocidos que me dieron fuerza y apoyo para seguir y lograr mi meta.

Bavaro R, Romina

DISEÑO DE LAS INSTALACIONES DE SUPERFICIE DE UNA ESTACIÓN DE FLUJO UBICADA EN EL BLOQUE JUNIN

Tutor Académico: Prof. Sandro Gasbarri. Tutor Industrial: Michele Mossuto.

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de

Petróleo. Año 2017, 175 p.

Palabras Clave: Producción petrolera, estación de flujo, diseño de equipos y tuberías, gas.

RESUMEN

En Venezuela la mayor parte de las reservas petroleras están constituidas por crudos pesados y extrapesados. Debido a esto, actualmente se implementan métodos de recuperación mejorada que contemplan la inyección de vapor para optimizar el recobro, entre estos se encuentra inyección alternada de vapor con pozos horizontales (HASD por sus siglas en inglés) y drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD por sus siglas en inglés). El proyecto desarrollado en este trabajo es el diseño de las instalaciones de superficie para la producción de cinco mil barriles de petróleo por día de crudo extrapesado de 8.5 ° API de la Faja Petrolífera del Orinoco, que será diluido en el proceso a 17 ° API. En este Trabajo Especial de Grado se hizo énfasis en los equipos e instalaciones de superficie de una estación de flujo, identificando nuevas tecnologías de separación líquido vapor, estableciendo los criterios de diseño para cada uno de los equipos, evaluando que equipo es el más apropiado y la secuencia de estos para luego hacer el dimensionamiento de ellos para obtener el crudo en especificación. Éste trabajo se realizó como proyecto a través de la empresa Vepica. Se utilizó el programa de simulación Hysys para evaluar los equipos y obtener el balance de masa y energía en cada paso realizado, para proceder con estos resultados al dimensionamiento de equipos y tuberías. Los recipientes de separación de producción y prueba que forman parte de esta estación de flujo, fueron diseñados en

configuración horizontal debido a la relación gas líquido. Se utilizaron intercambiadores de calor y bombas para cumplir con la presión y temperatura de entrega de cada fluido. Para la separación de las fases líquidas se decidió utilizar el separador de agua libre, siguiendo con un deshidratador electrostático para la separación de agua emulsionada, y así obtener la especificación del crudo.

Índice

Índice de Tablas	xiii
LISTA DE SÍMBOLOS	xv
LISTA DE ABREVIATURAS	xviii
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I.....	2
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	2
I.1.Planteamiento del problema.....	2
I.2. Objetivos.....	3
I.2.1 Objetivo general.....	3
I.2.2 Objetivos específicos	3
I.3. Alcance	3
I.4. Justificación	4
CAPÍTULO II.	5
MARCO TEÓRICO.....	5
II.1 El petróleo	5
II.1.1 Propiedades.....	5
II.2 Descripción del campo	10
II.2.1 Faja Petrolífera del Orinoco (FPO)	10
II.2.2 Reservas probadas	12
II.2.3 Exploración y producción	13
II.2.4 Etapas de producción de petróleo.....	14
II.2.5 Instalaciones de superficie.....	15
II.2.6 Problemas operacionales	18
II.2.7 Recuperación térmica de petróleo	20
II.3 Recipientes de proceso	22
II.3.1 Función de un separador.....	22
II.3.2 Clasificación de los separadores.....	23
II.3.3 Características de los separadores	25
II.3.4 Función de los accesorios internos y externos de un separador gas- líquido	26
II.3.5 Secciones de un separador.....	27
II.3.6 Selección de configuración de separadores	28

II.3.7 Mecanismos de separación	29
II.3.8 Diseño de separadores	31
II.3.9 Boquillas de proceso.....	43
II.3.10 Deshidratador Electroestático.....	45
II.3.11 Bombas	46
II.3.12. Intercambiadores de calor.....	49
II.4 Flujo bifásico de líquidos y gases.....	51
II.4.1 Flujo en tuberías horizontales.....	51
II.5 Selección de métodos termodinámicos para cálculos de balances de masa y energía	66
II.6 Nuevas tecnologías	69
II.6.1 Separación por gravedad	69
II.6.2 Separación centrífuga	73
CAPÍTULO III.	82
MARCO METODOLÓGICO	82
III.1 Selección de nuevas tecnologías	82
III.2 Bases de diseño	85
III.3 Esquema preliminar	96
III.4 Dimensionamiento de las instalaciones de superficie	98
Dimensionamiento de tuberías.....	98
CAPÍTULO IV.....	111
PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	111
IV.1 Matriz de selección para equipos de separación gas-líquido	111
IV.2 Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía	113
IV.3 Tuberías de procesos.....	119
IV.4 Equipos de proceso	125
CAPÍTULO V	132
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	132
CAPITULO VI. BIBLIOGRAFÍA.....	134

Índice de figuras

Figura 1. Punto final menos punto inicial de ebullición	9
Figura 2: Faja Petrolífera del Orinoco.	10
Figura 3. División en bloques de la FPO.	11
Figura 4. Diagrama de flujo típico para instalaciones de superficie	17
Figura 5. Esquema del método de producción CSS.....	21
Figura 6. Esquema del método de producción SAGD.	21
Figura 7. Esquema del método de producción por combustión in situ.	21
Figura 8. Esquema de un separador horizontal.	23
Figura 9. Esquema de un separador vertical..	24
Figura 10. Esquema de un separador esférico.....	24
Figura 11. Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido en una corriente de gas	30
Figura 12. Coeficiente de dragado para esferas rígidas. (GPSA, 1990).	31
Figura 13. Parámetros de diseño de un separador vertical con extractor de niebla ..	36
Figura 14. Parámetros de diseño de un separador horizontal.....	38
Figura 15. Despojador de agua libre vertical.	41
Figura 16. Despojador de agua libre horizontal	41
Figura 17. Partes de un tubo carcasa.....	49
Figura 18. Componentes de un aerofriador.....	51
Figura 19. Patrones de flujo en dos fases en tuberías horizontales.	55
Figura 20. Límites de varios patrones de flujo en flujo horizontal de dos fases.....	56
Figura 21. Factor de cabezal de elevación para caída de presión en dos fases.	61
Figura 22. Correlación de líquido retenido para tuberías horizontales.	63
Figura 23. Factores de fricción en flujo bifásico.....	64
Figura 24. Malla de alambre comercial.....	71
Figura 25. Formas típicas de aletas..	72
Figura 26. Detalle de las aletas eliminadoras de neblina para arreglos horizontales y verticales..	72
Figura 27. Ensamblaje típico de internos ciclónicos.....	74

Figura 28. Esquema de un tubo para agitación de neblina (Swirl Tube Separator) de Peerless.....	76
Figura 29. Internos multiciclónicos.....	77
Figura 30. Esquema de un GLCC™	78
Figura 31. Separador Gasunie™	80
Figura 32. Azgaz - separador compacto gas-líquido en línea	81
Figura 33. Esquema preliminar de la estación de flujo.....	97
Figura 34. Grafico para selección de dimensiones	108

Índice de Tablas

Tabla 1. Características del crudo de la región occidental y la Faja Petrolífera del Orinoco.....	13
Tabla 2.Recomendación de tipo de separador para algunas situaciones comunes. ...	29
Tabla 3. Criterios de estimación de las alturas de los espacios de gas y líquido para separadores verticales.....	35
Tabla 4. Correlaciones para el diámetro del separador y alturas y longitudes del separador.	37
Tabla 5. Recomendaciones para diseño de boquillas de proceso.....	44
Tabla 6.Modelos para propiedades físicas disponibles en un simulador	67
Tabla 7.Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso	68
Tabla 8.Valoración de los criterios para la matriz de comparación	84
Tabla 9. Sumario de flujos de producción	86
Tabla 10. Composición molar del gas producido.....	87
Tabla 11. Composición molar del gas natural.....	88
Tabla 12. Propiedades de los pseudocomponentes	89
Tabla 13. Condiciones ambientales.....	89
Tabla 14. Data experimental para el diluyente.....	90
Tabla 15.Data experimental para el crudo extrapesado.	91
Tabla 16. Condiciones de yacimiento.	92
Tabla 17. Condiciones de superficie	92
Tabla 18. Criterios de diseño de tuberías para líneas de succión de bomba centrífuga	93
Tabla 19. Criterios de caída de presión para líneas de vapor de hidrocarburos.....	93
Tabla 20. Tiempo de residencia del líquido para algunos servicios.	95
Tabla 21. Tamaños estándar de coalescedores electroestáticos.	109
Tabla 22. Valoración de los equipos para separación gas/líquido.	112
Tabla 23. Balance de masa y energía resultado de simulación con Hysys	115
Tabla 24. Datos de tuberías de procesos.	120
Tabla 25. Regímenes de flujo para tuberías bifásicas	124

Tabla 26. Dimensiones de recipientes de procesos	126
Tabla 27. Dimensiones deshidratador electroestático	127
Tabla 28. Dimensionamiento de aerofriadores.....	128
Tabla 29. Dimensionamiento de tubo carcasa	129
Tabla 30. Dimensionamiento de Bombas	130

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Unidades SI	Unidades inglesas
A_G : Área ocupada por gas	m^2	ft^2
A_{LL} : área ocupada por la fase liquida liviana	m^2	ft^2
A_{Lh} : área ocupada por la fase líquida pesada	m^2	ft^2
A_{NBL} : área transversal nivel bajo de líquido	m^2	ft^2
A_{NNL} : área transversal nivel normal de líquido	m^2	ft^2
A_p : Área de sección transversal de la gota	m^2	ft^2
A_T : Área transversal total de recipiente	m^2	ft^2
A_{TUB} : Área de sección transversal de tubería	m^2	ft^2
BHP : potencia de freno	Kw	Hp
C' : Coeficiente de dragado		
CI : Índice de correlación		
D : diámetro	m	ft
d_{NE} : diámetro de la boquilla de entrada	m	ft
d_{NG} : diámetro de la boquilla de salida de gas	m	ft
d_{NL} : diámetro de la boquilla de salida de líquido	m	ft
D_p : Diámetro de partícula	m	ft
E_H : Factor de cabezal de elevación		
f : Factor de fricción de Fanning		
f_w : factor de fricción de Weymouth		
$f_{1\phi}$: factor de fricción de Fanning para una fase		
$f_{2\phi}$: factor de fricción de Fanning para dos fase		
G : Gravedad específica a 60 °F		
G_m : Máxima velocidad másica de gas necesaria para asentar partículas de tamaño D_p	$\frac{Kg}{s * m^2}$	$\frac{lb}{h * ft^2}$
H : altura	m	ft
H_H : altura de holdup	m	ft
H_{Lh} : altura ocupada por la fase pesada	m	ft
H_{LL} : altura ocupada por la fase liviana	m	ft
H_{NAL} : altura nivel alto de líquido	m	ft
H_{NBL} : altura nivel bajo de líquido	m	ft
H_S : altura de surge	m	ft
H_W : altura de placa	m	ft
J : Grupo de aceleración		
K : constante de velocidad crítica	m/s	ft/s
K_s : constante de Ley de Stokes	In/min	$Cp/lb/ft^3$
K_w : Factor de caracterización de Watson		
L : longitud del separador	m	ft

L_{min} : Longitud mínima requerida	m	ft
L_s : Longitud de tapón de líquido esperado	m	ft
L_{TUB} : Longitud de tubería	m	ft
L_1 : Longitud mínima para que ocurra la separación líquido- líquido	m	ft
L_2 : Longitud mínima fase liviana.	m	ft
L/D: Relación longitud-diámetro del separador calculada		
(L/D)a: Relación longitud-diámetro del separador asumida		
mg : flujo masico del gas	m	lb/h
ml : flujo másico del líquido	m	lb/h
N : presión de cabezal	m	ft
N_{bomba} : eficiencia de la bomba		
N_{motor} : eficiencia del motor		
P: presión de operación	KPa	psi
$\bar{P}$: presión promedio	KPa	psi
PE: potencia eléctrica (total) de la bomba	Kw	Hp
PH: potencia hidráulica	Kw	Hp
P_M : peso molecular		
P_1 : Presión aguas arriba de la línea	KPa	psi
P_2 : Presión aguas abajo de la línea	KPa	psi
Q_G : caudal del gas	m^3/s	ft^3/s
Q_{GA} : flujo volumetrico actual del gas	m^3/s	ft^3/s
Q_L : caudal del líquido	m^3/s	ft^3/s
Q_{Ll} : Caudal fase liviana	m^3/s	ft^3/s
Q_{Lh} : Caudal fase pesada	m^3/s	ft^3/s
Q_M : caudal de la mezcla	m^3/s	ft^3/s
Re: Número de Reynolds		
R_L : Retención de líquido		
$Re_{2\phi}$: Número de Reynolds para mezcla de dos fases		
SG: gravedad específica		
T: temperatura	$^{\circ}K$	$^{\circ}R$
T_B : Temperatura de ebullición promedio	$^{\circ}K$	$^{\circ}R$
t_H : tiempo de retención de holdup	min	min
t_{Lh} : Tiempo de separación de la fase pesada	min	min
t_{Ll} : Tiempo de separación de la fase liviana	min	min
t_s : tiempo de retención de surge	min	min
t_{res} : tiempo de retención	min	min
U_A : velocidad de separación de la fase liquida dispersa	m/s	ft/s

en la fase continua		
U_C : Velocidad crítica de la fase de vapor	m/s	ft/s
U_G : velocidad de la fase de vapor	m/s	ft/s
U_{GA} : velocidad actual de vapor	m/s	ft/s
U_{Lh} : Velocidad de separación de la fase liviana en la fase pesada	m/s	ft/s
U_{LI} : Velocidad de separación de la fase pesada en la fase liviana	m/s	ft/s
U_{NE} : velocidad en la boquilla de entrada.	m/s	ft/s
U_{NG} : velocidad en la boquilla de salida de gas	m/s	ft/s
U_{NL} : velocidad en la boquilla de salida de líquido	m/s	ft/s
V_G : Velocidad real de gas	m/s	ft/s
V_H : volumen de holdup	m^3	ft^3
V_L : Velocidad real de líquido	m/s	ft/s
V_{MEZ} : velocidad de la mezcla	m/s	ft/s
V_{MG} : Velocidad másica de gas	$\frac{Kg}{s * m^2}$	$\frac{lb}{h * ft^2}$
V_{ML} : Velocidad másica de líquido	$\frac{Kg}{s * m^2}$	$\frac{lb}{h * ft^2}$
V_S : volumen de surge	m^3	ft^3
V_{SG} : Velocidad superficial del gas	m/s	ft/s
V_{SL} : Velocidad superficial de líquido	m/s	ft/s
V_{SLIP} : Velocidad de deslizamiento (Slip velocity)	m/s	ft/s
V_t : Velocidad crítica	m/s	ft/s
$V_{2\phi}$: Velocidad promedio de mezcla	m/s	ft/s
W_G : flujo másico del gas	Kg/s	lb/s
X: Variable independiente del método de la cuerda		
Y: Variable dependiente del método de la cuerda		
z: factor de compresibilidad		
α : Factor de corrección de presión y temperatura		
$(\Delta P)_a$: caída de presión por cambio de altura	KPa	psi
$(\Delta P)_E$: Caída de presión por cambios de elevación	KPa	psi
$(\Delta P)_f$: Caída de presión por fricción	KPa	psi
$(\Delta P)_T$: caída de presión total	KPa	psi
ε : Rugosidad relativa		
λ : Factor volumétrico		
μ : Viscosidad de la fase continua	$Pa.S$	cp
μ_G : viscosidad del gas	$Pa.S$	cp
μ_L : Viscosidad del líquido	$Pa.S$	cp
$\mu_{2\phi}$: Viscosidad promedio de mezcla	$Pa.S$	cp
ρ_G : Densidad del gas	Kg/m^3	lb/ft^3

ρ_L : Densidad del líquido	Kg/m^3	lb/ft^3
ρ_M : densidad de la mezcla	Kg/m^3	lb/ft^3
σ_L : Tensión superficial	N/m	$Dinas/cm$
τ : Factor de corrección de presión y temperatura		
$\emptyset$: tiempo requerido para la separación de gotas de líquido de vapor.	s	s

LISTA DE ABREVIATURAS

ABREVIATURA	
API	American Petroleum Institute (Instituto Americano de Petróleo)
ASTM	American Section of the International Association (Sección Americana de la Asociación Internacional)
CSD	Controlled Steam Drive (Unidad Controlada de Vapor)
CSS	Cyclic Steam Stimulation (Estimulación Cíclica por Vapor)
DFP	Diagrama de Flujo de Procesos
FPO	Faja Petrolífera del Orinoco
FWKO	Free water knock out (despojadores de agua)
HASD	Horizontal Alternating Steam Drive (Unidad Horizontal Alternada de Vapor)
HTRI	Heat Transfer Research, Inc. (Investigación de Transferencia de Calor S.A.)
MENPET	Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo
NAL	Nivel alto de líquido
NBL	Nivel bajo de líquido
NNL	Nivel normal de líquido
OTSG	Once Through Steam Generator (Generador de Vapor de Un Paso)
Ppm	Partes por millón
PTB	Pounds per Thousand Barrels (Libras por Miles de Barriles)
SAGD	Steam Assisted Gravity Drainage (Drenaje por gravedad asistido por vapor)
TBP	True Boiling Point (Punto de Ebullición Verdadero)
TDS	Total Dissolved Solids (Sólidos Totales Disueltos)

INTRODUCCIÓN

En este trabajo se hará énfasis en una estación de flujo ubicada en el bloque Junín de la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), para producir un crudo extrapesado, estableciendo métodos para la determinación de las propiedades de los fluidos, además del dimensionamiento y diseño de equipos de separación y diámetros de las tuberías principales del proceso en régimen bifásico, considerando los volúmenes adicionales para el manejo de cambios bruscos de volúmenes.

Una de las características de los crudos es la fluidez o viscosidad, representada también indirectamente por la densidad o gravedad específica, expresada internacionalmente mediante API. Los crudos pesados y extrapesados se distinguen de los livianos y medianos por poseer mayor viscosidad y densidad, así como la composición del peso molecular. Más liviano es el crudo que mayor API va a tener.

Resaltando que hace muchos años se conoce la existencia de estos crudos, es hoy que atraen la atención de los ingenieros ya que las reservas de crudos medianos y livianos no son suficientes para el futuro, por lo tanto reservas de estos crudos comenzaron a tener importancia, como es el caso de Venezuela que la mayor parte de las reservas petrolíferas están constituidas por crudos pesados y extrapesados.

A través de la empresa VEPICA se está desarrollando un proyecto destinado al diseño y creación de las instalaciones de superficie para la producción de 5 MBPD.

El presente trabajo consta de un primer capítulo sobre el tema de investigación, en el que se plantea el estudio, los objetivos perseguidos y la justificación del tema desarrollado. Posteriormente en el segundo capítulo, se presenta el marco teórico, en el cual se definen los conceptos y bases teóricas más importantes para comprender el estudio realizado y el marco referencial en el que se desarrolló el proyecto. En el tercer capítulo, se describe el proceso metodológico para cumplir con los objetivos del proyecto; un cuarto capítulo presenta los resultados obtenidos y el análisis realizado. Por último en el quinto capítulo, se exponen las conclusiones y recomendaciones. Adicionalmente se agregaron algunos documentos del proyecto.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1.Planteamiento del problema

La producción de crudo es uno de los procesos más importante y de mayor relevancia en Venezuela. Cabe destacar que el aspecto más importante en la explotación de yacimientos es, la producción de crudo en conjunto con el gas y agua.

El ingeniero de petróleo en conjunto con el ingeniero de procesos es el responsable de implementar las distintas herramientas de diseño con la finalidad de obtener los fluidos en superficie, bajo especificación para la venta.

Para ello se requiere diseñar las distintas unidades de procesos para el procesamiento y tratamiento de crudo, basado en los requerimientos volumétricos y de calidad.

Así mismo el diseño de equipos debe cumplir con los requerimientos establecidos por leyes, reglamentos, decretos, o normas oficiales vigentes.

El diseño de equipos utilizados para el tratamiento de los fluidos (crudo, agua y gas), requiere conocer diversos factores que deben ser considerados en su diseño para asegurar su operatividad y confiabilidad.

El procedimiento de diseño y evaluación de equipos en la etapa de ingeniería conceptual y básica hace uso de una serie de herramientas para desarrollar los cálculos, tomando en cuenta criterios de diseño de uso general en la industria petrolera.

La mayor parte de las reservas petrolíferas del país están constituidas por crudos pesados y extrapesados, para los cuales el transporte y tratamiento son de mayor complejidad que para los crudos convencionales, por tanto es necesario llevar a cabo un tratamiento y procesamiento adecuado para el crudo extrapesado en superficie utilizando los equipos adecuados e instalaciones y lograr un fluido lo más parecido a un crudo convencional y. Para la mejora de la producción de crudo, actualmente se están implementando nuevas tecnologías de producción que contemplan la inyección de vapor para optimizar el recobro de estos crudos, entre estas SAGD y HASD.

Para mejorar y Facilitar los procesos la, empresa VEPICA está desarrollando un proyecto destinado al diseño de las instalaciones de superficie para la producción de 5 MBPD de un crudo extrapesado de gravedad 8.5 API . El crudo será producido en el bloque Junín ubicado en la zona Suroeste de La Faja Petrolífera del Orinoco (FPO). El crudo extrapesado será producido mediante inyección de vapor.

En este sentido, el presente trabajo comprende el desarrollo del diseño de las Instalaciones de una estación de flujo que permita el procesamiento de los fluidos de manera de obtener los mismos en especificaciones.

I.2. Objetivos

I.2.1 Objetivo general

Desarrollar el diseño de una estación de flujo de crudo extrapesado de manera de obtener el crudo en especificación.

I.2.2 Objetivos específicos

- Identificar nuevas tecnologías que puedan ser aplicadas al procesamiento y estabilización de crudo en estaciones de flujo.
- Establecer los criterios de diseño para cada uno de los equipos que conforman la estación de flujo y desarrollar el método de cálculo basándose en dichos criterios.
- Evaluar y determinar el tipo de equipo más apropiado para obtener el crudo en especificación.
- Determinar las dimensiones y especificaciones de cada uno de los equipos.

I.3. Alcance

El alcance del trabajo fue el diseño de los equipos y demás instalaciones de superficie requeridos para el tratamiento de crudos extrapesados producidos a partir de técnicas de producción terciaria con inyección de vapor.

El diseño de estas instalaciones fue desarrollado a partir de datos de composición y volumen proporcionados por la empresa operadora. El diseño se realizó tomando en consideración los diferentes aspectos técnico-económicos involucrados específicamente en la producción de fluidos más complejos de producir como lo son los pesados y extrapesados.

I.4. Justificación

VEPICA desarrolla actualmente un estudio para determinar la viabilidad técnica y económica de un proyecto de producción de 5 MBD de crudo extrapesado.

Como parte de estudio se desarrolló esta tesis para realizar el diseño conceptual de la estación de flujo. La presente investigación se centró, entre otros, en los siguientes aspectos técnicos:

- Establecer las bases y criterios para el diseño de instalaciones con el manejo de crudos extrapesados.
- Análisis y dimensionamiento de tuberías principales del proceso. donde el crudo extrapesado debe fluir bajo un esquema bifásico y el efecto que tiene este tipo de flujo sobre el diseño de los equipos.
- Determinar, de acuerdo a las condiciones de operación y características de los fluidos, del número y configuración de los equipos requeridos para obtener un crudo en especificación. .

Un buen diseño de las instalaciones de superficie es de gran importancia para el proceso de producción del crudo. Por otra parte, con esta tesis se afianzaron conocimientos técnicos en los aspectos antes mencionados.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

II.1 El petróleo

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos que se presentan en la naturaleza, ya sea en estado sólido, líquido o gaseoso. (Gary & Handwerk, 2001)

II.1.1 Propiedades

Para determinar y clasificar las propiedades del crudo, es necesario realizar pruebas simples y los resultados que arroja junto a experiencias correlacionadas son utilizados para evaluarlo como materia prima para las refinerías. Las propiedades más útiles y necesarias para este trabajo se nombran a continuación.

Gravedad API

Es la medida de densidad del petróleo, esta varía dependiendo de la temperatura y presión en el yacimiento. La gravedad API está relacionada con la gravedad específica de tal manera que un incremento de la gravedad específica corresponde a una disminución de la gravedad API. La siguiente ecuación calcula esta propiedad.

$$API = \left(\frac{141.5}{\text{gravedad específica}} \right) - 131.5 \quad \text{Ec.1}$$

En la ecuación anterior la gravedad específica y la gravedad API se refiere a peso por unidad de volumen a 60°F comparado con agua a 60°F (Gary & Handwerk, 2001).

GOR

La relación gas – petróleo (GOR) es la cantidad valor de gas que se liberará del petróleo si se reduce la presión bajo el punto de burbuja.

WOR

La relación agua petróleo (WOR) se refiere a volumen de agua producida por cada barril de petróleo.

Viscosidad

Es una propiedad dinámica de un fluido que indica la resistencia al flujo y puede ser medida únicamente cuando el fluido está en movimiento.

La viscosidad es un número que representa las fuerzas de arrastre causadas por las fuerzas de atracción en capas de fluido adyacentes, podría ser considerado como la fricción interna entre moléculas. Unidad centipoise (cp).

Cuando se tiene un valor alto de viscosidad, el fluido tiene mucha resistencia al flujo. La viscosidad varía por el cambio de presión y temperatura. En el caso de la presión, cuando el crudo baja de la presión de burbuja y comienza la liberación de gas, la viscosidad aumenta (FONCIED, 1998).

Factor Volumétrico

Debido a la diferencia en volumen de petróleo en la formación y la superficie, producto de la variación de presión y temperatura, se hace uso del factor volumétrico permitiendo relacionar estos dos volúmenes, siendo el volumen de yacimiento menor al de superficie (FONCIED, 1998).

Contenido de azufre

Esta propiedad junto a la gravedad API son las que más afectan a la calidad del crudo (aun cuando el contenido de nitrógeno y metales tiene importancia) e influyen directamente sobre su precio. El contenido de azufre es expresado como porcentaje en peso de azufre y varía desde menos de 0.1% p/p hasta valores superiores a 5% p/p. En el caso de los crudos con contenidos mayores a 0.5% p/p generalmente requieren procesamiento más extensos que aquellos con un contenido de azufre menor. A este crudo con más de 0.5% p/p se le denomina crudo agrio (Gary & Handwerk, 2001).

Punto de fluidez

En °F o °C, el punto de fluidez de un crudo, es un indicador de la parafinidad y aromaticidad relativa del crudo. Más bajo el punto de fluidez, menor el contenido de parafinas y mayor el contenido de aromáticos. (Gary & Handwerk, 2001).

Carbón residual

Para determinar el residuo de carbón se debe realizar por la destilación de coque en ausencia de aire. El carbón residual se relaciona con el contenido de asfálténico del crudo y con la fracción de lubricante que puede ser recuperada. En la mayoría de los casos, mientras menor es el carbón residual, más valioso es el crudo.

Esto es expresado en términos de porcentaje en peso de carbón ya sea mediante la prueba ASTM Ramsbottom (RCR) o Conradson (CCR), procedimientos D-524 y D-189 respectivamente (Gary & Handwerk, 2001).

Contenido de sal

Si el contenido de sal en el crudo que se expresa comúnmente como NaCl, es mayor que 10 lb/1000bbl, generalmente es necesario desalar el crudo antes de que sea procesado ya que generalmente los oleoductos y refinerías admiten contenidos de sal bajos debido a la acción corrosiva y posteriores daños que generan mayores concentraciones de sal en el fluido. 1 lb/1000 bbl es aproximadamente 3 ppm (Gary & Handwerk, 2001).

Factores de caracterización

Existen muchas correlaciones para indicar la aromaticidad y parafinidad de los crudos, pero los más ampliamente utilizados son el UOP o “factor de caracterización de Watson” (K_w) y el “índice de correlación de la U.S. Bureau of Mines” (CI).

$$K_w = \frac{T_B^{1/3}}{G} \quad \text{Ec.2}$$

$$CI = \frac{87.552}{T_B} + 473.7G - 456.8 \quad \text{Ec.3}$$

Dónde:

T_B = punto de ebullición medio, °R

G = peso específico a 60 °F

El factor de caracterización de Watson debe variar desde valores menores a 10 para materiales altamente aromáticos hasta casi 15 para componentes altamente parafínicos. Los crudos muestran un intervalo más estrecho de K_w y varía de 10.5 para crudos altamente nafténicos hasta 12.9 para crudos de base parafínica.

El índice de correlación es útil en la evaluación de fracciones individuales que proceden del crudo. La escala se basa en parafinas de cadenas lineales teniendo un valor de CI de 0, y benceno con un valor de CI de 100. Los valores de CI no son cuantitativos, pero mientras menor es el valor, mayor es la concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción; mientras mayor es el valor de CI, mayor es la concentración de naftenos y aromáticos. (Gary & Handwerk, 2001).

Rango de destilación

Las corrientes derivadas del petróleo contienen componentes de diversas clases de hidrocarburos por lo tanto un análisis componente por componente no es práctico y además muy costoso, razón por la cual, es raramente llevado a cabo en el laboratorio. Más aun, estos análisis usualmente no son necesarios pues las composiciones de los productos finales e intermedios son controladas para realizar pruebas simples de laboratorio.

Estas pruebas están diseñadas para ser rápidas, económicas y reproducibles. La destilación de temperatura de ebullición verdadera (TBP, por sus siglas en inglés) es la mejor representación de la composición de una corriente de petróleo. Desafortunadamente el tiempo y el gasto requerido para esta prueba restringen su uso a muestras de crudo. Pruebas más simples y menos costosas son utilizadas para el control

de procesos de refinación (Gary & Handwerk, 2001). No hay un procedimiento estándar para destilaciones TBP. El método Hempel de la U.S. Bureau of Mines (Departamento de minas de los Estados Unidos) y la destilación ASTM D-285 son los más comúnmente utilizados (Nelson, 1958).

Ninguna de éstas especifica el número de platos teóricos o el reflujo utilizado y como resultado hay una tendencia a usar los resultados de la destilación 15:5 (D-2892) más que la TBP. La destilación 15:5 es llevada a cabo utilizando 15 platos teóricos y un reflujo de 5:1. (Gary & Handwerk, 2001).

El rango de destilación de crudo debe estar correlacionado también con las destilaciones ASTM pues las especificaciones de los productos se basan generalmente en las pruebas simples de destilación ASTM D-86 y D-1160. El punto final de destilación TBP para varias fracciones puede aproximarse mediante el uso de la Figura 1.

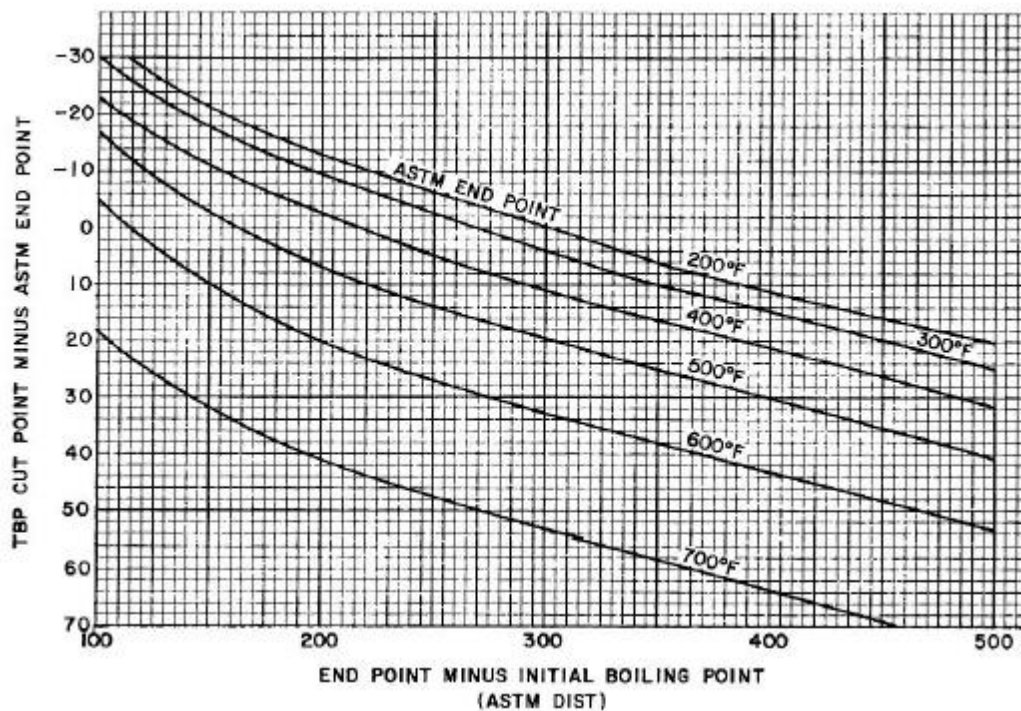


Figura 1. Punto final menos punto inicial de ebullición

(Destilación ASTM)

Fuente: (Gary & Handwerk, 2001)

II.2 Descripción del campo

A continuación se presenta una breve explicación el campo donde se desarrollara el trabajo.

II.2.1 Faja Petrolífera del Orinoco (FPO)

Es la zona donde se concentra la mayor reserva de crudo extrapesado de Venezuela, y se considera la acumulación más grande de petróleo pesado y extrapesado que existe en el mundo.

Su extensión está sobre un área de 700 km aproximadamente de este a oeste desde el suroeste de la ciudad de Calabozo en el estado Guárico hasta la desembocadura del río Orinoco en el estado Delta Amacuro, comprende parte de los estados Guárico, Anzoátegui, Monagas y Delta Amacuro; y posee unos 70 km de norte a sur para así tener una superficie total de 55.314 Km². Se divide en cuatro grandes áreas cuyos nombres son Boyacá, Junín, Ayacucho, Carabobo, como se muestra en la figura 2. En la figura 3 se muestra la ubicación de la FPO y las principales operadoras dedicadas a la explotación petrolera en esta zona.

La Figura 2 muestra la división en bloques de la FPO para la cuantificación de las reservas.

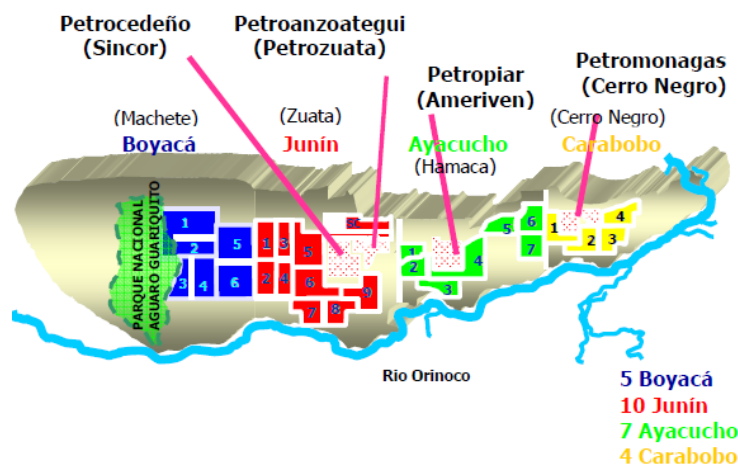


Figura 2: Faja Petrolífera del Orinoco. (Hernandez N. , 2008)

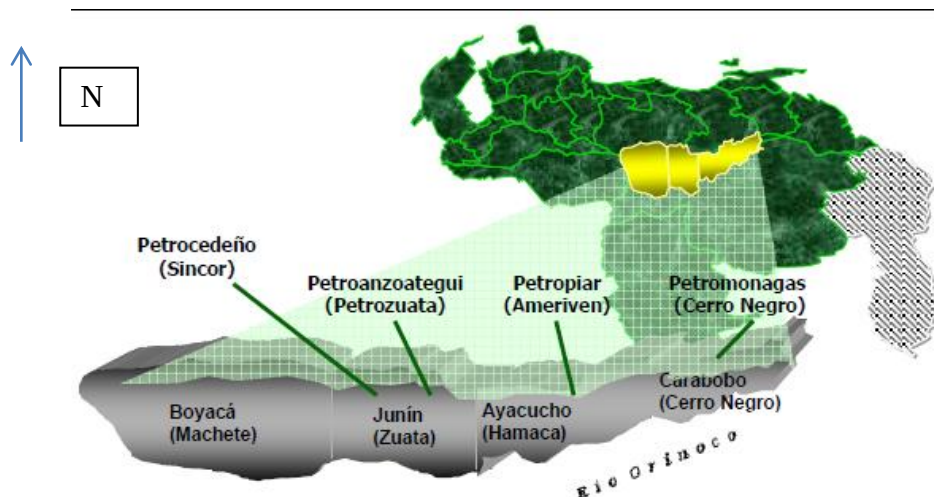


Figura 3. División en bloques de la FPO. (Hernandez N. , 2008)

Las exploraciones en la FPO se iniciaron en 1920, pero los resultados fueron decepcionantes: el petróleo que se encontró era demasiado pesado para su explotación comercial de acuerdo con las condiciones tecnológicas y económicas de entonces. En los siguientes años se continuó realizando intentos de exploraciones pero se llegaba al mismo resultado sin embargo en 1956/57, durante una explotación se logró producir unos 20.000 barriles diarios de crudo pesado. En efecto, las exploraciones arrojaron como resultado que la Faja contenía, predominantemente, petróleo pesado - de acuerdo con la nomenclatura del presente, extrapesado- y no una materia bituminosa como se pensaba previamente. Hacia fines de los años sesenta y principios de los setenta, el Ministerio de Energía y Petróleo (MENPET) (PDVSA, 2016) condujo un programa exploratorio bastante intensivo, llegando a perforarse 116 pozos.

Después de la nacionalización el MENPET pasó, en 1978, la FPO a PDVSA para que condujera un estudio más detallado. Para esto se le concedió un plazo de cinco años. Fue entonces cuando PDVSA dividió el área de la Faja, de aproximadamente 54 mil km², en las cuatro partes que se conocen hoy en día, asignándolas a las diferentes filiales. Entre los años 1979 y 1983, se llegaron a perforar unos 662 pozos exploratorios adicionales.

En 1993 comenzó el proceso de apertura petrolera que tenía entre sus objetivos desarrollar la FPO, a través de asociaciones estratégicas y del negocio del combustible Orimulsión®. Las asociaciones estratégicas fueron sociedades creadas con empresas privadas para las actividades de explotación de hidrocarburos (Badaracco, 2012).

II.2.2 Reservas probadas

Son las cantidades estimadas de petróleo crudo y gas natural en yacimientos conocidos que, con razonable certeza, se podrán recuperar en el futuro bajo las condiciones económicas y operativas actuales. Debido a la incertidumbre inherente y al carácter limitado de los datos sobre los yacimientos, las estimaciones de las reservas están sujetas a modificaciones, a través del tiempo, a medida que se dispone de mayor información. Las reservas probadas no incluyen los volúmenes adicionales que podrían resultar de extender las áreas exploradas actuales, o de la aplicación de procesos de recuperación secundaria que no han sido ensayados y calificados como económicamente factibles. (PDVSA, 2016)

Los niveles de las reservas probadas de crudo, durante el año 2015, se ubicaron en 300.878 MMBLS. La distribución de reservas por cuencas es la siguiente: 20.330 MMBLS Maracaibo - Falcón; 1.088 MMBLS Barinas - Apure; 279.117 MMBLS Oriental y 343 MMBLS Carúpano. La FPO Hugo Chávez forma parte de la cuenca Oriental y sus reservas son 270.703 MMBLS de crudo, de las cuales 2 MMBLS corresponde a gas húmedo, 76 MMBLS corresponde a crudo condesado, 1.609 MMBLS corresponde a crudo liviano, 1.202 MMBLS corresponde a crudo mediano, 8.299 MMBLS a crudo pesado y 259.515 MMBLS a crudo extrapesado. (PDVSA, 2016).

Con fines ilustrativos se muestran en la Tabla 4 las características principales de los crudos de la región occidental y la Faja Petrolífera del Orinoco:

Tabla 1. Características del crudo de la región occidental y la Faja Petrolífera del Orinoco. (Ferro, 2008).

	Region occidental			FPO
Propiedad	Crudos livianos	Crudos medianos	Crudos pesados	Crudos extrapesados
Gravedad API	31.9 °API	22.0°API	11.0°API	8.5 ° API
Contenido de azufre	1.184 % p/p	2.97 % p/p	2.66 % p/p	3.5 % p/p
Acidez(número de neutralización)	0.221 mg KOH/g	0.703 mg KOH/g	4.22 mg KOH/g	2.3 mg KOH/g
Contenido de metales	108 ppm	653 ppm	485 ppm	488 ppm
Viscosidad @ 100 °F	8.80 cSt	85.88 cSt	1425 cSt (140 °F)	9960 cSt (117.7 °F)
Viscosidad @ 122 °F	6.62 cSt	49.46 cSt	287.6 cSt (188 °F)	36.26 cSt (302 °F)

Como se puede apreciar en la tabla anterior, el crudo de la FPO es un crudo extrapesado de elevada viscosidad, en comparación con otros crudos de mayor gravedad API, que además requiere un procesamiento especial debido a su elevada densidad y contenido de azufre.

II.2.3 Exploración y producción

El proceso de exploración y producción tiene como objetivo maximizar el valor económico de las reservas de hidrocarburos a largo plazo, garantizando la seguridad tanto de las instalaciones como del personal, tomando en cuenta el medio ambiente. (PDVSA, 2016).

Uno de los procesos más importantes de la industria petrolera es el de exploración, pues depende de él, el hallazgo de los hidrocarburos; su misión principal consiste en la incorporación de recursos de acuerdo a los lineamientos de las corporaciones para asegurar la continuidad del negocio.

La etapa de producción se refiere a la explotación del hidrocarburo en el yacimiento. Este proceso comienza luego de que se comprueba la presencia de petróleo y gas natural gracias a las perforaciones de pozos exploratorios (PDVSA, 2016).

II.2.4 Etapas de producción de petróleo

Flujo en el yacimiento

Esta fase se refiere a la trayectoria que debe hacer el fluido a través de los poros interconectados de la roca porosa permeable hasta llegar al pozo, gracias a la presión y energía que existe en el yacimiento. (PDVSA, 2016).

Producción del pozo

Una vez que el fluido llega al pozo, continúa su recorrido por la tubería de producción hasta alcanzar la superficie. A medida que el gas asciende la presión disminuye y ocurre la liberación del gas disuelto en el crudo. (PDVSA, 2016).

Recolección de crudo

Cuando ya el fluido se encuentra en superficie, se recolecta mediante un sistema de líneas de flujo que van desde el cabezal de los pozos hasta la estación de flujo. (PDVSA, 2016)

Separación de gas

En las estaciones de flujo, el petróleo y el gas producido entran a los separadores donde se completa la separación de gas que aún quedaba mezclado en el petróleo. Al salir cada fluido toma rutas diferentes, para cumplir cada uno respectivamente con sus especificaciones establecidas. (PDVSA, 2016).

Almacenamiento de crudo

El petróleo que es separado es bombeado a través de las tuberías hasta los patios de tanques, donde finalmente se recolecta y almacena toda la producción de petróleo de

un área determinada, para ser tratada eliminando el agua y la sal que contiene, colocándolo bajo especificación comercial. (PDVSA, 2016).

Transporte en oleoductos

El crudo sin agua y sal almacenada es enviado a través de oleoductos a las refinerías del país y a los terminales de embarque para exportación. (PDVSA, 2016).

Embarque y exportación

El petróleo que llega a los terminales de embarque es cargado a la flota tanquera para su envío a los distintos sitios del mundo (PDVSA, 2016).

II.2.5 Instalaciones de superficie

En la etapa de recolección los fluidos llegan a una estación de recolección determinada con los equipos necesarios, la cual se diseña en base a la producción de una cantidad de pozos ya conocidas. Estas instalaciones facilitan el recibo, la separación, medición, tratamiento, almacenamiento y despacho de hidrocarburos.

El objetivo de las instalaciones de superficie es separar la corriente proveniente de los pozos en tres componentes típicamente llamados fases: crudo, gas y agua; una vez hecho esto, se procesan estas fases para convertirlas en productos de mayor valor comercial o disponer de ellas de una forma ambientalmente aceptable. Esta separación de fases se lleva a cabo en equipos separadores.

El gas obtenido debe ser comprimido y tratado para su uso dentro de las instalaciones, o para la venta. La compresión se lleva a cabo usualmente en compresores reciprocantes, debido a que el gas por lo general se encuentra saturado con agua, se utilizan deshidratadores para llevar la humedad a un nivel aceptable. En algunas ocasiones es necesario además retirar hidrocarburos pesados o contaminantes como H_2S y CO_2 , para lo cual se necesitan equipos adicionales para el tratamiento del gas. (Arnold & Stewart, 1999).

El crudo y la emulsión retirada en los separadores deben ser tratados para remover el agua. La mayoría de los compradores especifican un porcentaje máximo de agua y sólidos el cual debe ser típicamente de 1% dependiendo de la locación.

Adicionalmente las refinerías tienen un límite en el contenido de sal en el crudo, lo cual puede requerir varios procesos de dilución con agua fresca y posterior tratamiento para retirar el agua. Los límites típicos para el contenido de sal oscilan entre 10 y 15 PTB. (Arnold & Stewart, 1999).

El agua usualmente es inyectada en pozos de disposición final o usada por mecanismos de producción. De cualquiera de las dos maneras que se use, el agua proveniente de los separadores debe ser tratada para remover restos de crudos o sólidos que pueda tener. El tratamiento de estas se realiza en equipos desnatadores que son muy parecidos a los separadores convencionales.

Las instalaciones deben proveer mediciones y ensayos, de esta forma el gas, crudo y agua de producción, pueden ser asignados apropiadamente a cada pozo. Esto es necesario no solo para propósitos de contabilización sino también para ejecutar estudios sobre las reservas a medida que el campo se agota (Arnold & Stewart, 1999).

Para realizar las mediciones y pruebas para los pozos de producción se utilizan separadores de prueba, éstos son versiones reducidas de los separadores de producción que segregan y miden el gas, el petróleo y el agua producidos. Habitualmente los separadores de prueba son recipientes cilíndricos que se despliegan en forma horizontal. Estos recipientes poseen una longitud que oscila entre 4.6 y 9.1 m [15 y 30 pies] y una altura que fluctúa entre 2.4 y 4 m [8 y 123 pies] y pesan hasta 9.072 Kg. Estos sistemas miden las fases de los fluidos independientes de forma individual cuando salen del recipiente, antes de mezclar y hacer retornar los fluidos a una línea de flujo. Las condiciones operacionales normales para un separador de prueba se limitan a presiones que oscilan entre 200 y 1000 lpc, con presiones de trabajo máximas de hasta 1400 lpc (Schlumberger, 2005).

En la Figura 4 se muestra un diagrama de flujo típico para instalaciones de superficie:

II.2.6 Problemas operacionales

Crudos espumosos

La formación de espuma en un recipiente separador origina los siguientes problemas:

- El control mecánico del nivel de líquido se ve afectado pues ningún dispositivo de control puede tratar con esencialmente tres fases líquidas en lugar de dos.
- La espuma presenta una alta proporción volumen/peso por lo que puede ocupar mucho espacio del recipiente que debería estar disponible para la sección de recolección de líquido o de asentamiento por gravedad.
- En un banco de espuma no controlado se vuelve imposible remover el gas separado o el crudo desgasificado del recipiente sin la fuga de una porción de material espumoso en la salida de gas o de líquido.

Es importante señalar que la cantidad de espuma depende de la caída de presión a la que está sujeta la entrada de líquido así como también de las características del líquido a las condiciones del separador. En algunos casos los efectos de la temperatura pueden ser significativos. Supresores de espuma frecuentemente hacen un buen trabajo en el aumento de la capacidad de un separador dado. (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Parafinas

La operación de un separador puede verse afectada por la acumulación de parafinas. Placas coalescedoras y extractores de niebla son particularmente propensos a taponarse por acumulación de parafinas. Donde se haya determinado que la acumulación de parafinas es un problema potencial, deberán considerarse el uso de extractores de niebla centrífugos. Las entradas de mantenimiento y boquillas deben estar diseñadas para permitir la limpieza de los internos del separador, ya sea por vapor, solvente u otros medios. (Arnold & Stewart, 1999) (MDP-03-S-01, 1995).

Arena

La arena puede ser problemática en los separadores causando fallas en las válvulas, taponamiento de los internos y acumulación en el fondo del separador. Internos especiales para válvulas pueden minimizar los efectos de la arena en éstas. La acumulación de arena en los separadores por su parte, puede ser aliviada mediante el uso de *sand jets* (dispositivos de remoción de arena por chorros de agua a presión).

Corrosión

Los principales problemas de corrosión en la producción de crudo mediante recuperación térmica vienen dados por la presencia de los gases CO₂ y H₂S en combinación con agua líquida. El H₂S disuelto en agua es un ácido débil. El CO₂ al disolverse e hidratarse forma ácido carbónico [H₂CO₃]. Ambos ácidos débiles son fuente de protones que tienden a corroer las tuberías y equipos de proceso. La existencia de bacterias, microorganismos y sólidos depositados agravan estos problemas. Los microorganismos pueden adherirse a las paredes de las tuberías y degradar el metal. Sólidos como la arena pueden erosionar internamente las tuberías y en caso de estancamiento puede causar problemas de corrosión bajo los depósitos.

Por su parte, el oxígeno no es encontrado en los reservorios y se realizan grandes esfuerzos para garantizar que éste no ingrese al ambiente de producción, sin embargo, en algunos casos unas pocas partes por millón (ppm) de oxígeno ingresan a las tuberías ocasionando corrosión en éstas.

Otros problemas operacionales frecuentes son el arrastre de líquido y los escapes de gas con la fase líquida (gas blowby). El arrastre puede ser indicativo de altos niveles de líquido, daño en los internos del separador, espuma, diseño inapropiado, taponamiento de las salidas de líquido o un flujo que excede al de diseño. Por su parte el escape de gas con la fase líquida puede ser indicativo de bajos niveles de líquido, formación de vórtices o fallas de control de nivel (Arnold & Stewart, 1999).

II.2.7 Recuperación térmica de petróleo

Las reservas de crudo pesado presentan un problema único de producción, la alta viscosidad del crudo dificulta el proceso y en algunos casos lo hace imposible. El mejor método para movilizar el crudo es calentar la formación para reducir su viscosidad. Cuando el calentamiento es utilizado en la recuperación de petróleo, el método de recuperación se denomina recuperación térmica. Los métodos de recuperación térmica más comunes son los siguientes:

- *Estimulación por vapor*: En este método se inyecta vapor en el pozo productor durante un período de tiempo especificado (normalmente más de un mes); luego el pozo se cierra por otro período de tiempo (normalmente unos pocos días). El vapor inyectado calienta los alrededores de la formación causando una reducción significativa en la viscosidad del crudo, El pozo es entonces puesto en producción por un período de tiempo hasta que el flujo disminuya. El proceso es repetido a través del mismo ciclo de inyección, cierre y producción. Este método es también conocido como CSS, HASD o método Hugh and Pugh.
- *Inundación por vapor*: En este método el vapor se inyecta en un pozo de inyección para reducir la viscosidad del crudo mientras el vapor condensado lo desplaza hacia el pozo de producción. Una forma de inundación por vapor que se ha vuelto popular es el SAGD, esta técnica utiliza dos pozos horizontales, uno algunos metros encima del otro, siendo el pozo superior el pozo de inyección.
- *Combustión in situ*: En este proceso se inyecta aire en la formación a través de un pozo de inyección en condiciones tales que se inicie la ignición del crudo dentro de la formación cercana. La zona de combustión crea un frente de crudo destilado, vapor y gases. La inyección continua de aire dirige el frente de combustión hacia los pozos productores. La combinación de calentamiento y desplazamiento por el vapor, gases y líquidos condensados mejora la recuperación de petróleo (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

En las Figuras 5,6 y 7 se muestran esquemas para cada método de recuperación.

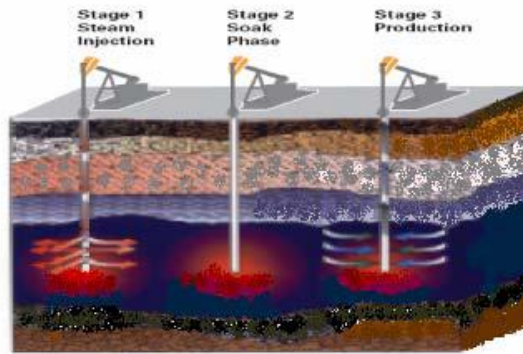


Figura 5. Esquema del método de producción CSS (Cohen, 2006)..

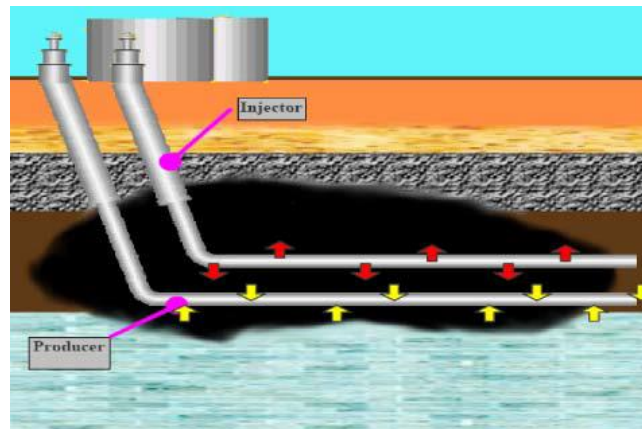


Figura 6. Esquema del método de producción SAGD (Cohen, 2006).

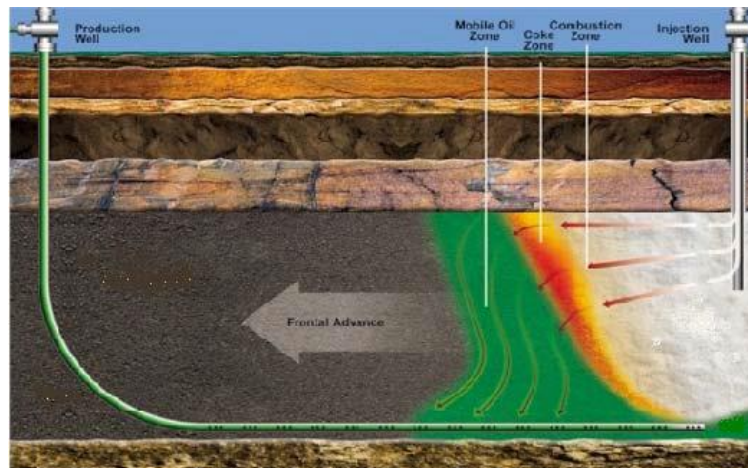


Figura 7. Esquema del método de producción por combustión in situ (Cohen, 2006).

II.3 Recipientes de proceso

Los recipientes en los procesos de producción pueden ser de dos tipos: los que poseen internos y aquellos esencialmente sin éstos. Los primeros nombrados son llamados tambores o tanques y su principal función es proveer almacenamiento intermedio o tratamiento de una corriente de proceso, durante un período de tiempo limitado o extendido para proveer una separación de fases. Sus dimensiones deben ser establecidas mediante cálculos de proceso definidos o reglas generales basadas en la experiencia. La segunda categoría comprende las carcasas de equipos como intercambiadores de calor, reactores, mezcladores, fraccionadores y otros equipos contenedores que pueden ser diseñados y contruidos independientemente de los internos que sean necesarios. Sus dimensiones principales son establecidas por los requerimientos de proceso (Walas, 1990).

II.3.1 Función de un separador

Los separadores de mezclas gas-líquido forman parte de un grupo de equipos que involucran los procesos de separación de fases: sólidas, líquidas y gaseosas. Se diseñan equipos para separar mezclas de diferentes fases como: gas-líquido, gas-sólido, líquido-líquido, líquido-sólido, sólido-sólido y sólido-líquido-gas. El propósito principal de todo separador es liberar la fase deseada tanto como sea posible de la (s) otra (s), y para esto se debe seleccionar el proceso físico correcto. Existen varios procesos físicos de separación, los cuales se basan en los principios siguientes:

- Gravedad
- Fuerza centrífuga (inercia)
- Choque
- Precipitación electrostática
- Precipitación sónica
- Filtración
- Adherencia

- Adsorción
- Difusión térmica

En los equipos utilizados en la industria petrolera los principios más usados son los tres primeros: Gravedad, inercia y choque. De esta amplia variedad de separadores se centrará la atención en los separadores gas-líquido, los cuales son utilizados frecuentemente en las áreas de producción para separar el gas del petróleo y el agua.

II.3.2 Clasificación de los separadores

Los separadores gas-líquido generalmente se clasifican por su forma en tres grupos: horizontales, verticales y esféricos. En las Figuras 8, 9 y 10 se muestran esquemas de cada uno de estos tipos de separadores. Otra forma de clasificación considera el número de fases que deben separarse: bifásicos (dos fases) o trifásicos (tres fases).

Frecuentemente en las áreas de producción petrolera se trata de evitar la operación de separadores trifásicos principalmente cuando el agua separada es corrosiva; en estos casos el agua se drena continuamente.

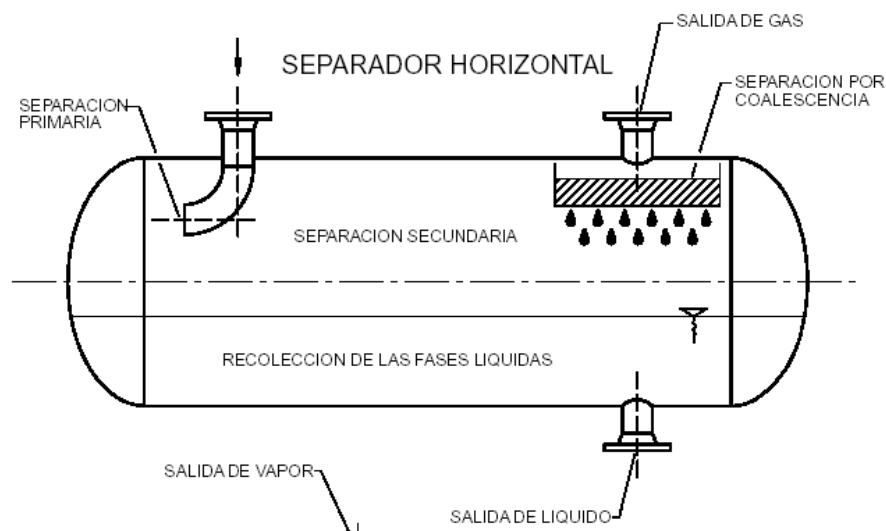


Figura 8. Esquema de un separador horizontal. (MDP-03-S-01, 1995)

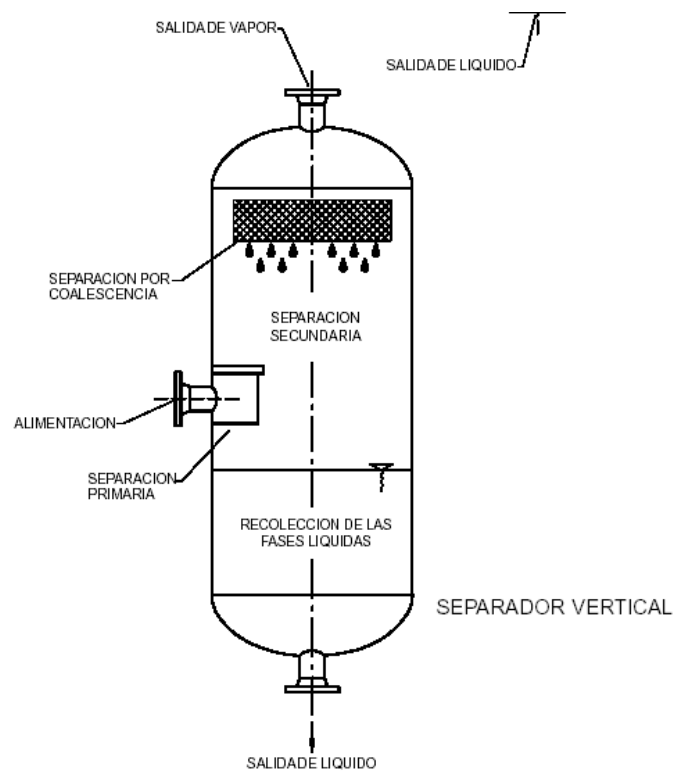


Figura 9. Esquema de un separador vertical. (MDP-03-S-01, 1995).

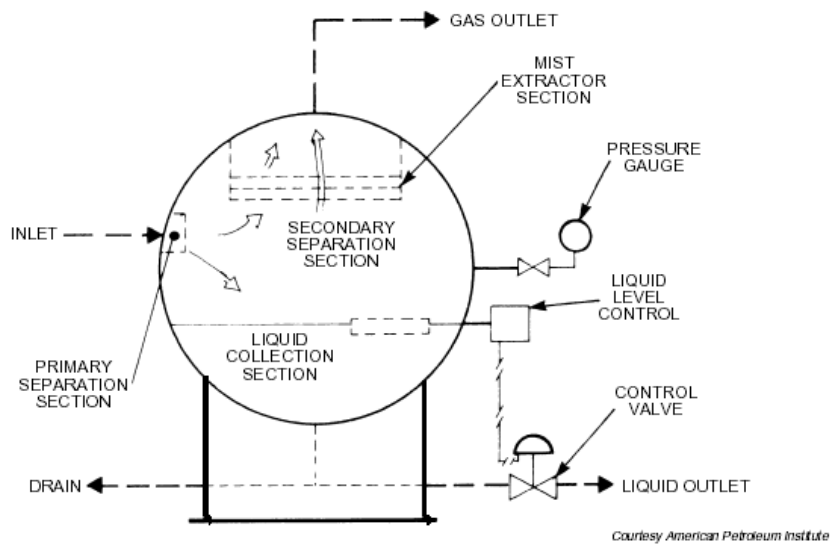


Figura 10. Esquema de un separador esférico. (GPSA, 1990)

II.3.3 Características de los separadores

Dentro de las características más importantes que presentan los separadores gas-líquido según su geometría se encuentran las siguientes:

Separadores verticales

Son usualmente seleccionados cuando la razón gas-líquido es alta o el volumen total de gas es pequeño, entre sus características principales se encuentran:

- El nivel de líquido no es crítico.
- Pueden acumular gran cantidad de arena.
- Son fáciles de limpiar.
- Tienen mayor capacidad para manejar volúmenes anormales de líquido.
- El uso de extractores de niebla puede disminuir considerablemente el diámetro requerido del recipiente.

Separadores horizontales

Son más eficientes donde se manejan altos volúmenes de fluido y grandes cantidades de gas disuelto presentes en el líquido. Mientras mayor sea el área de superficie del líquido en esta configuración, se optimizan las condiciones para la liberación de gas atrapado. Sus características principales son las siguientes:

- Pueden manejar bien la producción de petróleos con espuma.
- Resultan más económicos que los verticales.
- Son más fáciles de colocar sobre una plataforma metálica.
- Resultan más económicos y más eficientes para manejar altos caudales de gas y líquidos.
- Requieren de diámetros más bajos para una capacidad determinada con respecto a los verticales.

Separadores esféricos

Estos separadores son ocasionalmente utilizados para servicios de alta presión donde un tamaño compacto es deseado y se manejan volúmenes pequeños de líquido, entre sus características se tiene:

- Son los más económicos.
- Tienen buena capacidad para manejar volúmenes de reserva.
- Son más difíciles de construir.

En este trabajo especial de grado se hará énfasis en los separadores verticales y horizontales pues son los más comúnmente utilizados en la industria.

II.3.4 Función de los accesorios internos y externos de un separador gas-líquido

Los separadores poseen una serie de accesorios internos y externos que cumplen distintas funciones, ayudan a mejorar la separación de las fases garantizando una operación confiable y segura. Los accesorios internos se especifican para efectuar dentro del recipiente la separación primaria de la mezcla gas-líquido, mejorar la distribución del líquido que entra, disminuir las turbulencias y reducir el arrastre de líquido por el gas y el arrastre de gas por el líquido que sale del separador. (MDP-3-S-03, 1995).

Dentro de los accesorios internos más comúnmente utilizados se encuentran los siguientes:

- Placas desviadoras (baffles) y placas de choque.
- Deflectores
- Ciclones
- Placas alineadas de flujo
- Eliminadores de niebla
- Correctores de vórtices

Como accesorios externos se tienen:

- Válvulas de seguridad y alivio

- Válvulas de control de contra-presión
- Válvulas de control de líquido
- Instrumentos de medición y control (CIED, 1995).

II.3.5 Secciones de un separador

Los separadores usualmente presentan cuatro secciones principales y estas no consideran la forma de este:

Una sección de separación primaria esta es utilizada para separar la porción en la entrada de la alimentación principal del líquido libre. Esta sección incluye la boquilla de entrada, que puede ser tangencial o una placa para tomar ventaja del efecto inercial de la fuerza centrífuga o un cambio abrupto de dirección, para separar la porción principal del líquido de la corriente de gas.

La sección de separación secundaria o de gravedad es diseñada para utilizar la fuerza de gravedad para mejorar la separación de las gotas de líquido entrantes. Consiste en una porción de recipiente a través de la cual el gas se mueve con una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia propiciando la decantación de la fase líquida.

La sección de coalescencia utiliza un extractor de niebla normalmente para remover las gotas de líquido más pequeñas por impacto sobre una superficie en la que coalescen. Un arrastre típico de líquido es menor a 0.1 gal/MMscf.

La sección de recolección de líquido actúa como un receptor para todo el líquido removido de la fase gas en las secciones primaria, secundaria y de coalescencia.

Dependiendo de los requerimientos, esta sección deberá tener un cierto volumen de retención para desgasificación o manejo de tapones de líquido (slug catching) sobre un nivel mínimo de líquido necesario para el apropiado funcionamiento de los controladores. La desgasificación puede requerir un separador horizontal con un nivel de líquido poco profundo mientras que la separación de emulsiones puede requerir altas temperaturas, altos niveles de líquido y/o la adición de surfactantes. (GPSA, 1990).

II.3.6 Selección de configuración de separadores

Para seleccionar de forma apropiada la configuración de un separador se deben tomar en cuenta los siguientes factores:

- Manejo de materiales como arena, lodo, productos corrosivos, entre otros.
- Espacio requerido.
- Incorporación de serpentines (calentamiento) o sand jets (manejo de arena).
- Área superficial requerida para desgasificación del líquido separado.
- Cambios de nivel de líquido.
- Volumen de retención requerido.

Se muestra a continuación la Tabla 2 que resume algunas de las situaciones más comunes en las que debe diseñarse un separador y las sugerencias correspondientes en cuanto a configuración.

Tabla 2. Recomendación de tipo de separador para algunas situaciones comunes.
(MDP-03-S-01, 1995)

	Vertical sin malla	Vertical con malla	Horizontal sin malla	Horizontal con malla
Alta relación vapor/líquido	Muy recomendable	Muy recomendable	moderado	Moderado
Alto “turndown” de flujo de gas	Muy recomendable	Muy recomendable	Moderado	Moderado
Baja relación vapor /líquido	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Alto “turndown” de flujo de líquido	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Presencia de sólidos/material es pegajosos	Recomendable	Moderado: considerar internos especiales	Moderado: considerar internos especiales/inclinación	Moderado: considerar internos especiales/inclinación
Limitaciones en área de planta	Recomendable	Recomendable	No recomendable	No recomendable
Limitaciones en espacio vertical o altura	No recomendable	No recomendable	Recomendable	Recomendable

Nota: Se define “turndown” como la relación entre los caudales límite (máximo/mínimo) de operación.

II.3.7 Mecanismos de separación

Momento

Dos fases con distintas densidades tendrán diferentes momentos. Si una corriente bifásica cambia de dirección bruscamente, el momento ahora de mayor magnitud, no permitirá a las partículas de la fase más pesada moverse tan rápidamente como el

fluido más liviano, ocurriendo así la separación. El momento es usualmente empleado para la separación por volumen de dos fases en una corriente. (GPSA, 1990).

Separación por gravedad

Las gotas de líquido se asentarán si la fuerza de gravedad que actúa sobre éstas es mayor que la fuerza de dragado del gas que fluye a su alrededor. En la Figura 14 se muestra un diagrama de fuerzas para ilustrar esta situación. (GPSA, 1990).

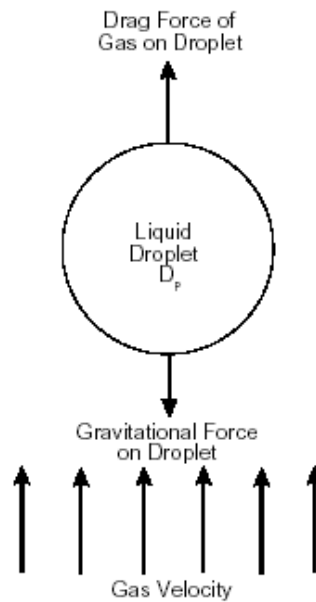


Figura 11. Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido en una corriente de gas.
(GPSA, 1990)

Estas fuerzas pueden ser descritas matemáticamente usando la velocidad límite:

$$V_t = \sqrt{\frac{2gMp(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L \rho_G A p C'}} = \sqrt{\frac{4gDp(\rho_L - \rho_G)}{3\rho_G C}} \quad \text{Ec.4}$$

Se ha determinado que el coeficiente de dragado es una función de la forma de la partícula y el número de Reynolds del gas fluyente. Para los propósitos de esta ecuación la partícula se considera una esfera rígida. El número de Reynolds se define:

$$Re = \frac{1.488 D_p V_t \rho_G}{\mu} \quad Ec.5$$

De esta forma se requiere una solución de ensayo y error, ya que el tamaño de la partícula D_p y la velocidad límite V_t están involucrados. Para evadir el tanteo, se presentan valores del coeficiente de dragado en la Figura 12, como una función del producto del coeficiente de dragado C' y el cuadrado del número de Reynolds; esta técnica elimina la velocidad de la expresión, de modo que la abscisa viene dada por (GPSA, 1990)

$$C'Re = \frac{(0.95)(10^8)\rho_G D_p^3 (\rho_L - \rho_G)}{\mu^2} \quad Ec.6$$

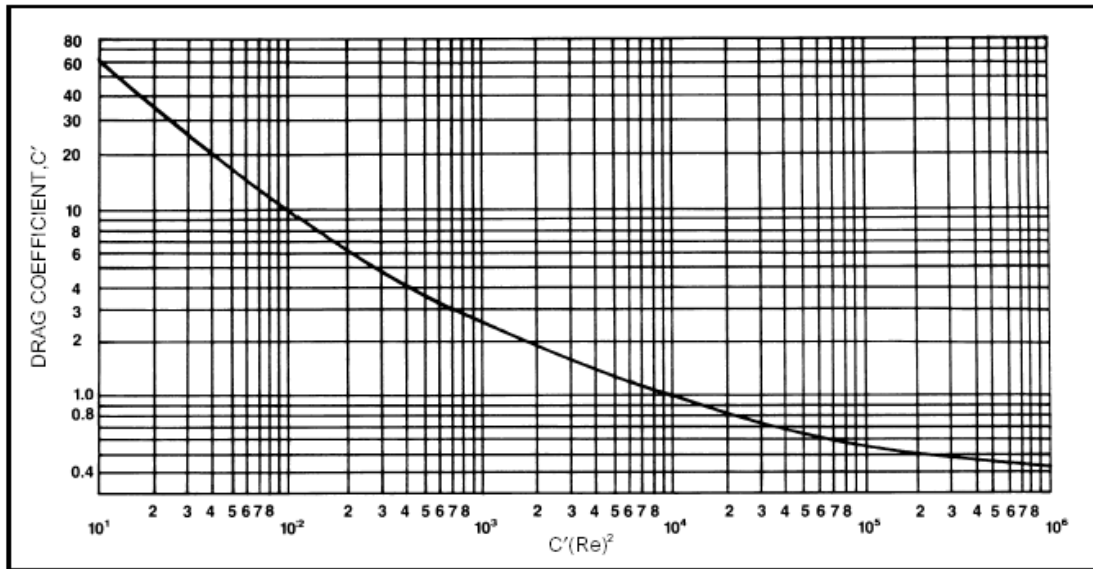


Figura 12. Coeficiente de dragado para esferas rígidas. (GPSA, 1990).

II.3.8 Diseño de separadores

Para el diseño de separadores es necesario conocer la presión y temperatura de operación, flujos y propiedades físicas de las corrientes así como también el grado de separación requerido. En esta sección serán presentadas las ecuaciones básicas de diseño para estos recipientes.

Los separadores que no presentan eliminador de niebla son diseñados utilizando la Ec. 4 y los valores para el coeficiente de dragado presentados en la Figura 12.

Típicamente el diseño está basado en la remoción de partículas de 150 micrones de diámetro, aunque este número puede variar dependiendo de la fase líquida presente. La mayoría de los separadores que utilizan eliminador de niebla son dimensionados utilizando ecuaciones derivadas de la Ec. 4 las dos más comunes son la ecuación de velocidad crítica:

$$Vt = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad \text{Ec. 7}$$

Y la correlación desarrollada por Souders y Brown para relacionar el diámetro del recipiente con la velocidad del vapor ascendente la cual no causará arrastre excesivo:

$$Gm = C \sqrt{\rho_G (\rho_L - \rho_G)} \quad \text{Ec.8}$$

Los separadores horizontales de longitud mayor a 10 pies con eliminador de niebla son diseñados utilizando las Ecs. 9 y 10. Separadores horizontales de longitud menor a 10 pies deben utilizar las Ecs. 7 y 8. En los separadores horizontales la fuerza de dragado del gas no se opone directamente a la fuerza de asentamiento gravitacional. Se asume que la velocidad verdadera de la gota es el vector suma de la velocidad límite vertical y la velocidad del gas horizontal. De aquí que la longitud mínima del recipiente se calcula asumiendo que el tiempo que el gas tarda en fluir desde la entrada hasta la salida, es el mismo tiempo que tarda la gota de líquido en caer desde el tope del recipiente hasta la superficie de líquido.

$$Vt = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \frac{L}{10}^{0.56} \quad \text{Ec.9}$$

$$Gm = C \sqrt{\rho_G (\rho_L - \rho_G)} \frac{L}{10}^{0.56} \quad \text{Ec.10}$$

En los cálculos de capacidad de gas para separadores horizontales, el área transversal del recipiente ocupada por el líquido es sustraída del área de sección transversal total. Los separadores pueden tener cualquier longitud, pero la razón entre la longitud

tangente/tangente y el diámetro del recipiente, (L / D) , se encuentra usualmente en el rango de 2:1 a 4:1.

Frecuentemente los separadores sin eliminador de niebla son diseñados utilizando las Ecs. 7 y 8 con una constante K ó C de típicamente la mitad de aquellas utilizadas para separadores con eliminador de niebla (GPSA, 1990).

Las constantes K y C de las ecuaciones anteriores dependen de los factores que afectan la separación: propiedades de los fluidos, turbulencias, vórtices, formación de espuma, tipo de flujo, presencia de sólidos, grado de separación deseada, magnitud de la relación gas-líquido, longitud del separador, etc. Los valores de estas constantes se determinan por métodos experimentales y varían para diversas aplicaciones.

En la práctica, se aplica un factor de corrección F , a la velocidad límite para obtener una velocidad permisible V_p . Este factor de seguridad F , es generalmente un 85% de la velocidad límite, de manera que para separadores verticales:

$$V_p = 0.85V_t \quad \text{Ec.11}$$

Para los separadores horizontales la velocidad permisible es mayor que en los verticales ya que, como se explicó en líneas anteriores, la fuerza de dragado del gas no se opone directamente a la fuerza de asentamiento gravitacional. Se tiene entonces para el cálculo de la velocidad permisible de este tipo de separadores:

$$V_p = 0.85V_t \left(\frac{L}{D} \right) \quad \text{para } \left(\frac{L}{D} \right) > 1 \quad \text{Ec.12}$$

Consideraciones generales para estimar las dimensiones de separadores verticales liquido-vapor

Para el adecuado dimensionamiento de separadores verticales deben tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:

- La velocidad de la fase vapor **UG**, será un valor comprendido entre el 75% y el 100% de la velocidad crítica de dicha fase **UC**.

- Los diámetros comerciales del separador **D**, irán de medio pie en medio pie.
- El nivel de líquido o altura mínima que debe tener la zona de almacenamiento o Holdup **H_h**, debe ser de 1 *ft*.
- El nivel de líquido o altura mínima que debe tener la zona de fluctuación por oleaje o Surge **H_s**, debe ser de 0,5 *ft* o 6 *in*.
- El espesor recomendado para la malla eliminadora de niebla es de 6 *in*.
- La altura mínima recomendada entre el tope de la malla eliminadora de niebla y la tangente superior del separador es de 1 *ft*.
- La relación Altura-Diámetro del separador L/D, debe estar entre 1,5 y 5
- La selección de la altura correspondiente al nivel bajo de líquido (**HNBL**) estará dada por la siguiente relación:
 - ✓ Para una presión de operación menor a 300 psia y un diámetro del separador menor a 10 ft, el valor de HNBL será de 1,25 ft.
 - ✓ Para una presión de operación menor a 300 psia y un diámetro del separador mayor o igual a 10 ft, el valor de HNBL será de 0,5 ft.
 - ✓ Para una presión de operación mayor o igual a 300 psia, sea cual sea el tamaño del diámetro del separador, el valor de HNBL será de 0,5 ft.

Tabla 3. Criterios de estimación de las alturas de los espacios de gas y líquido para separadores verticales. (Ayesteran & Paredes , 2013)

Altura		Criterios
Espacio para evitar arrastre	$h_1^{(a)}$	15% D o 400mm (use el mayor valor)
Espacio para remoción de neblina	$h_2^{(a)}$	Recomendado: 6plg
Espacio para remoción por gravedad	$h_3^{(a)}$	50% D o 600mm (Use el mayor valor)
HHLL (Nivel alto alto de líquido, por sus siglas en inglés)	h_4	300 mm por debajo de
HLL (Nivel alto de líquido, por sus siglas en inglés)	h_5	Q_L /Tiempo de respuesta del operador o controlador (1-2) min mínimo: 190 mm
NLL (Nivel normal de líquido, por sus siglas en inglés)	h_6	Q_L /Tiempo mínimo de residencia entre HLL y NLL (1min)
LLLL(Nivel bajo bajo de líquido, por sus siglas en inglés)	h_7	Q_L /Tiempo de retención
LLL (Nivel bajo de líquido, por sus siglas en inglés)	h_9	Q_L /Tiempo de respuesta del operador o controlador (1-2) min mínimo: 190 mm sobre LLLL
Altura	h_8	Controlador de nivel, conexión por el fondo: 150 mm Controlador de nivel, conectado lateralmente: 300 mm

Nota: (a) Si no se usa malla: $h_1 + h_2 + h_3 = 60\% D$ ó 800mm.

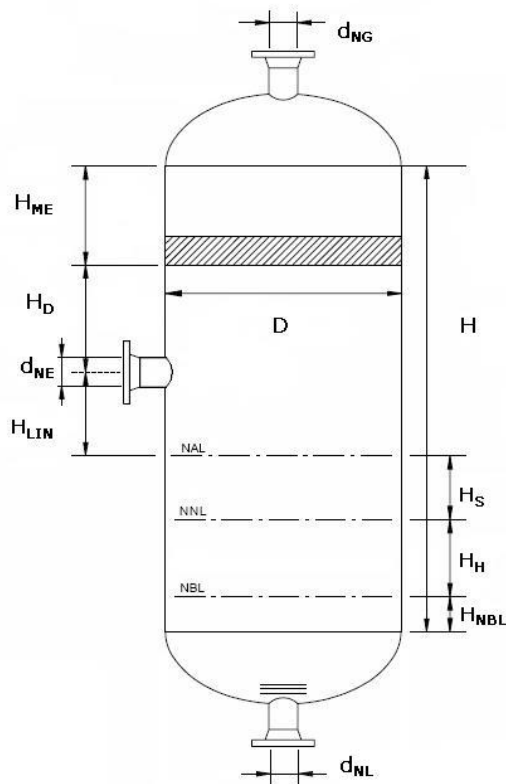


Figura 13. Parámetros de diseño de un separador vertical con extractor de niebla (CIED, 1995)..

Consideraciones generales para estimar las dimensiones de separadores horizontales líquido –vapor

De forma similar a los separadores verticales para separadores en configuración horizontal se tienen las siguientes consideraciones:

- El máximo nivel de líquido debe dejar una altura mínima de 15 plg para el espacio de vapor, pero nunca este nivel debe estar por encima de la línea media del separador.
- El volumen de los cabezales no se toma en cuenta en los cálculos de las dimensiones de los separadores.
- Las boquillas de entrada y salida deberán ubicarse tan cerca, como sea práctico, de las líneas tangentes del separador.

- Se especificarán valores de relación (L / D) entre 2.5 hasta 6, pero ciertas empresas fabricantes utilizan 3, 4 y 5 como valores económicos de esta relación (CIED, 1995).
- Para un diámetro del separador menor o igual a 4 ft, la altura correspondiente al nivel bajo de líquido deberá ser de 9 in.

A continuación se presenta una tabla para determinar el dimensionamiento de los separadores que utilizan las siguientes correlaciones en el cálculo del diámetro y longitud del separador:

Tabla 4. Correlaciones para el diámetro del separador y alturas y longitudes del separador (Ayesteran & Paredes , 2013).

Correlación para el Diámetro del Separador (D)	Correlación para la Altura o Longitud del Separador (L)
Separador Bifásico Vertical (Líquido-Vapor) sin Extractor de Niebla:	
$D = \sqrt{\frac{4Q_{ga}}{\pi U_G}}$ Ec. T1	$H = H_{NBL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D$ Ec.T2
Separador Bifásico Vertical (Líquido-Vapor) con Malla Extractora de Niebla	
$D = \sqrt{\frac{4Q_{ga}}{\pi U_G}}$ Ec. T3	$H = H_{NBL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME}$ Ec.T4
Separador Bifásico Horizontal (Líquido-Vapor) sin Extractor de Niebla:	
$D = \left(\frac{4(V_H + V_S)}{\pi 0.6 \left(\frac{L}{D}\right)_A} \right)^{1/3}$ Ec. T5	$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_G - A_{NBL}}$ Ec. T6 $L_{min} = U_{GA} \phi$ Ec. T7 <i>siendo $L \geq L_{min}$</i>
Separador Bifásico Horizontal (Líquido-Vapor) con Malla Extractora de Niebla:	
$D = \left(\frac{4(V_H + V_S)}{\pi 0.6 \left(\frac{L}{D}\right)_A} \right)^{1/3}$ Ec. T8	$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_G - A_{NBL}}$ Ec. T9 $L_{min} = U_{GA} \phi$ Ec. T10 <i>siendo $L \geq L_{min}$</i>

Tabla 4. Correlaciones para el diámetro del separador y alturas y longitudes del separador (continuación).

Separador Trifásico Horizontal (Líquido-Líquido-Vapor) con Placa (FWKO):	
$D = \left(\frac{16(V_H + V_S)}{\pi \cdot 0.6 \left(\frac{L}{D}\right)_A} \right)^{1/3} \quad \text{Ec. T11}$	Valor máximo entre: $L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_G - A_{NBL}} \quad \text{Ec. T12}$ $L_2 = \frac{d_{LL}}{12} + 1 \quad \text{Ec. T13}$ Valor máximo entre: $L_1 = \frac{t_{Ll} Q_{Lh} 60}{A_{Lh}} \quad \text{Ec. T14}$ $L_1 = \frac{t_{Lh} Q_{Ll} 60}{A_{Ll}} \quad \text{Ec. T15}$ Siendo: $L = L_2 + L_1 \quad \text{Ec. T16}$

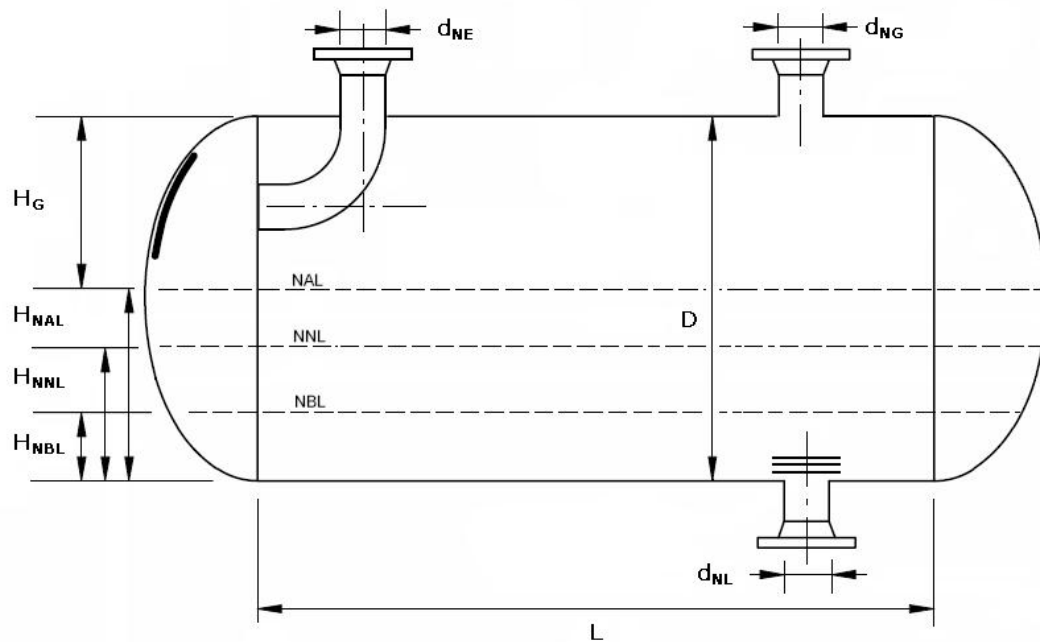


Figura 14. Parámetros de diseño de un separador horizontal (Ayesteran & Paredes , 2013).

Separación Líquido-Líquido-vapor

En la producción de crudo, la presencia de agua asociada constituye más una regla que una excepción. Esta agua de producción, o de formación, proviene del mismo yacimiento (agua connata) y/o de las diferentes operaciones de recuperación (inyección de agua, inyección de vapor, SAGD, etc.). Aún y cuando en las etapas iniciales de producción de un área, el corte de agua sea bajo, la tendencia es que a medida que el yacimiento es explotado, este volumen aumente, llegando en algunos casos a alcanzar cortes de agua de hasta 90%.

El contenido de agua asociado al volumen de producción se indica como corte de agua, el cual se define como el volumen porcentual del agua con relación al volumen de producción bruta (crudo + agua).

Cuando una mezcla de agua y crudo mezclado se deja reposar en un tanque por un tiempo, eventualmente una capa de agua libre aparecerá en la parte inferior, esta capa seguirá creciendo por un periodo de tiempo entre 3 y 30 minutos después del cual el cambio en la altura del agua será insignificante. La fracción de agua que se obtiene a partir de la sedimentación por gravedad se denomina “agua libre”, mientras que el agua que permanece mezclada en el crudo se conoce como “agua emulsionada”. Cuando se lleva a cabo un proceso de deshidratación es recomendable separar primero el agua libre antes de separar el agua emulsionada (Arnold & Stewart, 1999). Los deshidratadores son, generalmente, tanques presurizados en los que se separan las corrientes de agua y crudo.

Despojadores de agua libre (FWKO)

Conocidos también por su denominación en inglés FWKO (*Free Water Knock Out*), estos equipos son los más sencillos y comunes para la remoción del agua libre asociada a la producción.

Entre los principales aspectos con relación al diseño y uso de los despojadores de agua libre (FWKO) se encuentran:

- Son generalmente propuestos para la separación de un gran porcentaje del agua libre contenida en la corriente de producción.
- Por lo general, el agua libre sedimenta fácilmente en un periodo de 10 a 30 minutos, dependiendo de la temperatura de la corriente (Gomis & Monteferrante , 2000).
- Los FWKO, son generalmente usados como una primera etapa en conjunción con otros métodos de deshidratación, ya que la corriente en la salida del equipo puede todavía contener un gran porcentaje de agua en forma emulsionada. Esto es importante, cuando el tratamiento posterior conlleva calentamiento ya que la remoción previa de agua libre significa un ahorro considerable de combustible en una segunda etapa.
- Los FWKO, son diseñados como recipientes presurizados verticales u horizontales. La separación del agua libre se lleva a cabo más rápidamente y completamente en los recipientes horizontales, ya que el movimiento horizontal de la corriente restringe mucho menos el movimiento descendente de las gotas de agua que se asientan. En cambio, el movimiento vertical ascendente de la corriente de producción que entra en el equipo retarda el movimiento descendente del agua. Las Figura 15 y Figura 16 muestran un diagrama esquemático de estos equipos, en sus versiones vertical y horizontal, respectivamente. (Graterol , 2014).

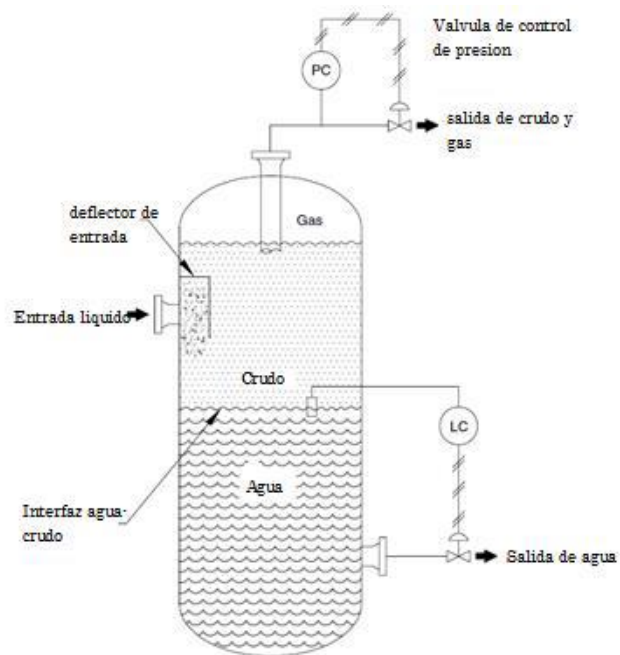


Figura 15. Despojador de agua libre vertical (Graterol , 2014).

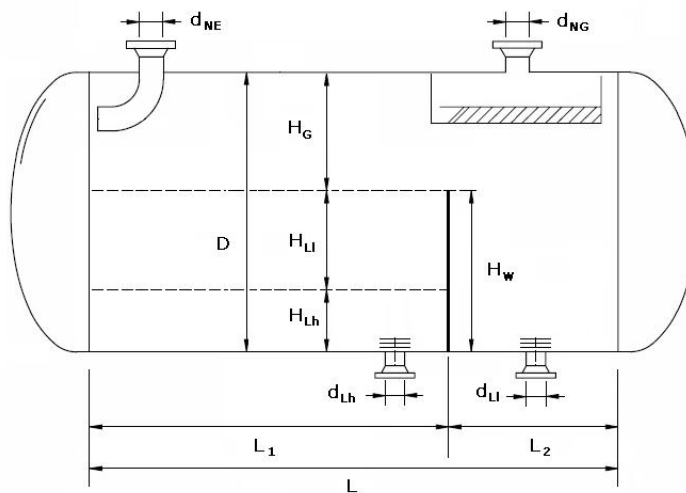


Figura 16. Despojador de agua libre horizontal (Graterol , 2014).

- Frecuentemente, son solo tanques de asentamiento presurizados con una válvula de control de nivel y una válvula de control de descarga. Su diseño, construcción y operación son simples. El diseño del equipo provee suficiente

tiempo para que en la sección de asentamiento se forme una capa de emulsión en la parte de arriba mientras el agua se asienta en la parte inferior.

Consideraciones generales para estimar las dimensiones de separadores horizontales liquido-liquido-vapor

- El diámetro de partícula **DP** por defecto será tomado como 150 *micrones*.
- La velocidad de la fase vapor **UG**, será un valor comprendido entre el 75% y el 100% de la velocidad crítica de dicha fase **UC**.
- La velocidad de separación máxima recomendada para ambas fases **UALL** y **UALH**, es de 10 in/min.
- Los diámetros comerciales del separador **D**, irán de medio pie en medio pie.
- La altura de la placa **HW** debe ser mayor o igual a 2 *ft*.
- Para un diámetro del separador **D** menor o igual a 4 *ft*, la altura correspondiente al nivel bajo del líquido fase liviana **HNBL** deberá ser de 9 *in*.
- La altura ocupada por la fase vapor **HG** será igual al máximo valor entre el 20% del diámetro o 2 *ft*.
- La longitud mínima del compartimiento destinado al almacenamiento de los volúmenes de Holdup y Surge de la fase líquida liviana debe ser igual al diámetro de la boquilla de salida de esta fase más 1 *ft*.
- Tanto el valor de la longitud destinado a la separación líquido-líquido, como el valor de la longitud destinado al almacenamiento de los volúmenes de Holdup y Surge de la fase líquida liviana, deben ser llevados al siguiente medio pie más próximo.
- La longitud del separador **L**, debe ser mayor o igual que la longitud mínima requerida para que ocurra la separación de las gotas de líquido en la fase vapor **LMIN**.
- La altura mínima recomendada para ambas fases **HLL** y **HLH** es de 1 *ft*, y siempre se calcularán como la mitad de la altura de la placa **HW**.

- La relación Longitud-Diámetro del separador **L/D** debe estar entre 1,5 y 5.

II.3.9 Boquillas de proceso

Boquillas de entrada

Se pueden presentar diferentes regímenes de flujo en las tuberías de entrada de los separadores. Los tambores separadores se diseñan normalmente con régimen de flujo anular/rocío o flujo tipo rocío en la tubería de entrada. La presencia de flujo estratificado, anular u ondulado en la tubería de entrada de los tambores separadores, incrementa la eficiencia de separación de líquido del tambor hasta 99.8%. Sin embargo, estos tipos de flujo no se encuentran usualmente en las operaciones de proceso, debido a que se requerirían diámetros de tubería relativamente grandes para lograrlos. A pesar de lo anterior, el diseño de la tubería de entrada para obtener estos regímenes de flujo se debe considerar para aquellos servicios especiales en los que es esencial minimizar el arrastre de líquido y el uso de malla u otros internos no se permite debido a que se trata de un servicio con elevado factor de ensuciamiento. (MDP-3-S-03, 1995)

Se debe evitar el flujo tipo tapón o el flujo tipo burbuja en la tubería de entrada a separadores verticales. Estos regímenes de flujo resultan en arrastre excesivo de líquido y vibraciones, si no pueden evitarse, el arrastre de líquido se puede minimizar con un distribuidor con ranuras. En el caso que el flujo tipo tapón o burbuja en la tubería de entrada, aparezca para tambores horizontales, se recomienda usar flujo dividido de alimentación, con dos boquillas de entrada en los extremos del tambor y una boquilla central de salida de vapor/gas.

Boquillas de proceso en general

Son muchos los casos donde la información de las tuberías de interconexión no está disponible al momento de preparar la especificación de procesos del tambor, por lo que es necesario presentar un tamaño preliminar de boquillas para que sea

considerado en la cotización del fabricante. Para todos los efectos, la Tabla 5 muestra varias recomendaciones para diseñar las boquillas de proceso:

Tabla 5. Recomendaciones para diseño de boquillas de proceso (MDP-3-S-03, 1995).

Descripción del caso	Unidades SI	Unidades inglesas
Alimentación líquida: Velocidad menor o igual que:	3.0 m/s	10.0 pies/s
Salida de líquido: Velocidad menor que:	2.0 m/s	6.56 pies/s
Salida de vapor: Velocidad menor que:	$\frac{73.2}{\sqrt{\rho_G}} \text{ m/s}$	$\frac{60}{\sqrt{\rho_G}} \text{ pies/s}$
Alimentación bifásica en tambores sin malla: Velocidad de la mezcla menor o igual que:	$\frac{54.9}{\sqrt{\rho_L}} \text{ m/s}$	$\frac{45}{\sqrt{\rho_L}} \text{ pies/s}$
Alimentación bifásica en tambores con malla: Velocidad de la mezcla menor o igual que:	$\frac{73.2}{\sqrt{\rho_M}} \text{ m/s}$	$\frac{60}{\sqrt{\rho_M}} \text{ pies/s}$

Nota: Los criterios de velocidad recomendada reportados en esta tabla se refieren a velocidad superficial.

Para determinar la densidad de la mezcla en el caso de alimentación bifásica en tambores con malla, se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_M} \quad \text{Ec. 13}$$

$$\rho_M = (1 - \lambda)\rho_G + \lambda\rho_L \quad \text{Ec.14}$$

A menos que se indique lo contrario, las recomendaciones presentadas en la tabla anterior se consideran firmes, excepto cuando:

- Se tienen tambores verticales con entradas tangenciales horizontales.
- Se tienen los tamaños de las tuberías de interconexión, y éstos son más grandes que los obtenidos por estas recomendaciones.
- Debido a limitaciones en los internos que se puedan usar en el tambor, y debido al tipo de fluido alimentado, se requiera tener flujo bifásico anular en la entrada.

Los diámetros de las boquillas de entrada y salida del separador son por lo general los mismos que aquellos correspondientes a las líneas de proceso conectadas a éste. Sin embargo, si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada y la aplicación exige tener flujo bifásico anular se debe diseñar la boquilla de forma tal de asegurar este tipo de flujo en la entrada del recipiente. En la especificación de proceso del recipiente, se deberá exigir que la tubería de entrada a este tambor tenga el diámetro aquí obtenido, en una distancia de al menos cinco diámetros de boquilla medidos desde la brida de la boquilla de entrada.

Si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada, y la aplicación no exige tener flujo bifásico anular, se debe usar la Tabla 5 para estimar el diámetro de la boquilla de entrada. De igual forma esta tabla se utiliza para estimar el diámetro de las boquillas de salida de gas y de líquido (MDP-3-S-03, 1995)

II.3.10 Deshidratador Electroestático

Es un recipiente de líquido donde el petróleo es tratado y separado del agua, a través de un colector y se retira de la parte superior. El cabezal de recogida es un sistema de conducto provisto de orificios que crean un patrón de flujo isocinético a través de las zonas electroestáticas. Este régimen de flujo optimiza el proceso de coalescencia en las zonas de campo electroestático superior y mejora el rendimiento. (Graterol , 2014).

Se conocen varios tipos de deshidratadores dependiendo de cuantas fases tenga el fluido, en este trabajo se presentara uno bifásico por las condiciones del fluido.

Deshidratador electroestático bifásico

Mayores tasas de flujo permitidas para una mayor capacidad de coalescencia, bajas caídas de presión de funcionamiento, la capacidad para manejar grandes volúmenes de agua son todas características que definen el diseño de esto. Maneja una gran variedad de gravedades de crudo y viscosidades.

El diseño de este posee tres niveles de rejillas electroestáticas horizontales, la rejilla central con potencial conectado a tierra y la rejilla superior e inferior activada a través de una fuente de tensión de corriente alterna.

Se establecen campos de coalescencia electroestática entre la rejilla superior caliente, inferiro caliente y central; y entre la rejilla caliente inferior y la interfaz agua/crudo (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

II.3.11 Bombas

Clasificación de bombas

Las bombas se clasifican según las consideraciones generales diferentes:

La que toma en consideración las características de movimiento de los líquidos y la que se basa en el tipo de aplicación específica para los cuales se ha diseñado la bomba

Bombas centrífugas

Dada la constante necesidad de transportar grandes cantidades de fluidos por largas distancias, las bombas centrífugas, han tomado un papel protagónico en procesos asociados a todo tipo de industrias. Por esta razón es importante tener un conocimiento sobre dicha máquinas.

Aplicaciones de bombas centrífugas

La mayor parte de las bombas rotatorias son autocebantes y pueden, de ser necesario, trabajar con gas o aire. Las aplicaciones típicas incluyen el paso de líquido de todas las viscosidades, procesos químicos, manejos gases licuados (propano, butano,

amonio, freón, etc.), y un gran número de otros servicios industriales. Cuando han de bombearse líquidos a temperaturas arriba de 82 grados °C, debe consultarse al fabricante para obtener sus recomendaciones.

Las bombas centrífugas hacen parte de un grupo de máquinas denominadas bombas rotodinámicas, las cuales están caracterizadas por la existencia de un elemento impulsor (o impeller) el cual es movido por un eje que le transmite la potencia a dicho elemento.

Las características principales para el tipo axial son el manejo de un gran caudal, pero una baja presión desarrollada; mientras que las de tipo radial, el comportamiento es al contrario.

Dichas bombas centrifugas (o radiales), al caracterizarse por su alta presión, y su bajo caudal (respecto a las axiales), aunque importante, son ampliamente utilizadas en procesos donde se requiere el transporte de una cantidad significativa de flujo a un alto nivel de presión para así poder vencer grandes alturas y distancias muy largas (Sanchez Cooz, 2012).

Se estima que aproximadamente el 70% de la producción total de las bombas corresponde a bombas centrifugas. Esta es una medida de la importancia de este tipo de bombas. Son ampliamente usadas en aplicaciones mineras (por su facilidad para manejar sólidos), en acueductos, industrias químicas, oleoductos y aplicaciones domésticas (Sanchez Cooz, 2012).

Bombas de tornillo

Estas bombas s tienen de uno a tres tornillos roscados convenientemente que giran en una caja fija. Existe un gran número de diseños apropiados para varias aplicaciones. Las bombas de un solo tomillo tienen un rotor en forma espiral que gira excéntricamente en un estator de hélice interna o cubierta. El rotor es de metal y la hélice es generalmente de hule duro o blando, dependiendo del líquido que se maneje. Las bombas de dos y tres tornillos tienen uno o dos engranes, respectivamente, el flujo se establece entre las roscas de los tornillos, y a lo largo del eje de los mismos.

Pueden usarse tornillos con roscas opuestas para eliminar el empuje axial en la bomba.

Los tipos de bombas rotatorias más comunes son las llamadas de engranes, tanto externos como internos, bombas de lóbulos y bombas de tornillo. Algunas de las características de las bombas rotatorias son las siguientes:

- Producen flujo continuo, sin pulsaciones.
- Su capacidad de succión es de 0.65 atmósferas (6.5 m de col. de agua).
- Su capacidad de flujo es generalmente de bajo rango.
- Su rango de presión de descarga es medio, del orden de 20 kg/cm² máximo.

Por sus características de operación, la capacidad de manejo de flujo en una bomba rotatoria, está en función de su tamaño y velocidad de rotación. Pueden usarse para líquidos con cualquier índice de viscosidad, pero son bombas sensibles a la presencia de abrasivos, por la gran fricción que hay entre los engranes o lóbulos y el fluido. En particular su rango de fluidos más adecuado, son los de alta viscosidad como grasas, mezclas, pinturas, etc.

También, por su adecuado control de volúmenes en función de la velocidad, son adecuadas para usarse como bombas dosificadoras de productos que deben ser medidos con precisión.

De los diferentes tipos de bombas rotatorias, las más conocidas y simples son las llamadas de engranes.

Otra variedad, son las llamadas de tornillo, que pueden tener 1, 2 o hasta 3 tornillos, dependiendo de la capacidad y presión requerida. Existen modificaciones como las llamadas de “cavidad progresiva”, consistente en un rotor con forma de tornillo helicoidal, mientras que el estator tiene un espiral doble opuesto al espiral del rotor. Los espacios entre rotor y estator atrapan el material, y en cada revolución lo mueven continuamente hacia la descarga.

Las bombas a tornillo de desplazamiento positivo, con cojinetes internos o externos, tienen aplicación en todas las ramas de la industria. Elevan todo tipo de fluidos lubricantes o no, de baja, media o alta viscosidad, pueden estar provistos de camisas

de calefacción o refrigeración. Funcionan en todo régimen de revoluciones, prácticamente libre de pulsaciones y vibraciones, con bajísimos niveles sonoros, con mínima agitación del fluido por su transporte axial en cámaras estancas. (Sanchez Cooz, 2012).

II.3.12. Intercambiadores de calor

El concepto más básico es que en un intercambiador de calor un fluido caliente se enfría y un fluido frío se calienta.

Intercambiador tubo carcasa.

Las partes más elementales de este tipo de intercambiadores son los cabezales frontal y posterior (*heads*), la carcasa (*shell*), el mazo de tubos (*tube bundle*), la placa de tubos (*tube sheet*), los deflectores (*baffles*) y las conexiones o boquillas (*nozzles*). (Vepica, 2017). En la figura 17 se muestra.

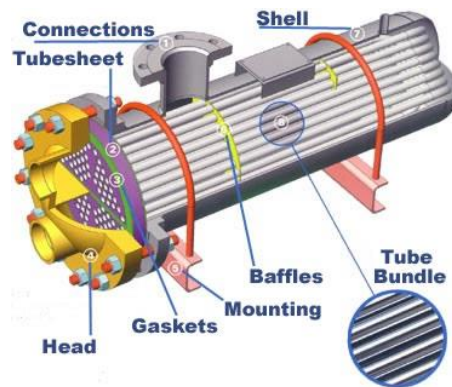


Figura 17.Partes de un tubo carcasa (Reyes, 2015).

Los cabezales son las partes en los extremos del intercambiador. Hay varias configuraciones de cabezales que se combinan con el tipo de carcasa. Esta combinación va a depender de la naturaleza del servicio que preste el equipo, de las condiciones del proceso, de los fluidos, del plan de mantenimiento, entre otros factores que deben ser evaluados por el diseñador.

- Canales (channels)

Los canales son divisiones en los cabezales. Estas divisiones permiten utilizar diferentes secciones de tubos para crear los pasos a través del intercambiador.

El fluido del lado de los tubos entra y las divisiones hacen que este fluya a través de una parte de los tubos. Al llegar al cabezal posterior, la configuración lo hace dar vuelta y regresar por otra sección de tubos. Esto ocurre sucesivamente, dependiendo del diseño hasta llegar a la boquilla de salida, por donde el fluido abandona el equipo.

- Mazo de tubos (*bundle*)

No es más que el conjunto de tubos que conforman el intercambiador. Este conjunto posee tres partes principales:

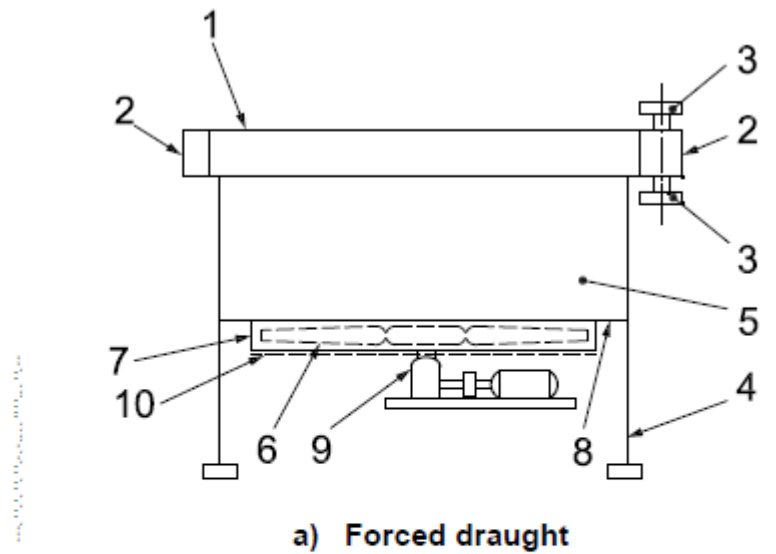
- ✓ El tube sheet
- ✓ Los tubos
- ✓ Los baffles

Aeroenfriadores

El intercambiador de calor refrigerado por aire debe ser un intercambiador de aire forzado o un chorro inducido, incluirán los componentes mostrados en la Figura 18.

Cabe destacar que los aeroenfriadores están compuestos por :

- ✓ Bancos: Uno o más artículos dispuestos en una estructura continua.
- ✓ Bahías: Uno o más haces de tubos, atendidos por dos o más ventiladores, incluyendo la estructura, plenum y otros equipos auxiliares.



Key

1	tube bundle	6	fan
2	header	7	fan ring
3	nozzle	8	fan deck
4	supporting column	9	drive assembly
5	plenum	10	fan guard

Figura 18. Componentes de un aeroenfriador

(API, 2013).

II.4 Flujo bifásico de líquidos y gases

Se denomina flujo bifásico a aquel en el que fluyen simultáneamente dos fases. Estas pueden ser líquidas, sólidas y gaseosas. La superficie que separa las fases se denomina interfase. (Azpitarte, 2003)

II.4.1 Flujo en tuberías horizontales

La pérdida por fricción efectiva para el flujo bifásico de crudo y gas en una tubería horizontal, es mayor que la suma de las pérdidas por fricción de cada una de las fases.

Esto es debido a que la pérdida por fricción de un líquido que fluye por una tubería varía inversamente proporcional al área de sección transversal al flujo, la fase gas ocupa parte de esta sección transversal reduciendo así el espacio disponible para la fase líquida. La pérdida por fricción de la fase gas se ve afectado de manera similar por la presencia de la fase líquida. En algunos sistemas de flujo bifásico, la interfase líquido-gas es turbulenta, esta incrementa las pérdidas por fricción de la misma forma lo hace la rugosidad relativa de la pared de la tubería. Por otro lado, en alguna sección de la tubería, la altura de la interfase varia más frecuentemente durante el flujo y esta variación de altura también consumen energía.

II.4.1.1 Patrones de flujo

Un gas y un líquido fluyendo juntos en una tubería horizontal pueden asumir una variedad de arreglos geométricos uno con respecto al otro. Los arreglos típicos son llamados patrones de flujo. Éstos pueden ser: flujo tipo burbuja, pistón, estratificado, ondulante, tapón, anular o disperso (Szilas, 1975). A continuación se da una breve explicación de cada uno de estos patrones de flujo.

Flujo Tipo Burbuja

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

Flujo Intermitente Tipo Pistón

Al aumentar el vapor, las burbujas se unen y se forman secciones alternadas de vapor y líquido a lo largo del tope de la tubería con una fase líquida continua remanente en el fondo. En una orientación ascendente, el comportamiento es desplazado en la

dirección del flujo tipo burbuja; si el flujo es descendente se favorece el flujo estratificado.

Flujo Estratificado

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

Flujo Ondulante

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

Flujo Intermitente Tipo Tapón

Cuando el flujo de vapor alcanza cierto valor crítico, las crestas de las olas de líquido tocan el tope de la tubería y forman tapones espumosos. La velocidad de estos tapones es mayor que la velocidad promedio de líquido. En la estructura del tapón de vapor, el líquido es presionado de manera que el vapor ocupe la mayor parte del área de flujo en ese punto. En flujo ascendente, el flujo tipo tapón comienza a caudales de vapor más bajos que en las tuberías horizontales. En flujo descendente, se necesitan caudales de vapor más altos que en tuberías horizontales para establecer el flujo tipo tapón y el comportamiento se desplaza hacia el flujo anular. Ya que el flujo tipo

tapón puede producir pulsaciones y vibraciones en codos, válvulas y otras restricciones de flujo, debe ser evitado en lo posible. (MDP-02-FF-05, 1996) .

Una de las variables importantes para este tipo de flujo es la longitud del tapón de líquido (*slug length*, en inglés), L_s . Para tuberías de diámetros pequeños ($d \leq 2$ plg), un valor de $L_s = 30d$ es recomendado. Para tuberías de mayor diámetro ($d > 2$ plg) se recomienda la correlación desarrollada por Scott, S. L., Shoham, O. y Brill, J. P., la cual viene dada por (Shoham, 2005).

$$\ln(L_s) = -25.4 + 28.5[\ln(d)]^{0.1} \quad , d \text{ en plg y } L_s \text{ en pies} \quad \text{Ec. 15}$$

Flujo Anular

El líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el vapor fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro. Hay gran cantidad de deslizamiento entre las fases. Parte del líquido es extraído fuera de la película por el vapor y llevado al centro como gotas arrastradas. La película anular en la pared es más espesa en el fondo que en el tope de la tubería y esta diferencia decrece al distanciarse de las condiciones de flujo de tipo tapón. Corriente debajo de los codos, la mayor parte del líquido se moverá hacia el lado de la pared externa.

En flujo anular, los efectos de caída de presión y momento sobrepasan los de gravedad, por lo tanto la orientación de la tubería y la dirección del flujo tienen menos influencia que en los regímenes anteriores. El flujo anular es un régimen muy estable. Por esta razón y debido a que la transferencia de masa vapor-líquido es favorecida, este régimen de flujo es ventajoso para algunas reacciones químicas.

Flujo Tipo Disperso (También conocido como flujo tipo rocío)

Cuando la velocidad del vapor en flujo anular se hace lo suficientemente alta, toda la película de líquido se separa de la pared y es llevada por el vapor como gotas arrastradas. Este régimen de flujo es casi completamente independiente de la orientación de la tubería o de la dirección del flujo (MDP-02-FF-05, 1996).

A continuación en la Figura 19 se muestran los distintos patrones de flujos explicados anteriormente

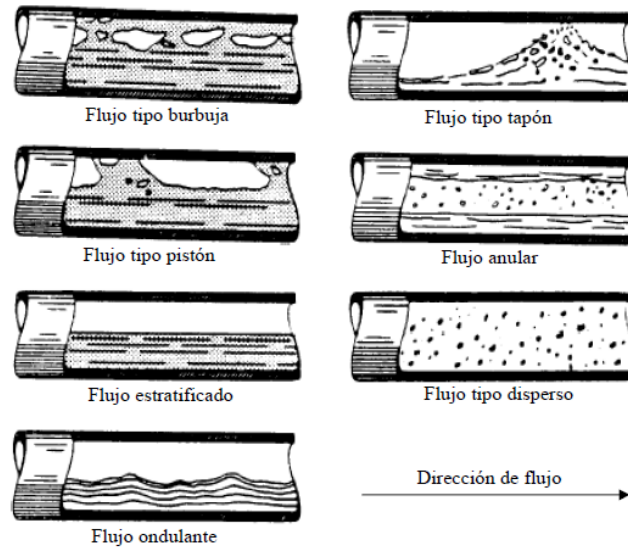


Figura 19. Patrones de flujo en dos fases en tuberías horizontales (Szilas, 1975).

Para predecir el patrón de flujo que prevalece bajo determinadas condiciones se puede recurrir al diagrama de Baker mostrado en la siguiente figura 20:

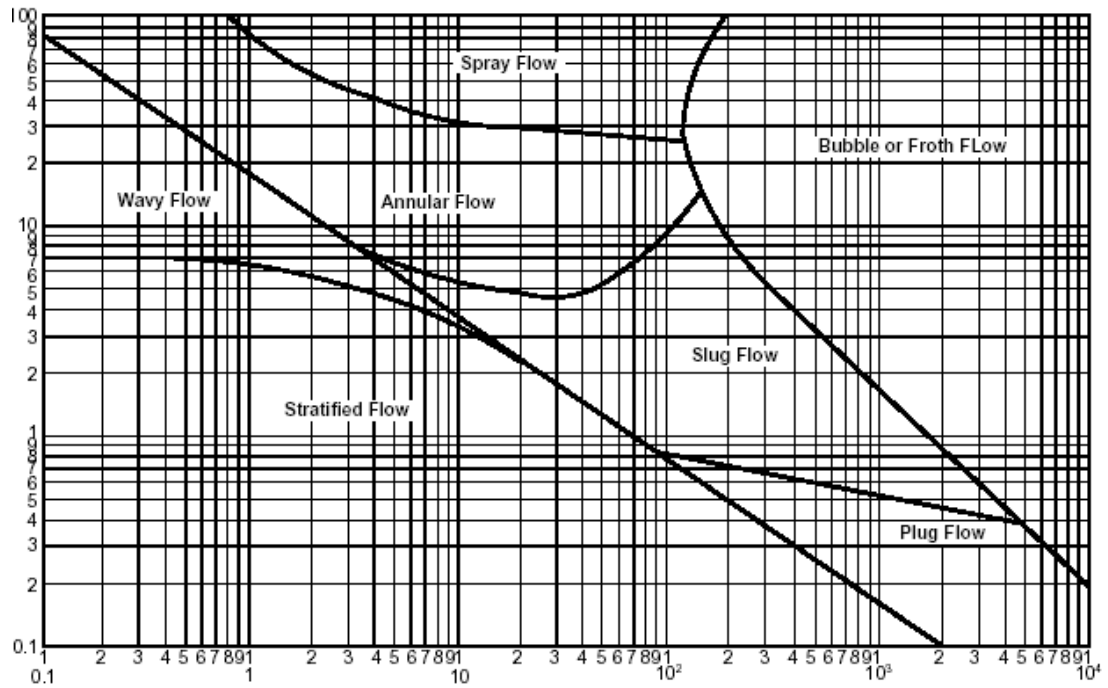


Figura 20. Límites de varios patrones de flujo en flujo horizontal de dos fases (Szilas, 1975).

La abscisa se obtiene mediante la razón efectiva líquido-gas en términos de la expresión:

$$X = \frac{V_{ML}\alpha\tau}{V_{MG}} \quad \text{Ec. 16}$$

Siendo,

$$V_{ML} = 1.27 \frac{\rho_L Q_L}{d^2} \quad \text{Ec. 17}$$

$$V_{MG} = 1.27 \frac{\rho_G Q_G}{d^2} \quad \text{Ec. 18}$$

Mientras la ordenada es calculada utilizando la velocidad másica de gas, dada por la expresión:

$$Y = \frac{V_{MG}}{\alpha} \quad \text{Ec. 19}$$

α y τ son factores de corrección de presión y temperatura mediante los cuales los factores base derivados del flujo de agua y aire a presión atmosférica y a 20 °C pueden ser adaptados a las condiciones prevalecientes. Sus valores son calculados de la siguiente manera (Szilas, 1975):

$$\alpha = \left[\frac{\rho_G}{1.20} \frac{\rho_L}{998} \right]^{0.5} \quad \text{Ec. 20}$$

$$\tau = \frac{0.073}{\sigma_L} \left[10^3 \mu_L \left(\frac{998}{\rho_L} \right)^2 \right]^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ec. 21}$$

II.4.1.2 Variables del flujo en dos fases

Para los cálculos de caída de presión en tuberías que presentan flujo en dos fases, se deben tomar en cuenta las siguientes variables:

Retención de líquido

La retención de líquido, R_L (*Liquid Holdup*, en inglés), se define como la relación entre el volumen que ocupa la fase líquida contenida en un segmento de tubería y el volumen total de dicho segmento, para un instante de tiempo y una posición determinada dentro de la tubería. Para flujo bifásico $R_L > 0$. Para flujo en una sola fase R_L puede ser 0 ó 1.

La retención de líquido sin deslizamiento se define como la relación entre el volumen de líquido presente en un segmento de tubería, que existiría si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad, y el volumen de la tubería. Ésta viene dada por la fracción volumétrica de líquido definida en la Ec 13.

Velocidad superficial

La velocidad superficial de una fase es el flujo volumétrico de la fase dividido por el área de sección transversal de la tubería, el cual representa el flujo volumétrico por unidad de área. En otras palabras, la velocidad superficial de una fase es aquella que tendría lugar si sólo esa fase fluyera en la tubería. El cálculo de la velocidad superficial para cada fase se realiza mediante las siguientes ecuaciones:

$$V_{SL} = 1.27 \frac{Q_L}{d^2} \quad \text{Ec. 22}$$

$$V_{SG} = 1.27 \frac{Q_G}{d^2} \quad \text{Ec. 23}$$

Velocidad de mezcla

La velocidad de la mezcla se refiere al flujo volumétrico total de ambas fases por unidad de área y viene dada por:

$$V_{MEZ} = 1.27 \frac{Q_L + Q_G}{d^2} = V_{SL} + V_{SG} \quad \text{Ec. 24}$$

Velocidad real

Las velocidades superficiales, definidas previamente, no son las velocidades reales

(*Actual velocities*, en inglés) de las fases ya que cada una ocupa sólo una fracción de la sección transversal de la tubería. De esta manera, las velocidades reales de ambas fases se obtienen mediante las siguientes expresiones:

$$V_L = \frac{Q_L}{A_L} = \frac{V_{SL}}{R_L} \quad \text{Ec. 25}$$

$$V_G = \frac{Q_G}{A_G} = \frac{V_{SG}}{1 - R_L} \quad \text{Ec. 26}$$

Velocidad de deslizamiento

Las velocidades reales de las fases líquida y gaseosa, por lo general son diferentes. La velocidad de deslizamiento (*Slip velocity*, en inglés) representa la velocidad relativa entre las dos fases y viene dada por (Shoham, 2005):

$$V_{SLIP} = V_G + V_L \quad \text{Ec. 27}$$

II.4.1.3 Caída de presión en tuberías con componentes simples

Para cálculo de caída de presión en tuberías circulares, existen dos procedimientos independientes del régimen de flujo: el *método homogéneo modificado* y el *método por analogías*, los cuales serán explicados a continuación.

Método homogéneo modificado

Éste es el modelo más simple pues parte de que las dos fases se encuentran combinadas en un fluido de una sola pseudo-fase con una velocidad promedio y propiedades promedio de fluido, asumiendo que la condición de deslizamiento entre las fases no está presente, lo que lo hace independiente de la retención de líquido, RL , utilizando en su lugar la fracción volumétrica de líquido. Los cálculos de caída de presión por este método se realizan como se describe a continuación.

Si la presión aguas arriba de la línea es conocida, se asume un valor de presión aguas abajo, o viceversa, y se calcula una presión promedio. La fracción volumétrica de líquido y la densidad promedio de la mezcla se determinan mediante las Ecs. 13 y 14 respectivamente.

La viscosidad promedio de la mezcla se asume igual a la viscosidad del líquido:

$$\mu_{2\phi} = \mu_L \quad \text{Ec. 28}$$

La velocidad promedio de la mezcla viene dada por:

$$V_{2\varphi} = \left(\frac{Q_L + Q_G}{A_t} \right) \quad \text{Ec. 29}$$

Y el número de Reynolds se calcula asumiendo flujo homogéneo (no separado):

$$Re_{2\varphi} = 10^{-3} \left(\frac{dV_{2\varphi}\rho_M}{\mu_{2\varphi}} \right) \quad \text{Ec. 30}$$

El factor de fricción de Fanning se determina de la forma tradicional haciendo uso del número de Reynolds de dos fases:

Para $Re > 2000$ (flujo laminar)

$$f = \frac{16}{Re} \quad \text{Ec. 31}$$

Para $Re > 4000$ (flujo turbulento)

$$f = \left[-3.6 \log \left[\left(\frac{6.9}{Re} \right) + \left(\frac{\varepsilon/d}{3.7} \right)^{1.11} \right] \right]^{-2} \quad \text{Ec. 32}$$

La caída de presión por fricción se calcula entonces mediante la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_f = \frac{2fV_{2\varphi}^2\rho_M L_{TUB}}{d} \quad \text{Ec. 33}$$

La caída de presión debido a cambios de elevación se obtiene a través de la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_E = 9.8 \cdot 10^{-3} E_H \rho_L \sum H \quad \text{Ec. 34}$$

El factor de cabezal de elevación, E_H , se determina a partir de la velocidad superficial de gas, V_{SG} , mediante la Figura 21:

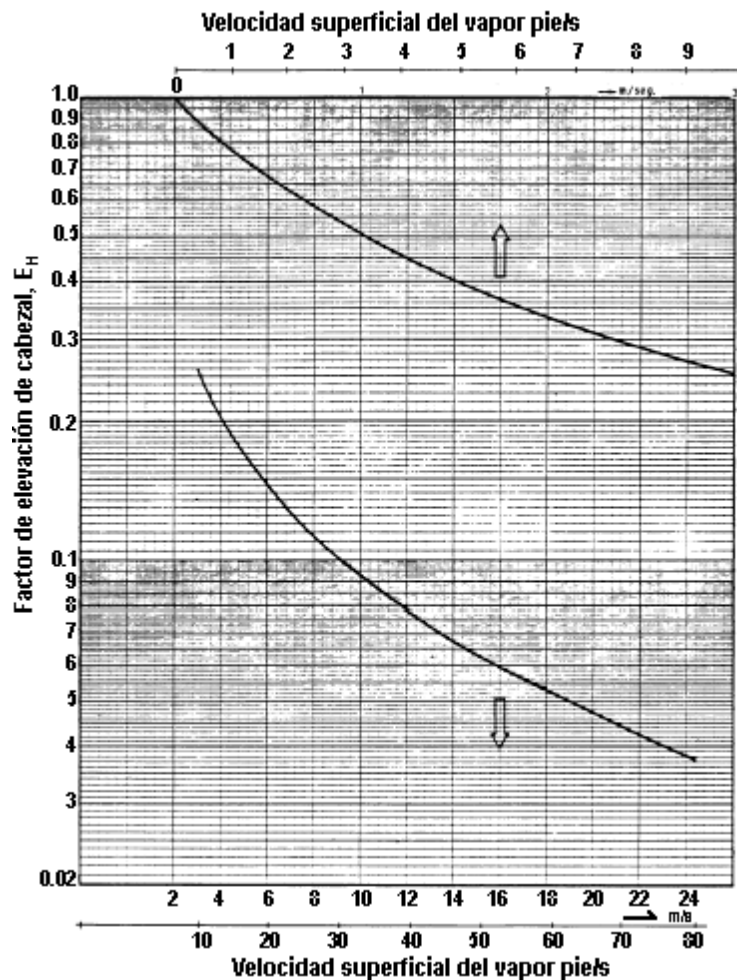


Figura 21. Factor de cabezal de elevación para caída de presión en dos fases.

(MDP-02-FF-05, 1996)

En la Ec. 34, ΣH , es la sumatoria de la altura de todos los tramos ascendentes, leídos en dirección vertical, es importante aclarar que esto no es lo mismo que el cambio neto de altura entre la entrada y la salida de la tubería.

La caída de presión debido a la aceleración es normalmente pequeña y puede ser despreciable. Sin embargo, esto debe ser chequeado calculando el grupo de aceleración, J :

$$J = \frac{1.62 * 10^9 (W_L + W_G) W_G \bar{P}}{d^4 P_1 P_2 \rho_G} \quad \text{Ec. 35}$$

En este caso la presión promedio y densidad promedio de vapor se calculan de la siguiente manera:

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} \quad \text{Ec. 36}$$

$$\bar{\rho}_G = \frac{\rho_{G1} + \rho_{G2}}{2} \quad \text{Ec. 37}$$

Si $J \leq 0.1$, la aceleración puede ser despreciable, y la caída de presión puede calcularse a partir de la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_T = (\Delta P)_f + (\Delta P)_E \quad \text{Ec. 38}$$

Si $J > 0.1$, con los valores de $(\Delta P)_f$ y $(\Delta P)_E$ obtenidos, se calcula $(\Delta P)_T$ mediante la ecuación:

$$(\Delta P)_T = \frac{(\Delta P)_f + (\Delta P)_E}{1 - J} \quad \text{Ec. 39}$$

Finalmente, debe verificarse la presión promedio asumida y repetir el procedimiento si se desea un resultado más preciso.

Método por analogías

Este método está basado en el método por analogías (*Similarity method*, en inglés) de Dukler, el cual considera la retención de líquido bajo la condición de deslizamiento; es ligeramente más preciso que el método homogéneo modificado cuando se aplica a flujo horizontal, y se espera una precisión de hasta + o - 30 %. Es conveniente utilizar este método cuando el flujo y la presión aguas arriba o aguas abajo sean conocidas y además se desea conocer la retención de líquido.

En primer lugar debe asumirse una presión promedio y calcular λ de acuerdo a la Ec.13 . La viscosidad de la mezcla se determina entonces de la siguiente manera:

$$\mu_{2\phi} = \lambda \mu_L + (1 - \lambda) \mu_G \quad \text{Ec. 40}$$

La velocidad promedio de la mezcla se determina mediante la Ec. 28. Por su parte la determinación del número de Reynolds es un procedimiento de tanteo que consta de los siguientes pasos:

- a) Estimar un valor de retención de líquido, RL , a partir de λ mediante la siguiente figura:

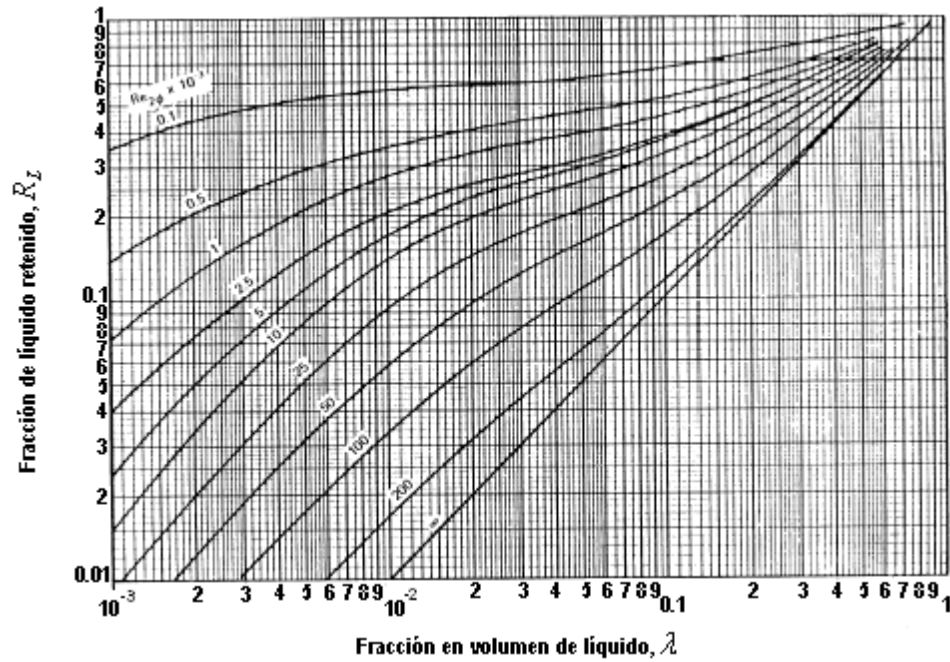


Figura 22.Correlación de líquido retenido para tuberías horizontales. (MDP-02-FF-05, 1996)

- b) Calcular el número de Reynolds a partir de:

$$Re_{2\phi} = \frac{dV_{2\phi}\rho_M}{\mu_{2\phi}} \quad \text{Ec. 41}$$

$$\rho_M = \frac{mg + ml}{\frac{mg}{\rho_g} + \frac{ml}{\rho_l}} \quad \text{Ec. 42}$$

Si los valores asumido y calculado de RL presentan una desviación inferior al 5%, la precisión es suficiente. Si no es así, se debe repetir el paso b) con un nuevo valor de

RL . Cuando los valores asumido y calculado presentan una desviación inferior al 5%, use el último valor calculado de RL para calcular $Re_{2\phi}$ a partir de la Ec. 41.

El factor de fricción de Fanning para una fase, se obtiene a partir de:

$$f_{1\phi} = 0.0014 + \frac{0.125}{Re_{2\phi}^{0.32}} \quad \text{Ec. 43}$$

Luego con ayuda de la Figura 21 se obtiene la relación $\frac{f_{2\phi}}{f_{1\phi}}$ a partir de la cual, con el valor de $f_{1\phi}$, se determina $f_{2\phi}$.

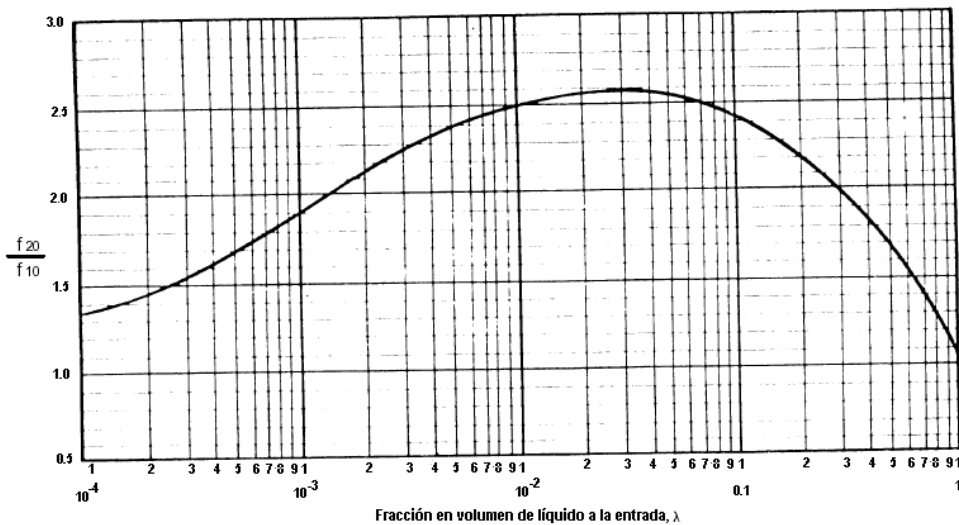


Figura 23.Factores de fricción en flujo bifásico. (MDP-02-FF-05, 1996)

La caída de presión por fricción se calcula entonces de la siguiente forma:

$$(\Delta P)_f = \frac{2f_{2\phi}V_{2\phi}^2\rho_M L_{TUB}}{d} \quad \text{Ec. 44}$$

La caída de presión por cambio de altura se calcula tal como se explicó para el método anterior. La verificación del valor de caída de presión por aceleración se realiza como se indica a continuación:

$$(\Delta P)_a = \left[\frac{1.62 \cdot 10^9}{d^4} \left[\frac{\rho_G Q_G^2}{1 - R_L} + \frac{\rho_L Q_L^2}{R_L} \right] \right]_2 - \left[\frac{1.62 \cdot 10^9}{d^4} \left[\frac{\rho_G Q_G^2}{1 - R_L} + \frac{\rho_L Q_L^2}{R_L} \right] \right]_1 \quad \text{Ec. 45}$$

Los subíndices 1 y 2 se refieren a las condiciones aguas arriba y aguas abajo, respectivamente. Si se tienen dos o más líneas que se unen, se debe calcular separadamente el término aguas arriba para cada línea, y sumar todos los valores para obtener el término total de la aceleración aguas arriba. En la Ec. 45 ρ_G , Q_G y R_L varían con la posición. R_L se puede obtener de la Figura 20 a las condiciones aguas arriba y aguas abajo.

Si $\frac{(\Delta P)_a}{(\Delta P)_f + (\Delta P)_E} \leq 1$ el valor de $(\Delta P)_a$ es suficientemente pequeño (o la aceleración puede ser despreciable).

Si $\frac{(\Delta P)_a}{(\Delta P)_f + (\Delta P)_E} > 1$ se requiere un procedimiento de tanteo que involucra las Ecs.

40, 41, 43, 33 y 44 hasta que se obtiene convergencia para el valor $(\Delta P)_a$. Debe verificarse la presión promedio asumida y repetir el procedimiento si es necesario (MDP-02-FF-05, 1996).

Nota: Para los dos procedimientos de cálculo de caída de presión descritos en líneas anteriores, el diámetro, d , debe ser introducido en las ecuaciones en [mm], todas las demás variables en unidades del SI, tal como se muestra en la lista de símbolos y abreviatura.

II.5 Selección de métodos termodinámicos para cálculos de balances de masa y energía

La simulación de procesos se utiliza para realizar una variedad de trabajo importante que puede ir desde cálculos de balances de masa y energía hasta la ejecución de procesos alternativos de gran complejidad. Actualmente un ingeniero puede configurar las especificaciones básicas de simulación, incluyendo las propiedades físicas, en muy corto tiempo. Sin embargo, una inadecuada o ausente propiedad física, puede disminuir significativamente la precisión de un modelo e incluso prevenir al usuario de ejecutar la simulación. Esto quiere decir que si falta alguna información no es un descuido del simulador, después de todo, los parámetros de cálculo de propiedades físicas, para la mayoría de los compuestos, no son conocidos para todos los modelos termodinámicos o para todos los rangos de temperatura y presión.

La selección de los modelos termodinámicos para generación de propiedades físicas en una simulación, es una de las más importantes decisiones, deben considerarse diversos factores y un sólo método no puede manejar todos los sistemas; la Tabla 6 muestra algunos de los modelos termodinámicos disponibles en los simuladores.

Tabla 6. Modelos para propiedades físicas disponibles en un simulador (Carlson, 1996)

Modelos de ecuaciones de estado	Modelos de coeficientes de actividad
Benedict-Webb-Rubin (BWR)-Lee-Starting	Electrolitos NRTL
Hayden-O'Connell*	Flory-Huggins
Ecuación de estado Hidrógeno-Fluoruro para hexamerización*	NRTL
Ley del gas ideal*	Scatchard-Hildebrand
Lee-Kesler (LK)	UNIQUAC
Lee-Kesler-Plocker	UNIFAC
Peng-Robinson (PR)	Van Laar
Perturbación de cadena rígida (Perturbed-Hard-Chain)	Wilson
SKR predictivo	Modelos especiales
Redlich-Kwong (RK)	Método API para aguas amargas (API sour-water method)
Redlich-Kwong-Soave (RKS)	Braun K-10
Regla de mezclado RKS o PR con Wong-Sandler (WS)	Chao-Seader
Regla de mezclado RKS o PR con Huron-Vidal-2 modificado (HV2M)	Grayson-Streed
Sanchez-Lacombe para polímeros	Kent-Eisenberg
	Steam tables
*No utilizados para la fase líquida	

A continuación se explicará las consideraciones que se deben tener para elegir el modelo termodinámico adecuado.

Tabla 7. Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso (Iglesias & Paniagua, 2013).

Tipo de Proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Deshidratación de TEG	PR
Acuoso ácido	Sour PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H ₂	PR, Zudkevitch-Joffe (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separaciones de hidrocarburos	PR, SRK
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Hidrocarburos sustituidos (cloruro de vinilo, acrilonitrilo)	PR, SRK
Producción de éter (MTBE, ETBE, ter-amil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno / estireno	PR, SRK o Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Planta de amoníaco	PR, SRK

SPENTech ha propuesto una guía para la selección de los paquetes de propiedades según el tipo de compuestos y las condiciones operativas. Lo que sigue es un pseudocódigo que se ha elaborado a partir del esquema original de ASPEN, considerando los paquetes disponibles. (Iglesias & Paniagua, 2013).

1. Si los compuestos son no polares ir a 4.
2. Si los compuestos son polares no electrolitos ir a 5.

3. Con electrolitos, usar un paquete específico. Fin.
4. No polares
 - 4.1. Si la totalidad de los componentes no son hipotéticos, usar PR, SRK, Lee-Kesler-Plocker. Fin. Si no
 - 4.2. Si la presión de la mezcla de componentes reales y pseudocomponentes es Superior a 1 atm usar CHAO-SEADER, GRAYSON. Fin.
Menor a 1 atm usar IDEAL. Fin.
5. Polares no electrolitos
 - a. Si la presión es inferior a 10 bar
 - a.1. Si se dispone de parámetros de interacción (en la base de datos o suministrados por el usuario)
 - a.1.1. Si se prevé que el equilibrio será líquido- líquido usar: NRTL, UNIQUAC y sus variantes. Fin.
 - a.1.2. Si se prevé que el equilibrio será líquido-vapor usar: WILSON, NRTL, UNIQUAC y sus variantes. Fin.
 - a.2. No se dispone de parámetros de interacción, usar UNIFAC. Fin.
 - b. Si la presión es superior a 10 bar
 - b.1. Si se dispone de parámetros de interacción usar métodos correlativos. Fin.
 - b.2. Si no se dispone de parámetros de interacción usar métodos predictivos. Fin.

II.6 Nuevas tecnologías

A continuación se presentarán nuevas tecnologías para la separación liquido vapor.

II.6.1 Separación por gravedad

Las mejoras tecnológicas desarrolladas para separadores por gravedad se han concentrado en la utilización de elementos internos más eficientes, los cuales

incrementan el porcentaje de remoción de líquidos y reducen las dimensiones de los separadores. Entre estos destacan las mallas de alambre y aletas.

II.6.1.1 Mallas de alambres mejoradas (Wire Mesh)

Las mallas de alambre, también conocidas como *Wire mesh*, *mist eliminator* o *Demister*, son utilizadas para separar pequeñas gotas de líquido, en sistemas donde previamente se ha removido el grueso de los líquidos, la Figura 25 muestra una malla convencional suministrada por la empresa Amistco. Los puntos más importantes, incluyendo sus ventajas y desventajas, en relación con su uso y aplicación son los siguientes:

- En la depuración de los gases separados, su eficiencia de separación suele ser sumamente alta; siempre que no se inunden. Es por ello, que estos internos son más adecuados para su instalación en depuradores que en separadores o en casos donde la relación gas-líquido hacia el extractor de neblina es relativamente baja.
- Son capaces de trabajar con partículas muy pequeñas, generalmente entre 2 y 3 μm , en el caso de partículas más pequeñas se puede combinar la malla con tejidos de telas de plástico o fibra de vidrio de menor tamaño (Graterol , 2014).
- En el caso de una alta relación gas líquido, como puede ser el caso de separadores de producción, los elementos tienden a inundarse, pues el área de drenaje de líquido es la misma que el área de flujo de gas. Normalmente, las gotas se acumulan formando una capa de líquido en la parte inferior de la malla, lo cual incrementa la caída de presión y disminuye el área transversal disponible para el flujo de gas. En esta situación, se llega a un punto donde el líquido retenido es expulsado violentamente del equipo, ocasionando serios problemas operacionales a los equipos colocados aguas abajo. Para evitar la inundación, e incrementar la relación gas líquido que puede ser manejada por las mallas de alambre, se han desarrollado varias mejoras patentadas, que

incluyen la utilización de materiales especiales para propiciar la adherencia de los hidrocarburos, y la colocación de canales recolectores de líquido a lo largo de la malla (Graterol , 2014) .Estos canales permiten direccionar los líquidos y removerlos en la medida en que son atrapados, dejando el área transversal del elemento disponible para el flujo de gas. A continuación en la figura 24 se muestra como luce una malla de alambre comercial.

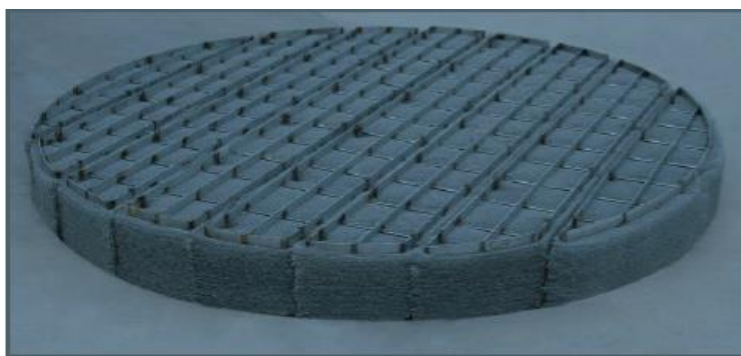


Figura 24. Malla de alambre comercial (Graterol , 2014).

- Entre las desventajas, además del problema de la inundación, destaca el hecho de que aún las aplicaciones de mayor eficiencia requieren tamaños de recipientes relativamente altos. Esto redundaría en altos costos de capital en comparación con las tecnologías centrífugas.
- No son convenientes para su utilización en crudos parafínicos o asfálticos (servicios sucios en general), ya que presentan una alta tendencia a taponarse.

II.6.1.2 Aletas

Las aletas, también reconocidas comercialmente como *plate type mist eliminator*, *vane demister* también llamado Chevron, son elementos colocados antes de la salida de gas en los separadores por gravedad, que producen la separación gas líquido aprovechando las fuerzas inerciales debido al cambio de dirección brusco de la corriente de hidrocarburos. La Figura 25 muestra varios tipos de aleta fabricadas por

Sulzer.

	Mellacevron · Aletas simples			Mellachevron · Perfiles complejos con canales para el drenaje		
Tipo	Perfil · C	Perfil · Z	Perfil C o Z con espaciado grande	Perfil complejo-canales para drenaje integrado	Perfil Z con ganchos para drenaje	Perfil z con espaciamiento
Perfil						
Dirección flujo	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical u horizontal	Horizontal	Horizontal

Figura 25. Formas típicas de aletas (Graterol , 2014).

Pueden colocarse tanto en recipientes horizontales como verticales, y para flujos de gases horizontales o verticales como se muestra en la Figura 26.

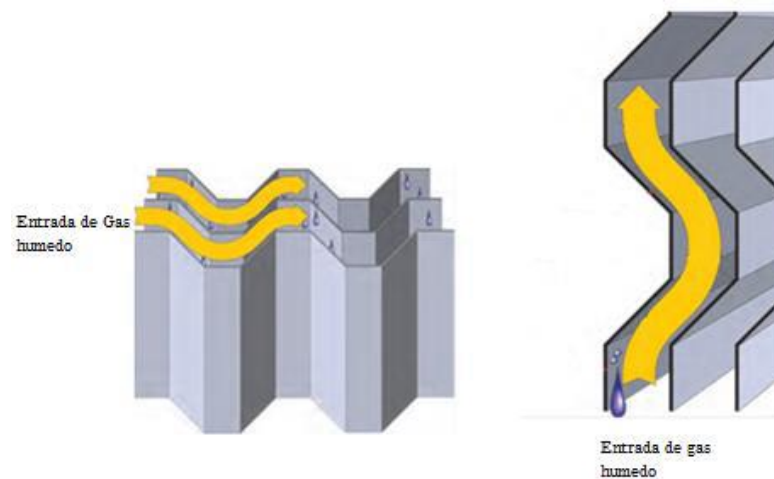


Figura 26. Detalle de las aletas eliminadoras de neblina (vane demister) para arreglos horizontales y verticales (Graterol , 2014).

Características

- A diferencia de las mallas que pueden trabajar con partículas muy pequeñas, las aletas tienen una mayor eficiencia con partículas de aproximadamente

20 μ m y velocidades altas (valores para la constante de Souders y Brown (K) de 0,45 m/s) (Graterol , 2014).

- Para mejorar la eficiencia de las aletas, estas se pueden usar en conjunto con una malla que sirva de pre tratamiento, aumentando el tamaño de las partículas contenidas en el gas para que puedan ser retiradas por las aletas. Varias empresas venden los paquetes combinados de malla con aletas.
- Entre las principales ventajas de estos elementos destaca el hecho de su mayor eficiencia con relación a las mallas de alambre. Son aplicables para un amplio intervalo de fluidos (crudos livianos, pesados) y cargas de líquido (separación, depuración).
- Son menos susceptibles a taponarse en servicios “sucios”, pueden tolerar mayores niveles de líquido, sustancias de alta viscosidad e irregularidades en el flujo de entrada (Graterol , 2014).
- Entre las desventajas de las aletas, se puede mencionar que su utilización resulta en equipos relativamente grandes con relación a la separación centrífuga, lo cual repercute en un alto costo de capital.
- La aplicación de las aletas, al igual que las mallas de alambre es tan amplia, que no es un factor de peso con relación a la factibilidad de utilización.

II.6.2 Separación centrífuga

Existen diversas tecnologías que utilizan el principio de separación centrífuga para mejorar la separación gas-líquido. A continuación, se presenta una descripción y principales aspectos de las diferentes tecnologías de separación bifásica que basadas en estos principios están siendo aplicadas.

II.6.2.1 Interno ciclónico (cyclone inlet)

Los internos ciclónicos son elementos conectados directamente en la boquilla de entrada, la cual alimenta dichos elementos de manera tangencial. En ellos, se obliga al fluido a generar un movimiento rotatorio bordeando las paredes cilíndricas del

elemento, lo cual produce una aceleración que promueve la separación gas-líquido. La Figura 27 muestra un ensamblaje típico de los elementos ciclónicos.

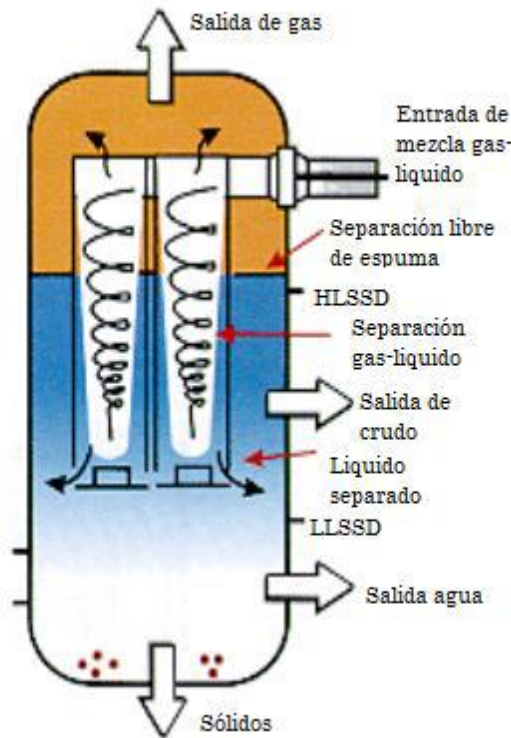


Figura 27. Ensamblaje típico de internos ciclónicos (Graterol , 2014).

Características

- La eficiencia de separación de los elementos ciclónicos depende principalmente de la velocidad de entrada del fluido. A mayor velocidad de entrada, mayor será la fuerza de separación. Como contraparte, se produce una mayor caída de presión, por lo cual debe establecerse claramente un compromiso en función de las necesidades del proceso.
- Una desventaja de este tipo de separador es que la caída de presión que produce es grande comparada con la caída que producen en los internos de mallas o aletas (Stewart & Arnold, 2008).

- Los separadores con elementos ciclónicos, si bien promueven rápidamente la separación de las fases, parecen ser particularmente sensibles ante variaciones de flujo.
- Los separadores con internos ciclónicos son capaces de trabajar con fluidos a altas presiones llegando hasta 200 bar, lo que no es posible para los internos de malla o aleta (Graterol , 2014).
- Debe tenerse especial cuidado para el caso de manejo de fluidos de producción con arena, pues la alta velocidad propicia la erosión obligando al uso de materiales especiales.
- Una de las características más interesantes de los elementos ciclónicos es que promueven la disolución de la espuma. El mecanismo de rompimiento se basa en la creación de turbulencia que produce una rápida desgasificación del crudo. Es importante hacer notar que este efecto ha sido reconocido en aplicaciones de crudo liviano y mediano, no así en crudos pesados como es el caso de los crudos de la FPO,
- Los internos ciclónicos no se taponan fácilmente, debido a la alta velocidad generada, siendo particularmente adecuados para servicios sucios.
- Debido a su pequeño tamaño y facilidad de instalación, los internos ciclónicos también sirven para optimizar equipos existentes donde se desea tratar un flujo mayor.

II.6.2.2 Tubo para agitación de neblina (Swirl Mist Tube)

Este tipo de interno, comercializado por Sulzer, HAT y Peerless, consiste en tubos de acero inoxidable o cerámica con un dispositivo que genera turbulencia en la entrada y ranuras longitudinales en las paredes del tubo para expulsar el líquido. En la Figura 28, se muestra el esquema de un tubo. Cuando el gas húmedo entra al tubo, este pasa por el dispositivo de turbulencia el cual provoca una fuerza centrífuga que causa que las gotas se acumulen en las paredes del tubo de donde son expulsadas, con una porción de gas, a través de las ranuras a una zona de recolección de líquido. Debido a

que utiliza la fuerza centrífuga como fuerza impulsora, este equipo posee las mismas ventajas y desventajas que los internos ciclónicos (alta caída de presión, efecto antiespumante, arreglo de muchos tubos pequeños).

- Pueden trabajar con presiones de hasta 200 bar.
- Puede remover el 100% de las partículas mayores a $8\mu\text{m}$ y el 98% de las partículas entre $2\text{-}4\mu\text{m}$.
- Son capaces de soportar la entrada de gases a altas velocidades y de partículas sólidas.
- La caída de presión por el equipo es de 10-30 mbar.
- Debido a su pequeño tamaño y facilidad de instalación, se puede instalar en equipos existentes para mejorar su capacidad.

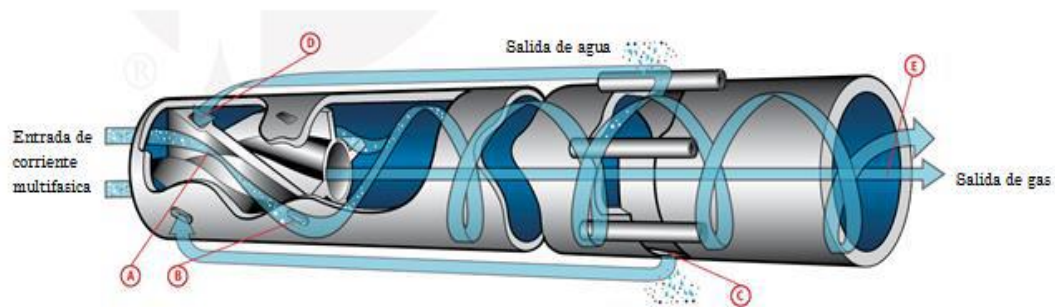


Figura 28. Esquema de un tubo para agitación de neblina (Swirl Tube Separator) de Peerless (Graterol , 2014)..

II.6.2.3 Multiciclones

Estos internos, comercializados por HAT, Cameron y Peerless, son capaces de remover altas cantidades de líquidos y sólidos del gas en una sola fase. Consisten en un banco de tubos de 2 o 4 pulgadas con entradas laterales, al entrar el gas se genera una fuerza centrífuga que impulsa el líquido y los sólidos a las paredes del tubo donde bajan por gravedad, mientras que los gases salen por un canal en el medio del cilindro. La Figura 29 muestra el esquema de un tubo multiciclón y la instalación de un banco de tubos en un taque. Algunos aspectos con relación al diseño y uso de estos internos son:

- Remueven partículas mayores a 25 μm incluso a altas presiones.
- Capaces de tolerar grandes cantidades de gas o líquido a altas velocidades y presiones de 10 a 200 bar.
- Soportan corrientes con sólidos.
- Genera una caída de presión entre 25-75 mbar
- Fácil de instalar, pueden adaptarse a equipos ya existentes.
- No poseen partes móviles por lo que no requiere mantenimiento.

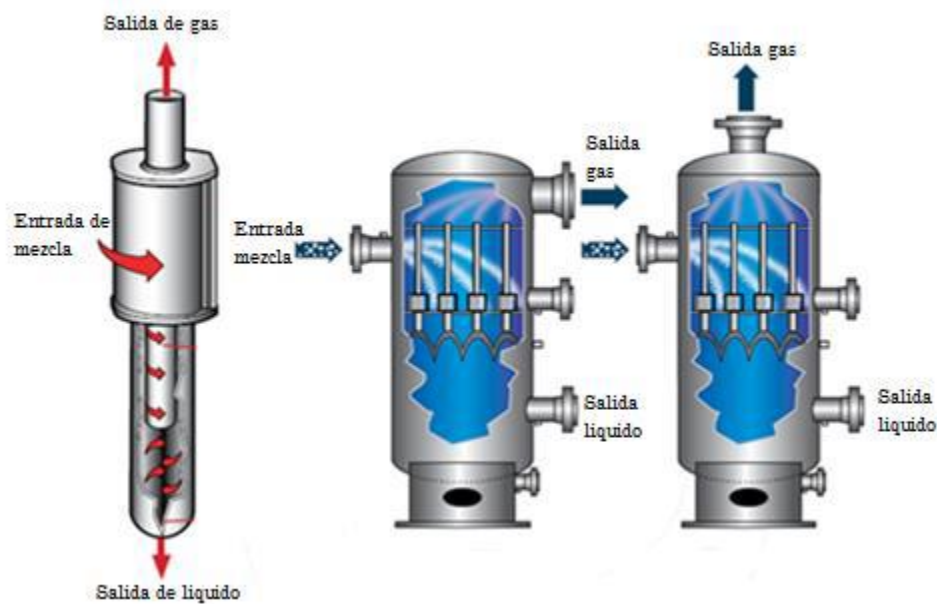


Figura 29. Internos multiciclónicos (Graterol , 2014).

II.6.2.4 Separador GLCC

El *Gas-Liquid Cylindrical Cyclone*, denominado por sus siglas en inglés GLCC™, es un separador compacto que por su geometría y principio de funcionamiento es de fácil construcción e instalación. Un esquema de este equipo se muestra en la Figura 30. Consta básicamente de una tubería vertical sin partes móviles, con entrada tangencial e inclinada en el medio de la tubería vertical. Cuenta con una sección de gas y una sección de líquido (Godoy-Alcantar , Cervantes-Martinez, Cruz-Maya, Hernandez-Buenfil, & Ramire-Antonio , 2008).

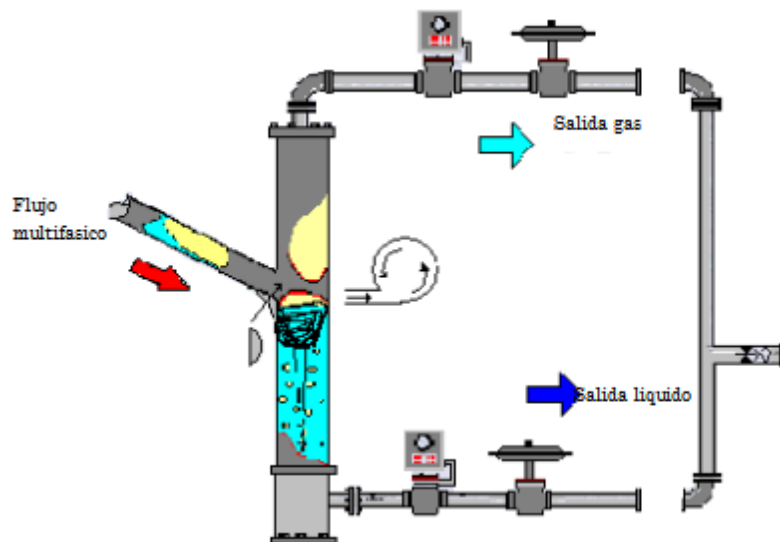


Figura 30. Esquema de un GLCC™ (Wang, Gomez, Moham , & Shoham, 2001).

II.6.2.5 Separador CDS-Gasunie™

EL CDS-Gasunie es una versión mejorada del separador Gasunie desarrollado por la compañía Gasunie, encargada de la distribución de gas natural en Holanda, en conjunto con *Consulting Designers of Separators (CDS) Engineering*. Este puede ser ofrecido como un paquete completo en forma de separador individual por el vendedor, quien generalmente es un licenciante de Gasunie, actualmente el equipo se puede adquirir a través de FMC Technologies.

Los principales aspectos con relación al diseño, uso y funcionamiento del separador Gasunie™, son los siguientes (BoletínCDS-Gasunie, 2011).

- Puede ser instalado como un elemento interno tipo ciclónico, en separadores existentes.
- Por ser un equipo pequeño y liviano es ideal para instalaciones en plataformas costa afuera.
- El principio de funcionamiento es el uso tanto de la fuerza centrífuga como de la fuerza gravitacional.

- La corriente de gas, es obligada a pasar por unas aletas fijas tipo estator de turbina lo que genera un vórtice invertido que produce la separación de las fases. El gas es succionado por la tubería central debido a la diferencia de presión, y alcanza el tope del recipiente a través del “tubo de vórtice” que se encuentra en el centro anexo a la boquilla de salida de gas. El líquido separado choca contra las paredes debido a la fuerza centrífuga, y cae por gravedad al fondo del equipo. Un “sombrero de bruja” es colocado tanto en el recipiente como en cada ciclón individual, justo debajo del “tubo de vórtice” para evitar el arrastre de líquido por efecto de la baja presión entre la cámara de líquido y el tubo de gas. La Figura 31 muestra un esquemático del equipo. Las secciones y elementos son similares si se utilizan como interno ciclónico.
- Capacidades de líquido de hasta 50 MBD.
- Tiene una eficiencia de casi 100% con partículas entre 30 y 50 μm y una alta capacidad para el manejo de gas ($K=0,9 \text{ m/s}$).
- No tiene piezas móviles o canales pequeños por lo que requiere poco mantenimiento.
- De acuerdo con las experiencias realizadas con este equipo, descritas más abajo en este aparte, se determinó que tienen alto *turn-down* (7:1) y son adecuados para servicios sucios.
- Puede manejar una alta relación líquido/gas (hasta un 10% vol/vol).
- El nuevo modelo del Gasunie tiene una caída de presión 50% menor y un tamaño 15% menor que el diseño original (boletín gasunie).

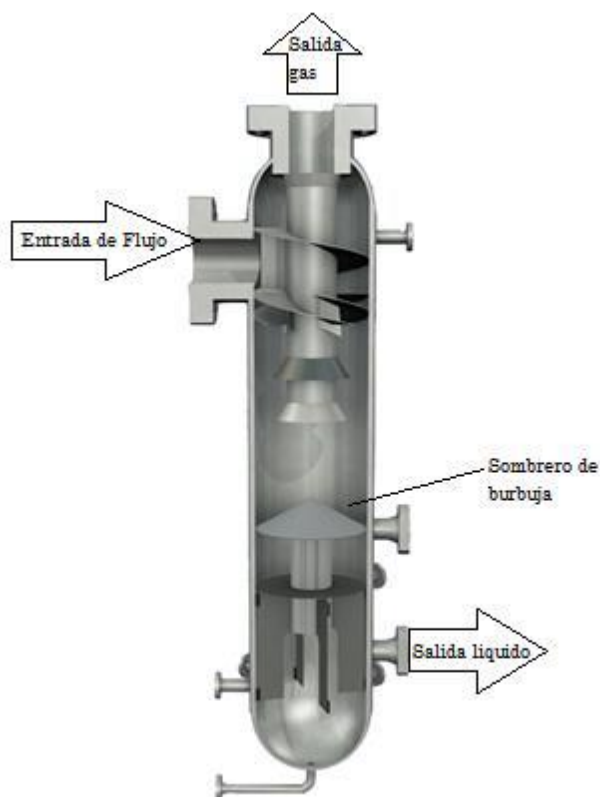


Figura 31. Separador Gasunie™ (BoletínCDS-Gasunie, 2011).

II.6.2.6 Azgaz - separador compacto gas-líquido en línea

Es un equipo diseñado por Merpro, actualmente es comercializado por National Oilwell Varco. Es un equipo compacto diseñado para instalarse como parte de una tubería. En la Figura 32 se muestra un esquema de este equipo.

Los principales aspectos con relación al diseño, uso y funcionamiento de este separador son los siguientes (Boletín N° D352002057-GEN-001, 2011).

Capaz de tratar corrientes con un 20% de volumen total de líquido y remover el 99% de todas las gotas de 11 μm o mayores.

- Genera una caída de presión de 0,7 kPa.
- Al entrar al equipo, el líquido disminuye su velocidad debido a la expansión en el área, lo que permite que las gotas más grandes sean retiradas por los

drenajes en el fondo del equipo. Posteriormente, el gas pasa a través de un dispositivo de turbulencia el cual genera fuerzas centrífugas que promueven la coalescencia y separación del resto de las gotas.

- Es compacto, por lo que se puede instalar en plataformas y otros lugares donde no se disponga de mucho espacio.
- Se puede ajustar a sistemas ya existentes para aumentar su capacidad.
- No tiene partes móviles, requiere muy poco mantenimiento.



Figura 32. Azgaz - separador compacto gas-líquido en línea (Boletín N° D352002057-GEN-001, 2011).

CAPÍTULO III.

MARCO METODOLÓGICO

Para este trabajo se utilizó un método cuantitativo que se refiere a al proceso que parte de una idea que va acotándose y una vez delimitada, se derivan objetivos y preguntas de investigación, se revisa literatura y se construye un marco teórico, luego se desarrolla un plan para probar, se miden las variables y se establecen una serie de conclusiones respecto a los objetivos ((Hernandez, Baptista, & Fernandez, 2006). Descriptivo porque busca especificar las propiedades, las características y los perfiles de procesos, es decir, miden , evalúan o recolectan datos sobre diversos conceptos, aspectos, dimensiones o componentes del fenómeno a investigar (Hernandez, Baptista, & Fernandez, 2006). y exploratorio.

Para el diseño de la estación de flujo fue necesaria una investigación bibliográfica presentada en el capítulo II, para luego recolectar los datos y realizar mediciones numéricas, esto mediante simuladores como Hysis y HTRI, siguiendo las normas establecidas por PDVSA y la empresa Vepica, y realizando los cálculos pertinentes para el diseño de las instalaciones de superficie, por lo tanto se detallan y evalúan distintos criterios y se seleccionan los más adecuados y se procede a seguir los pasos para los cálculos así como se estudiaron nuevas tecnologías que pudiesen usarse en el proceso de separación del fluido para este proyecto .

A continuación se mostraran los métodos utilizados para cumplir con cada objetivo de este Trabajo Especial de Grado.

III.1 Selección de nuevas tecnologías

Este objetivo se basa en la investigación y revisión de material bibliográfico que incluye: materiales impresos (libros, revistas y trabajos especiales de grado), audiovisuales y electrónicos. Se realizara la creación de una matriz de comparación de las tecnologías de separación disponibles ya investigadas y explicadas, algunas de ellas en el capítulo anterior, lo que permita seleccionar, el equipo de separación apropiado para el desarrollo de la propuesta del proyecto.

Procedimiento para la elaboración de la matriz comparativa

- **Recopilación de información:** realizada y explicada en el capítulo II, con la revisión bibliográfica e investigación.
- **Organización de la documentación:** se procede a analizar la información. Para facilitar la elaboración de la matriz se organizó la información en los siguientes puntos:
 - ✓ Instalaciones presentes y funcionamiento.
 - ✓ Principales aspectos con relación al diseño, uso y funcionamiento del equipo.
- **Elaboración de la matriz comparativa:** una vez que se tiene toda la información se procede a elaborar la matriz comparativa de los equipos de separación. A continuación se describen los criterios seleccionados para la evaluación de los separadores gas/líquido; estudiados para este trabajo.
 - ✓ Inversión inicial requerida: Para esta comparación se consideró solo el tamaño de los equipos requeridos (los equipos que necesitan tanques más grandes ameritan una inversión inicial mayor) como factor principal para los costos de producción.
 - ✓ Espacio requerido: Área que ocupa cada unidad de tratamiento.
 - ✓ Contenido de líquido: Capacidad del equipo para manejar corrientes con un alto porcentaje de líquido sin inundarse.
 - ✓ Eficiencia: Los valores de eficiencia utilizados para esta comparación se obtienen de la información provista por las compañías e información bibliográfica sobre los tamaños de partículas que se pueden retirar con cada equipo.
 - ✓ Caída de presión: Caída de presión que sufre la corriente al pasar por el equipo.
 - ✓ Manejo de sólidos: Capacidad del equipo para separar o manejar sólidos presentes en la corriente de entrada.

- ✓ Estabilidad en la operación ante irregularidades en la corriente de entrada: Capacidad del equipo para mantener operaciones regulares ante perturbaciones como flujos de tapón (*slug flow*) en la corriente de entrada.
- ✓ Velocidad de operación: Comparación entre los valores para la constante de Souders-Brown (K) aceptables para cada equipo.
- ✓ Efecto antiespumante: Capacidad del interno para evitar la formación de espuma dentro del equipo, lo que lleva al diseño de equipos más pequeños y a reducir la cantidad de químicos necesarios.

Para realizar una comparación apropiada de los equipos primero se ponderaron cada uno de los criterios mencionados con una valoración del 1 al 4, siendo 1 el valor menos deseable y 4 el valor óptimo deseado para cada criterio. Esta valoración fue de realización propia, asignando los puntos con base en las características disponibles para cada equipo, después fue revisada por el tutor industrial para su aprobación. En la Tabla 8 se muestra la valoración correspondiente a cada criterio.

Tabla 8. Valoración de los criterios para la matriz de comparación.

Valoración/criterio	1	2	3	4
Inversión inicial		Inversión alta	Inversión baja	
Espacio requerido		Mucho espacio	Poco espacio	Muy poco espacio
Eficiencia (en función del tamaño de partículas removidas)	Baja (remueve partículas mayores a 30µm)	Moderada (remueve partículas entre 10-30µm)	Alta (remueve partículas entre 8-10µm)	Muy alta (remueve partículas entre 2-4µm)
Contenido de líquido		No tolera un contenido muy alto (propenso a inundaciones)	Tolera altas proporciones de líquido	

Tabla 9. Valoración de los criterios para la matriz de comparación (continuación).

Caída de presión	(>2000 mbar)	Moderada (500-2000 mbar)	baja (10-80 mbar)	Muy baja (<10 mbar)
Contenido de sólidos		No toleran la presencia de sólidos	Pueden trabajar con sólidos presentes	
Variaciones en el flujo (flujo de tapón)		Eficiencia disminuye con la variaciones en la caracterización de la corriente de entrada	Opera regularmente a pesar de variaciones en la caracterización en la corriente de entrada	
Velocidad de operación (constante de Souders-Brown)		Baja (K=0,15 m/s)	Media (K=0,45 m/s)	Alta (K=0,9 m/s)
Efecto antiespumante		No previenen la formación de espuma	Previenen la formación de espuma	

III.2 Bases de diseño

Tal como fue mencionado en el Capítulo I de este Trabajo Especial de Grado, el sistema en estudio se encuentra enmarcado en un proyecto desarrollado por la empresa VEPICA, para la creación de instalaciones de superficie destinadas a la producción neta de 5 MBPD de un crudo extrapesado de la FPO. Este crudo tiene una gravedad de 8.5 °API, diluido a 17 °API para exportación. Se explotarán 9 pozos utilizando tres mecanismos de producción por vapor, combinados con levantamiento artificial. Los detalles en cuanto a tipo de mecanismo, producción de crudo y gas asociado, se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 9. Sumario de flujos de producción (Mossuto, 2012).

Mecanismo	# pozos	Crudo producido (BPD)	Gas producido (MMScf/D)	Vapor (BPD)
SAGD	4	2400	0.423120	6000
HASD	3	1800	0.317340	4500
CSD	2	800	0.141040	2000
TOTAL	9	5000	0.881500	12500

III.2.1 Composición del gas producido

De acuerdo a estudios realizados, se espera que la fracción molar de H₂S y CO₂ presentes en el gas producido varíen entre 1.2 %– 4.5 % molar para el primero y entre 8 % – 16 % molar para el segundo. El diseño de los equipos se realizó tomando en cuenta la condición más desfavorable: 4.5 %molar de H₂S y 16 %molar de CO₂. En la Tabla 10 se muestra la composición molar del gas producido.

Tabla 10. Composición molar del gas producido (Mossuto, 2012).

Componente	%Mol
H ₂ S (*)	4.50
CO ₂ (*)	50.00
N ₂	0.23
METANO	44.93
ETANO	0.07
n-BUTANO	0.01
I-PENTANO	0.01
n-PENTANO	0.01
HEXANO	0.04
HEPTANO	0.04
OCTANO	0.04
NONANO	0.01
METIL CICLOPENTANO	0.02
CICLOHEXANO	0.01
METIL CICLOHEXANO	0.02
TOLUENO	0.02
Total	100.0

III.2.2 Composición del gas natural

Se utilizará gas natural de alta presión para suplir las necesidades de gas de manto (blanketing), servicios y gas lift. La Tabla 11 muestra la composición molar de este gas natural.

Tabla 11. Composición molar del gas natural. (Mossuto, 2012).

Componente	%Mol
H ₂ S	0.0012
CO ₂	7.361
N ₂	0.1494
METANO	91.46
ETANO	0.1394
PROPANO	0.0398
I-BUTANO	0.0299
N-BUTANO	0.0200
I-PENTANO	0.0200
N-PENTANO	0.0100
PSEUDO C ₆ H ₁₄	0.0996
PSEUDO C ₇ H ₁₆	0.1096
PSEUDO C ₈ H ₁₈	0.1096
PSEUDO C ₉ H ₂₀	0.0498
PSEUDO C ₁₀ H ₂₂	0.0100
Agua	0.3917
Total	100.0

Tabla 12. Propiedades de los pseudocomponentes (Mossuto, 2012).

Pseudos componentes	NBP (°C)	°API	Peso Molecular
Pseudo C ₆ H ₁₄	67.54	73.459	84
Pseudo C ₇ H ₁₆	95.44	63.024	96
Pseudo C ₈ H ₁₈	118.5	57.358	107
Pseudo C ₉ H ₂₀	145.5	52.659	121
Pseudo C ₁₀ H ₂₂	168.2	49.337	134

III.2.3 Temperatura del aire

Para el enfriamiento de algunas corrientes de proceso se utilizarán aroenfriadores, por lo cual es necesario conocer las temperaturas del aire registradas en la zona, éstas se muestran en la Tabla.

Tabla 13. Condiciones ambientales (Mossuto, 2012).

Temperatura	
Máxima registrada	35 °C
Mínima registrada	13.1 °C
Promedio máximo mensual	34.1 °C
Promedio mínimo mensual	17.8 °C
Diseño máximo	35 °C

III.2.4 Características del diluyente

El diluyente es necesario para reducir la viscosidad y densidad del crudo, alcanzando así un producto de 17 °API. Esto permite mejorar el transporte del crudo a través de tuberías y equipos, y facilitar la remoción del agua mediante procesos de separación por gravedad convencionales. El diluyente es obtenido a 30 °C y 14 bar, el cual es una nafta que presenta las siguientes características:(Tabla 14):

Tabla 14. Data experimental para el diluyente (Mossuto, 2012).

Destilación(ASTM D-86-96)	
Destilado recuperado (Volume %)	Temperatura de destilación (°C)
0	97.7
5	117.5
10	123.4
20	128.9
30	135.9
40	142.3
50	151.0
60	160.2
70	172.0
80	187.0
90	208.9
95	228.6
Densidad @cond std = 790.1 kg/m ³	

III.2.5 Data de petróleo extrapesado

El crudo fue caracterizado en siete (7) pseudo-componentes. En la siguiente tabla se muestra la data utilizada para la simulación del proceso y bases de diseño:

Tabla 15. Data experimental para el crudo extrapesado (Mossuto, 2012).

Densidad @ Std Cond	1011 Kg /m ³
Viscosidad @ 47.6 ° C	9960 Cst
Viscosidad @ 150 ° C	36.26 Cst
Data de destilación TBP	
Corte (% másico)	TBP (°C)
0	128.3
2	215.58
5	268.16
10	313.18
15	346.88
20	378.06
30	439.88
40	490.34
50	543.56
60	607.78
70	704.22
80	811.37
90	866.24

Es necesario tener en cuenta las condiciones del yacimiento y del fluido en superficie y estos se presentan en la tabla 16 y 17 respectivamente, la temperatura se debe al método de recuperación mejorada por inyección de vapor.

Tabla 16. Condiciones de yacimiento (Mossuto, 2012).

Presión	Temperatura
652 Psia (43 barg)	493 °F (256°C)

Tabla 17. . Condiciones de superficie (Mossuto, 2012).

Presión	Temperatura
174 Psia (11barg)	300°F (149 °C)

III.2.6 Contenido de arenas

La experiencia actual en la producción de campo indica que se espera una producción de arena moderada 63.5 gr por barril EHO.

III.2.7 Criterios de diseño para tuberías

Los criterios de diseño enumerados a continuación, expresados como velocidades de flujo recomendadas y diferenciales de presión evitan la corrosión, erosión, vibración y problemas de ruido. Estas directrices son "factores generales de la experiencia" Y no pretenden representar un análisis verdaderamente cuantitativo de todas las variables involucradas.

Líneas de succión de bomba

Las velocidades recomendadas y el diferencial de presión para estas líneas son:

Tabla 18. Criterios de diseño de tuberías para líneas de succión de bomba centrífuga (Salazar, 2013).

Service	Pipe Diameters 8" and less		Pipe Diameters greater than 8"	
	Approx. Velocity, m/sec	Maximum Allowable ΔP , kPa/100 m	Approx. Velocity m/sec	Maximum Allowable ΔP , kPa/100 m
Sub-Cooled Liquid	1 to 1.5	35	4 max	35
Boiling Liquid	0.3 to 1	12	2 max	12

Líneas de descarga de la bomba

Pérdida de presión máxima permitida recomendada:

- ✓ 70 kPa / 100 m para líneas cortas y cables de cabezales.
- ✓ 23 kPa / 100 m para cabezales largos (240 metros equivalentes o más).

Líneas de vapor

El diferencial de presión está dado por :(tabla 19):

Tabla 19. Criterios de caída de presión para líneas de vapor de hidrocarburos (Salazar, 2013).

Nivel de presión	Caída de presión, Kpa/100m
Vacío (7kPa-a)	1.4
Vacío (48kPa-a)	3.4
0 a 350 kPag	5.6 a 11.3
350 a 1050 kPag	11.3 a 33.9
1050 a 3500 kPag	33.9 a 67.8
Por encima de 3500 kPag	0.5% del nivel de presión

*Para presiones intermedias se utiliza el método de interpolación

Velocidad máxima permitida (erosión) para gas = $122 / \text{SQRT} (D_g)$, m / seg, donde D_g Densidad del gas en kg / m³.

Líneas de proceso bifásicas (Mezclas Vapor-Líquido)

Para el dimensionado preliminar, las velocidades de las líneas deberán estar limitadas por:

Velocidad para el flujo de dos fases = $C / \text{SQRT}(D_{\text{mix}})$, m / seg Donde: D_{mix} es la densidad de la mezcla en kg / m^3 y C es una constante. Los valores de C se indican a continuación:

- ✓ 73.2 Mínimo para garantizar flujo mixto.
- ✓ 122 Servicio continuo.
- ✓ 153 Servicio intermitente.
- ✓ 163 Líquidos libres de sólidos con poca corrosión (es decir, vapor saturado de HP).
- ✓ 305 Servicio intermitente sin corrosión.

III.2.8 Criterios para diseño de separadores

Para poder calcular las dimensiones y diseñar los separadores es necesario tener en cuenta las consideraciones mencionadas en el capítulo II, de igual forma se debe establecer un tiempo de residencia del recipiente.

A continuación se mostrara la tabla 20, en el cual se muestran los tiempos de residencia para cada tipo de recipiente y a partir de los utilizados en este trabajo se seleccionara el más adecuado

Tabla 20. Tiempo de residencia del líquido para algunos servicios (Ayesteran & Paredes , 2013).

Servicio	Tiempo Holdup, min. (NLL – LLL)	Tiempo Surge, min. (NLL – HLL)
Separador de alimentación a unidades	10	5
Separadores de alimentación a columna	5	3
Separadores de alimentación a otro recipiente o tanque con bomba o a través de un intercambiador	5	2
Separadores de alimentación a otro recipiente o tanque sin bomba	2	1
Separadores de alimentación a hornos de fuego directo	10	3
Reflujo o acumulador de productos	3	2
Separador de fondo de columna para la alimentación a otra columna	5	2
Separador de fondo de columna para la alimentación a otro recipiente o tanque con bomba o a través de un intercambiador	5	2
Separador de fondo de columna para la alimentación a otro recipiente o tanque sin bomba	2	1
Separador de fondo de columna para la alimentación a calderas de fuego directo	5 – 8	2 – 4
Separador de succión o inter-etapa de compresión	10	3
Acumulador de líquidos al mechurrio	20 – 30	

III.2.9 Criterios para el diseño de intercambiadores de calor

Los criterios seguidos para el diseño de aerofriadores e intercambiadores carcasa y tubo, fueron los establecidos por las normas PDVSA (MDP-05-E-03, 1995) y (MDP-05-E-02, 1995)

. Criterios aerofriadores:

- ✓ Sobrediseño de no más del 5%.

- ✓ una caída de presión hasta 5 psia.
- ✓ Posea potencia del ventilador.

Criterios del enfriador tubo carcasa :

- ✓ Sobrediseño de no más del 5%.
- ✓ una caída de presión hasta 5 psia.
- ✓ Velocidad del fluido no debe ser alta.

III.2.10 Criterio para el dimensionamiento de bombas

Los criterios utilizados para el diseño de bombas fueron los establecidos por las normas PDVSA (MDP-02-P-02, 1997), que determinan las dimensiones y potencia de la bombas centrífugas mediante las gráficas que se encuentran en el apéndice D

III.2.11 Criterios para diseñar deshidratadores electroestáticos

Para el diseño y dimensionamiento de este equipo la empresa Vepica considera los siguientes aspectos para su utilización

- Rango de temperatura del fluido de entrada entre 200°F y 300°F
- Crudo mayor de 14 ° API

III.3 Esquema preliminar

Para el diseño de la estación de flujo, la empresa VEPICA realizó un estudio inicial que condujo al siguiente esquema mostrado en la figura 33. Con el esquema preliminar se procede a utilizar el simulador HYSYS para evaluar y probar que equipos son los más adecuados para obtener el crudo en especificación y luego de esto se establecieron los balances de masa y energía.

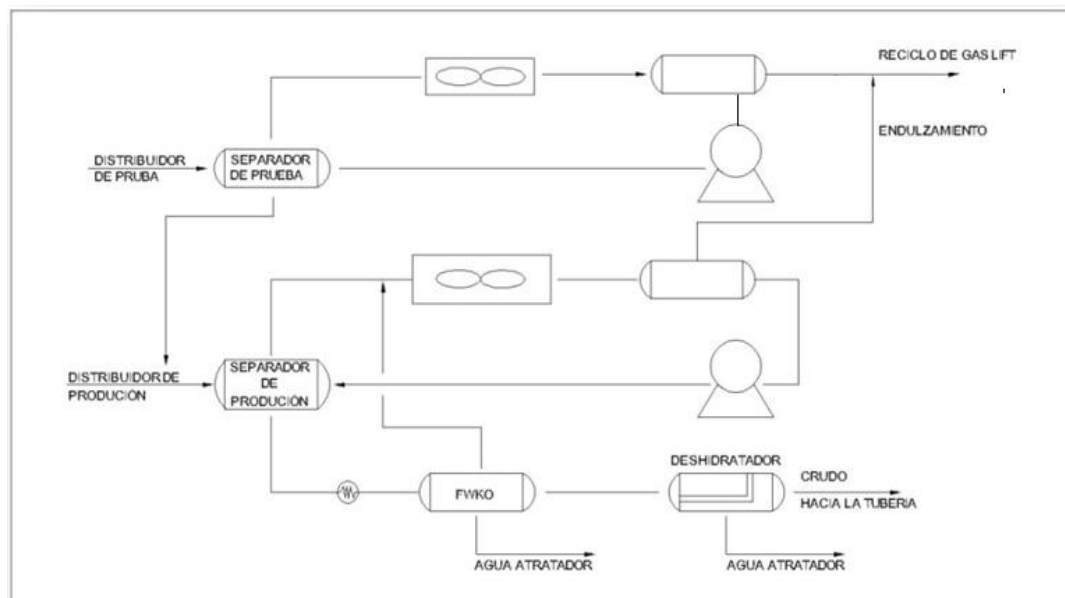


Figura 33. Esquema preliminar de la estación de flujo. (Mossuto, 2012).

El primer paso antes de realizar los cálculos mediante este simulador es la selección del modelo termodinámico para la generación de propiedades de los fluidos. A continuación se da una breve explicación:

- De acuerdo a la información presentada anteriormente en el capítulo II y siguiendo la guía de SpenTech y las recomendaciones de la tabla 6, el modelo termodinámico más apropiado para la generación de propiedades es Peng-Robinson pues a pesar de que la mezcla es polar debido a la presencia de agua, este es un proceso simple de separación bifásica en el que el cálculo de la composición y el estudio del comportamiento de la corriente de producción no son relevantes, ya que el objetivo principal es estimar las propiedades y los flujos de gas y emulsión producidos para el diseño de los equipos involucrados, razón por la cual esta desviación es tolerable y el modelo de Peng-Robinson fue utilizado para los cálculos subsiguientes.

Para el inicio de la simulación, se suministran los datos de los fluidos, composición y caracterización que se muestran en las tablas 9,13,14,16 y las condiciones de operaciones que se utilizan son las mostradas en las bases de diseño. Se dispone y se distribuyen los equipos y corrientes según el diagrama de flujo correspondiente.

Luego de suministrar todos los datos se corre la simulación generando las propiedades necesarias para el diseño de los equipos.

III.4 Dimensionamiento de las instalaciones de superficie

Para el dimensionamiento de cada uno de los equipos e instalaciones que conforman esta estación de flujo se utilizaron los distintos métodos que se explicaran a continuación, partiendo de los criterios establecidos

III.4.1 Dimensionamiento de tuberías

Para el dimensionamiento de la línea de producción, así como de otras corrientes de proceso que manejan flujo bifásico, se utilizaron los métodos de determinación de flujo y cálculo de caída de presión mostrados en la sección II.4, a continuación se muestra el procedimiento detallado para cada uno.

Cálculo de caída de presión

Para el cálculo de caída de presión es necesario conocer el diámetro de la tubería, de modo que es un cálculo iterativo en el que deben tomarse varios valores de diámetro hasta obtener una caída de presión que cumpla con los criterios establecidos en el manual de PDVSA que se mostraron en el punto anterior. A continuación se describe detalladamente el procedimiento utilizado:

- Una vez establecido el diámetro de la tubería se determina la fracción volumétrica del líquido mediante la ecuación 13.
- Con el valor de fracción volumétrica de líquido se determina entonces la viscosidad de la mezcla mediante la ecuación 40.
- Se calcula la densidad de la mezcla con la ecuación 42
- Se procede a calcular la velocidad promedio de la mezcla mediante la ecuación 29
- Tal como fue explicado en la sección II.4.1.3. se determina la retención de líquido y se calculó el número de Reynolds mediante la ecuación 41.

- Una vez hecho esto se calcula el factor de fricción de Fanning para una fase mediante la ecuación 43 y se determina entonces el factor de fricción de dos fases.
- Para obtener la caída de presión por cada 100 pies de tubería, se fija este valor como longitud y se procede al cálculo de caída de presión por fricción y por cambios de elevación mediante las ecuaciones 44 y 34.
- Se verifica luego la caída de presión por aceleración mediante la ecuación 45.
- Si la caída de presión por aceleración es significativa se calcula la pérdida total como la suma de las caídas de presión por fricción, elevación y aceleración, de no ser así se puede despreciar este último término y solo se suman las dos primeras.

Determinación del régimen de flujo

Para la determinación del régimen de flujo es necesario conocer el diámetro de la Tubería. Para esto deben seguirse los pasos siguientes:

- Se asume una presión promedio entre la presión de entrada y salida de la línea.
- Con este valor y la temperatura correspondiente se calculan las propiedades físicas de los fluidos.
- Se asume luego un valor de diámetro de tubería y se determinan las coordenadas “X” e “Y” del mapa de patrones de flujo de la Figura 12, con las ecuaciones. 16 y 19 respectivamente. Con estas coordenadas se ubica el punto de operación en el diagrama y se verifica el régimen de flujo.

Cálculo de la caída de presión para tuberías que transportan líquidos

- Se calcula el número de Reynolds mediante la Ec. 53.

$$Re = \frac{dV_{sl} \rho_L}{\mu_L} \quad \text{Ec. 46}$$

- Se calcula el factor de fricción de Fanning mediante las Ecs. 31 o 32 según sea el caso. El factor de fricción también puede calcularse utilizando los diagramas de Moody de la Figura B-1 del Apéndice B.
- La caída de presión por fricción se calcula mediante la Ec. 54. En caso de que la tubería presente accesorios, las pérdidas por fricción se cuantifican adicionando a la longitud de la tubería, la longitud equivalente de los accesorios presentes. De este modo, se sustituye $LTUB$ por $(LTUB + Leq)$, en la Ec. 47.

$$(\Delta P)_f = \frac{f V_{sl}^2 \rho_L L_{TUB}}{2d} \quad \text{EC. 47}$$

- En caso de que la tubería no sea horizontal, la caída de presión debido al cambio en la elevación se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_E = 9.81 \times 10^{-3} \rho_L (Z_2 - Z_1) \quad \text{Ec. 48}$$

- La caída de presión total se obtiene de la suma de las pérdidas por fricción y por elevación.

Nota: Este procedimiento para cálculo de caída de presión fue extraído de: PDVSA MDP-02-FF-03, 1996.

Cálculo de la caída de presión para tuberías que transportan gases

- Se determina el factor de fricción de Weymouth mediante la siguiente ecuación:

$$f_w = \frac{0.094}{d^{\frac{1}{3}}}, d \text{ en milímetros} \quad \text{Ec. 49}$$

- Conociendo la presión aguas arriba de la línea y asumiendo una longitud de 100 ft (cálculo de caída de presión por cada 100 ft de tubería), se determina la

presión aguas abajo, de acuerdo con la fórmula para descarga en una tubería horizontal:

$$W_G = \left[\frac{d\rho_1 A_{TUB}^2}{f_w L_{TUB}} \right] \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{P_1} \right], P_1 \text{ y } P_2 \text{ en } N/m^2 \quad \text{Ec. 50}$$

- La caída de presión se determina como la diferencia entre las presiones aguas arriba y aguas debajo de la línea.

III.4.2 Dimensionamiento de separadores horizontales (líquido-vapor).

Para este trabajo se diseñaran únicamente separadores horizontales, ya que se tiene poca presencia de gas y un gran flujo de líquido, por lo tanto es más eficiente el uso de un separador horizontal. Se utilizaran mallas extractoras de niebla para así eliminar las pequeñas gotas de líquido contenidas en la fase de vapor. Por lo tanto a continuación se explicara como diseñar y dimensionar un separador horizontal con malla extractora de niebla.

Determinación de diámetro y longitud de separadores.

- El primer paso es definir el tipo de servicio y establecer el tiempo de residencia a partir de la tabla numero 4
- Asumir un L/D partiendo de los criterios

$$P < 250 \text{ psig} \qquad 1.5 < \left(\frac{L}{D} \right) < 3$$

$$250 < P < 500 \qquad 3 < \left(\frac{L}{D} \right) < 4$$

$$P > 500 \qquad 4 < \left(\frac{L}{D} \right) < 6$$

- Calcular la velocidad critica a partir de la ecuación 7.
- Determinar el flujo volumétrico del gas.
- El siguiente paso es hallar el volumen de retención de líquido (holdup) y el volumen de oleaje (surge), mediante las siguientes ecuaciones respectivamente.

$$V_H = Q_L * t_{res} \quad \text{Ec. 51}$$

$$V_S = Q_L * t_{res} \quad \text{Ec. 52}$$

- Determinar el diámetro a partir de la ecuación T8 de la tabla 4
- Una vez hecho esto se calcula el área total del recipiente mediante la siguiente ecuación:

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ec. 53}$$

- Seleccionar la altura del fondo al nivel bajo de líquido (NBL)

$$H_{NBL} = 0.5D + 7 \quad \text{Ec. 54.}$$

- Determinar el área ocupada por el nivel bajo del líquido (NBL) y el fondo . esta se determina mediante la correlaciones Svrecek y Monnery (ver anexo A) teniendo como base la HNBL.
- Determinar la altura ocupada por la fase de vapor, mediante la siguiente ecuación.

$$H_G = 0.2 * D \quad \text{Ec. 55}$$

- A partir de esta altura se obtendrá el área ocupada por la fase de vapor, de igual forma que el área del nivel bajo del líquido y el fondo (ver anexo A).
- Con los volúmenes y áreas encontradas se puede obtener la longitud del separador a partir de la ecuación T9 de la tabla 4.
- Comprobar si el L/D asumido cumple con los valores.
- Determinar el tiempo requerido para la separación de gotas de líquido de vapor.

$$\phi = \frac{H_G}{U_G} \quad \text{Ec. 56}$$

- A partir de la ecuación T10 de la tabla 5 se obtiene la longitud mínima requerida.
- Hallar el área transversal correspondiente al nivel normal de líquido (NNL). Mediante la ecuación 57.

$$A_{NNL} = A_{NBL} + \frac{V_H}{L} \quad \text{Ec. 57}$$

- Con esta área se prosigue a encontrar la altura del nivel normal del líquido a partir del procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery (ver anexo A)
- Por último se debe encontrar la altura correspondiente al nivel alto de líquido (NAL). Utilizando la ecuación 57.

$$H_{NAL} = D - H_G \quad \text{Ec. 58}$$

III.4.3 Dimensionamiento de separadores horizontales FWKO (liquido-liquido-vapor).

Se diseñara un separador de agua libre para separar el crudo del agua, en este caso se tiene una mínima presencia de gas. Cabe destacar que los separadores de agua libre no remueven completamente el agua del crudo, por lo tanto la eficiencia de este será de un 50% de remoción de agua.

Determinación de diámetro y longitud

- Se debe seleccionar un L/D asumida a partir de los criterios ya establecidos en la sección II.3.8.
- Determinar la constante de Ley de Stokes (Ks) mediante la siguiente ecuación.

$$Ks = 2.06151 * 10^{-5} * D_p^2$$

- Se establece el tiempo de residencia de almacenamiento y de oleaje, a partir de los criterios para separadores de agua libre.
- Calcular la densidad de la fase de gas, partiendo de la siguiente ecuación.

$$\rho_G = \frac{PP_M}{z10.73T}$$

- Debe obtenerse el flujo volumétrico del gas a condiciones actuales y el flujo másico de los tres fluidos, estos son suministrados por el balance de masa y energía suministrado por el simulador.

- Con las densidades se obtiene la velocidad de vapor utilizando la ecuación 7.
- Se determina el volumen de almacenamiento (holdup) y el volumen de oleaje (surge), estos se calcularán con las ecuaciones 51 y 52 respectivamente, el caudal que se utilizara será el de la fase liviana.
- A partir de esto se calcula el diámetro del recipiente mediante la ecuación T11 de la tabla 4.
- El área total del recipiente se calcula mediante la ecuación 53.
- La altura del líquido desde el fondo hasta el nivel bajo se calcula

$$H_{NBL} = 0.5D + 7$$

- Determinar el área ocupada por el nivel bajo del líquido (NBL) y el fondo, esta se determina mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery (ver anexo A) teniendo como base la HNBL.
- La altura ocupada por la fase de vapor se determina de igual forma que la de un separador líquido-vapor, mediante la ecuación 55
- Determinar el área ocupada por el gas. esta se determina mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery.
- Para determinar la altura de la placa se requiere el uso de la siguiente ecuación

$$H_W = D - H_G$$

- Para determinar la longitud mínima del compartimiento destinado al almacenaje de la fase liviana, se determinan como la longitud necesaria para almacenar los volúmenes de holdup y surge mediante la ecuación T12 y T13 de la tabla 4, teniendo como valor el mayor entre ambos resultados.
- Para determinar la altura de las fases de liviana y pesada, se divide la altura de la placa entre dos.
- Determinar el área ocupada por la fase líquida pesada mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery (ver anexo A) teniendo como base la H_{Lh} .
- Una vez hecho esto, el área ocupada por la fase líquida liviana se obtiene a partir de la siguiente ecuación

$$A_{LL} = A_T - A_G - A_{Lh}$$

- El siguiente paso es determinar la velocidad de separación de la fase líquida dispersa en la fase continua

$$U_A = \frac{K_S(\rho_{Lh} - \rho_{Ll})}{\mu}$$

- Luego se procede a calcular el tiempo de separación de ambas fases

$$t_{Ll} = \frac{12H_{Lh}}{U_{ALh}}$$

$$t_{Lh} = \frac{12H_{Ll}}{U_{ALh}}$$

- La longitud mínima para que ocurra la separación líquido- líquido, se escoge el mayor valor entre los resultados de las ecuaciones T14 y T15 de la tabla 4.
- Para obtener la longitud total del recipiente se debe sumar las longitudes determinadas anteriormente, por la ecuación T16 de la tabla 4.
- De igual forma que el separador horizontal líquido vapor se determina el tiempo requerido para la separación de las gotas de líquido de la fase de vapor mediante la ecuación 56.
- La velocidad actual de vapor se calcula

$$U_{GA} = \frac{Q_{GA}}{A_G}$$

- La longitud mínima requerida para la separación líquido vapor, se determina con la ecuación T10 de la tabla 4.

III.4.4 Dimensionamiento de boquillas

Boquilla de entrada

- Se debe obtener el flujo volumétrico de la mezcla, suministrado por el simulador.
- El siguiente paso es determinar la densidad de la mezcla a partir de las ecuaciones 13 y 14.
- Mediante la ecuación 58 se obtiene la velocidad en la boquilla de entrada.

$$U_{NE} = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}} \quad \text{Ec. 58}$$

- Al obtener todos estos datos se procede a determinar el diámetro de la boquilla mediante la siguiente ecuación.

$$d_{NE} = \sqrt{\frac{4Q_M}{\pi U_{NE}}} \quad \text{Ec. 59}$$

Boquilla de salida de fase vapor

- A partir de la siguiente ecuación determinar la velocidad en la boquilla.

$$U_{NG} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}} \quad \text{Ec. 60}$$

- El siguiente paso es calcular el diámetro de la boquilla a partir de la ecuación 61

$$d_{NG} = \sqrt{\frac{4Q_G}{\pi U_{NG}}} \quad \text{Ec. 61}$$

Boquilla de salida fase liquida

Se debe seleccionar la velocidad a partir del siguiente criterio:

- ✓ Velocidad límite para boquillas de salida de líquido “fase liviana”: entre 3.3 y 9.8 ft/s
- ✓ Velocidad límite para boquillas de salida de líquido “fase pesada”: menores a 6.6 ft/s

Determinar el diámetro de la boquilla mediante la siguiente ecuación

$$d_{NL} = \sqrt{\frac{4Q_L}{\pi U_{NL}}} \quad \text{Ec. 62}$$

III.4.5 Dimensionamiento de intercambiadores de calor.

Para el dimensionamiento se utilizó el paquete de simulación de HTRI. La información mínima necesaria para el diseño mediante este software es la siguiente:

- ✓ Condiciones del fluido
- ✓ Composición del fluido
- ✓ Temperatura de entrada del aire y agua (en cada caso)
- ✓ Temperatura de entrada y de salida del fluido
- ✓ Presión

Aeroenfriadores

- Se suministran los datos de entrada
- Verificar si el diseño cumple con los criterios aeroenfriadores:
 - ✓ Sobrediseño de no más del 5%
 - ✓ Una caída de presión hasta 5 psia
 - ✓ Posea potencia del ventilador.
- En caso de no cumplirse se debe tantear la longitud, la cantidad y el diámetro de tubos; así como también el número de bahías, los diámetros y la cantidad de ventiladores. Esto se realizara hasta cumplir con los criterios establecidos

Enfriador tubo carcasa

- Se suministran los datos de entrada
- Verificar si el diseño cumple con los criterios del enfriador tubo carcasa :
 - ✓ Sobrediseño de no más del 5%
 - ✓ Una caída de presión hasta 5 psia
 - ✓ Velocidad del fluido no debe ser alta.
- En caso de no cumplirse se debe tantear cambiando el diámetro de la carcasa, el diámetro de los tubos, la cantidad de enfriadores es paralelo y la longitud de los tubos, hasta cumplir con los criterios antes mencionados.

III.4.6 Dimensionamiento de deshidratador electroestático

Para el dimensionamiento del deshidratador electroestático se utilizara como la gráfica de la figura 34 como criterio de dimensionamiento del deshidratador, esta se mostrará a continuación.

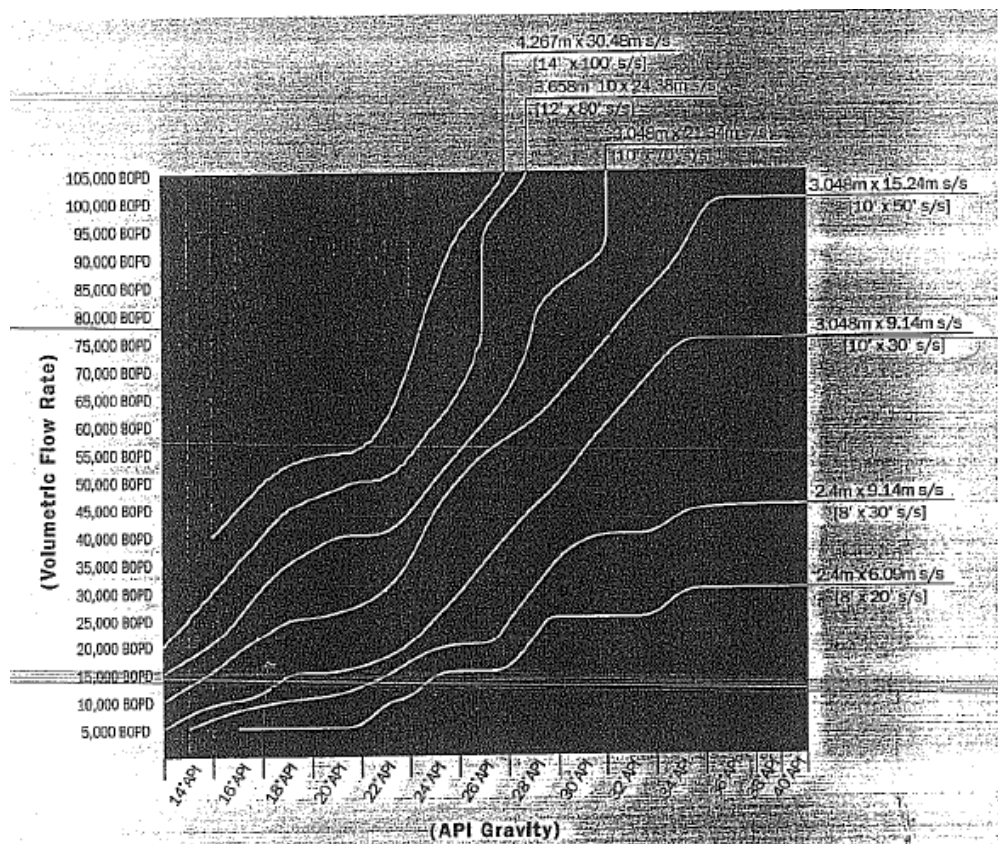
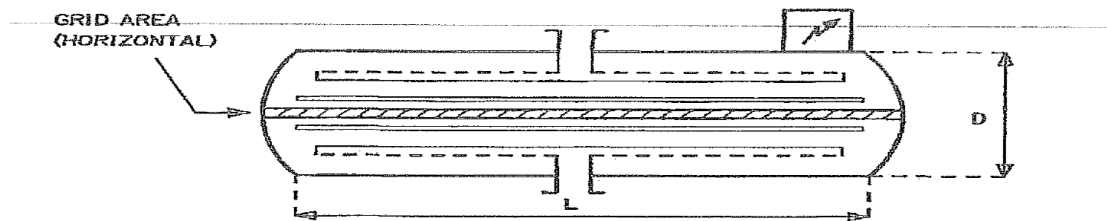


Figura 34. Grafico para selecci3n de dimensiones (Kvaerner, 2008).

Para poder entrar a la tabla es necesario conocer los grados API del crudo, y el flujo volum3trico del fluido, para as3 poder calcular las dimensiones de este equipo.

A partir de este resultado se puede obtener por la siguiente tabla el 3rea de la rejilla y el rating del transformador.

Tabla 21. Tamaños estándar de coalescedores electrostáticos. (Shell, 1991).



SIZE D x L	GRID AREA	TRANSFORMER RATING
m	m ²	kVA
1.8 x 3.0	3.9	5
1.8 x 4.5	6.6	10
2.4 x 4.5	8.8	10
2.4 x 7.6	14.7	20
2.4 x 9.1	18.3	25
3.1 x 9.1	22.0	25
3.1 x 12.1	29.4	37.5
3.1 x 15.2	36.7	50
3.1 x 18.2	45.9	2 x 25
3.6 x 18.2	55.0	75
4.2 x 18.2	64.2	100
3.6 x 24.2	77.1	2 x 50
4.2 x 24.2	89.9	2 x 60

Table 8.1-5 Standard size electrostatic coalescers

III.4.7 Dimensionamiento de bombas

Para este trabajo especial de grado el dimensionamiento de bombas se basara en determinar la potencia y eficiencia para cada una de ellas, ya que el tamaño y configuración es parte del departamento de equipos de la empresa.

Determinación de potencia

- Se debe determinar la presión de cabezal en pies, de acuerdo a la siguiente ecuación

$$N = \frac{2.31\Delta P}{SG}, \quad \Delta P \text{ en psi}$$

- Se procede a calcular la potencia hidráulica

$$PH = \frac{\Delta P Q 0.102}{367.1 SG}, \quad \Delta P \text{ en Kpa}, \quad Q \text{ en } \left(\frac{m^3}{h}\right)$$

- Luego ya calculada la potencia hidráulica, se halla la potencia de freno. Para esta se debe obtener la eficiencia de la bomba que se obtiene por la gráfica D-1 (ver anexo D)

$$BHP = \frac{PH}{N_{bomba}}$$

- Por último se calcula la potencia eléctrica (total) de la bomba a partir de la siguiente ecuación

$$PE = \frac{BPH}{N_{motor}}$$

La eficiencia del motor se consigue en la tabla D-2 (ver anexo D), para seleccionar la eficiencia se debe ingresar a la tabla con la BHP conseguida, la eficiencia obtenida se utilizara en la ecuación anterior, si la potencia eléctrica da menor a la BHP es correcta, si el resultado es mayor se debe seleccionar la siguiente potencia.

CAPÍTULO IV.

PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Tras el cumplimiento de cada uno de los objetivos planteados, mediante la metodología anteriormente descrita, se presentan en este capítulo los resultados obtenidos, mostrando además los análisis pertinentes.

IV.1 Matriz de selección para equipos de separación gas-líquido

Se obtiene la matriz de comparación de equipos con los criterios ponderados con los valores de la Tabla 8. Además de la valoración mencionada anteriormente, cada criterio recibió una valoración sobre 10 dependiendo de su importancia para la selección del equipo. La última columna de la tabla representa la sumatoria del producto de la valoración del equipo en ese criterio por la importancia del mismo para la selección del equipo.

Como se puede observar en la matriz, los separadores centrífugos tienen una calificación más alta que los separadores por gravedad, en especial el separador compacto Azgaz, fabricado por Merpro y comercializado por NOV, obtuvo la mayor puntuación.

Tabla 22. Valoración de los equipos para separación gas/líquido.

Mallas mejoradas	Aletas	Interno ciclónico	Tubo de agitación para neblina	Multiciclones	GLCC	CDS Gasunie	Separador compacto (Azgaz)	Valoración	Criterio
2	2	3	3	3	3	3	3	1	Inversión inicial
2	2	3	3	3	3	3	4	1.5	Espacio requerido
2	3	3	3	3	2	3	3	2.5	Contenido de líquido
4	3	3	3	2	2	2	3	2.5	Eficiencia (tamaño de partícula)
4	3	2	3	3	2	2	4	0.5	Caída de presión
2	3	2	3	3	2	3	2	0.5	Contenido de sólidos
3	3	2	2	2	2	3	2	0.5	Variación de flujo
2	3	3	3	3	2	4	4	0.5	Velocidad de operación
2	2	3	3	3	3	3	3	0.5	Efecto antiespumante
27	27	29	30	27	23	28	32	10	Total

IV.2 Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía

Una vez realizada la simulación del proceso se obtuvieron, para la estación de flujo, los balances de masa y energía a partir de los cuales se realizaron los diseños de los equipos. En las siguientes figuras se muestran el DFP y los balances respectivos.

Note que a diferencia del esquema preliminar que la corriente de líquido proveniente del separador de prueba, se une, no a la alimentación al separador de producción sino a la emulsión obtenida de éste, pues no es necesario procesar esta corriente nuevamente. Una vez mezclados ambos líquidos de fondo (emulsión), se inyecta el diluyente para aumentar su gravedad API y disminuir su viscosidad, mejorando así la calidad del producto y la fluido-dinámica del sistema. De igual forma el tubo carcasa se ubicara después del deshidratador ya que este realiza un proceso electroestático que aumenta la temperatura. Cabe acotar que es preferible disminuir la temperatura después para que la viscosidad de la emulsión no aumente y se pueda realizar una óptima separación.

Tabla 23. Balance de masa y energía resultado de simulación con Hysys.

Corriente	1	2	3	4	5	6
Descripción	Alimentación de separador de prueba	Alimentación de separador de producción	gas producido desde separador de prueba	condensado hacia separador de gas de prueba	condensado desde separador de gas de prueba	condensado desde bomba
Flujo másico total (lb/h)	68507,5	261700	984,48	984,48	283,343	283
Flujo másico de vapor (lb/h)	989,1	3822,87	984,48	700,93	0	0
Flujo másico de crudo (lb/h)	19738,82	76517,94	0	17,509	17,47	17,47
Flujo másico agua (lb/h)	46680	181327,73	0	266,04	265,87	265,87
Flujo volumétrico total (BPD)	12488,87	4,76E+04	7444,48	19,896	19,896	19,85
Flujo volumen estándar de gas (MMSCF))	0,3505	1,341	0,3482	0,213	0	0
Flujo volumen estándar de líquido (BPD)	4368,85	16690,8	0	19,08	19,072	19,03
Peso molecular	28,188	25,4	25,69	25,69	19,07	19,079
Viscosidad fase vapor(cp)	0,0149	0,0146	0,01495	0,0145	0	0
Viscosidad fase líquida(cp)	4	4	0	0,523	0,5238	0,5238
Temperatura (°F)	300	300	299	140	139,5	139
Presión (Psia)	174	174	174	162	159	174
Cp/Cv	1,303	1,313	1,302	1,314	0	0

Tabla 23. Balance de masa y energía resultado de simulación con Hysys (continuación)

Corriente	7	8	9	10	11	12
Descripción	Gas producido desde separador de gas de prueba	Emulsión desde separador de prueba	Gas producido desde separador de producción	Condensado hacia separador de gas de producción	Gas producido desde separador de gas de producción	Condensado desde separador de gas de producción
Flujo másico total (lb/h)	701,139	66705,77	3818,79	3818,79	2698,01	1120,78
Flujo másico de vapor (lb/h)	701,139	0	3818,79	1698,01	2698,01	0
Flujo másico de crudo (lb/h)	0	19756,3	0	101,44	0	101,44
Flujo másico agua (lb/h)	0	46949,4	0	119,34	0	1019,34
Flujo volumétrico total (BPD)	4124,74	5009,3	28500,05	14641,63	15562	79,109
Flujo volumen estándar de gas (MMSCF)	0,2132	0	1,333	0,813	0,813	0
Flujo volumen estándar de líquido (BPD)	0	4388,14	0	75,55	0	75,55
Peso molecular	29,88	25,146	26,02	26,02	30,153	19,57
Viscosidad fase de vapor(cp)	0,0145	0	0,0149	0,01461	0,0146	0
Viscosidad fase líquida(cp)	0	4	0	0,54	0	0,549
Temperatura (°F)	139	299	299,3	140	140	140
Presion (Psia)	152	174	174	164	164	164
Cv/Cp	1,3127	0	1,298	1,313	1,131	0

Tabla 23. Balance de masa y energía resultado de simulación con Hysys (continuación)

Corriente	13	14	15	16	17	18
Descripción	Condensado desde bomba	Emulsión desde separador de producción	Emulsión con diluyente	Agua producida desde separador de agua libre (FWKO)	Crudo producido desde separador libre de agua (FWKO)	Agua producida desde deshidratador
Flujo másico total (lb/h)	1120,33	258970,094	279000	91390	187600	90170
Flujo másico de vapor (lb/h)	0	113,43	35,78	0	0	0
Flujo másico de crudo (lb/h)	101,44	76609,45	96790	0	96640	0
Flujo másico agua (lb/h)	1019,34	182360,639	182200	91390	90940	90170
Flujo volumétrico total (BPD)	79,1	19005,591	19420	6275	13140	6186
Flujo volumen estándar de gas (MMSCF))	0	0,031	0,0088	0	0	0
Flujo volumen estándar de líquido (BPD)	75,52	16766,28	18420	6164	12330	6084
Peso molecular	19,59	25,32	26,92	18	35,4	18,01
Viscosidad fase de vapor (cp)	0	0,015	0,191	0	0	0
Viscosidad fase líquida (cp)	0,55	4	3,5	0,221	4,2	0,1755
Temperatura (°F)	140	299	290	272	290	310
Presión (Psia)	174	174	174	174	174	174
Cv/Cp	0	0		0	0	0

Tabla 23. Balance de masa y energía resultado de simulación con Hysys (continuación)

Corriente	19	20	21	22
Descripción	Diluyente	Crudo hacia enfriador	Crudo especificado hacia tubería	gas producido desde separador (FWKO)
Flujo másico total (lb/h)	20032,37	97410	97410	113,43
Flujo másico de vapor (lb/h)	0	0	0	113,43
Flujo másico de crudo (lb/h)	20032,37	96660	96510	0
Flujo másico agua (lb/h)	0	757,5	901,3	0
Flujo volumétrico (BPD)	1908,74	6952	6952	655
Flujo volumen estándar de gas (BPD)	0	0	0	0,031
Flujo volumen estándar de líquido (BPD)	1881,13	6626	6682	0
Peso molecular	131,67	331,43	331,43	33,24
Viscosidad fase de vapor(cp)	0	0	0	0,015
Viscosidad fase líquida(cp)	2,5	3	9	0
Temperatura (°F)	86	310	140	299
Presión (Psia)	217,74	174	174	174
Cv/Cp	0	0	0	1,326

En el balance de masa y energía mostrado en la tabla 23, se puede notar la cantidad considerable de agua en las líneas y en los equipos de procesos, esto es debido al método de recuperación utilizado; recuperación por inyección de agua.

Es importante señalar que con la separación líquido líquido, el agua separada requiere posterior tratamiento apropiado para la disposición final, sin embargo el diseño de este sistema no se encuentra dentro del alcance de este Trabajo Especial de Grado.

IV.3 Tuberías de procesos

De acuerdo a los datos de balance de masa y energía presentados en el apartado anterior, conjuntamente con los criterios de diseño del Apéndice, fueron dimensionadas las líneas de proceso de la estación de flujo, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 24. Datos de tuberías de procesos.

Corriente	1	2	3	4	5	6
Descripción	Alimentación de separador de prueba	Alimentación de separador de producción	gas producido desde separador de prueba	condensado hacia separador de gas de prueba	condensado desde separador de gas de prueba	condensado desde bomba
Díámetro nominal (plg)	4	6	2	2	1	1
Velocidad promedio (ft/s)	9	15	21	10,85	0,2	0,22
Caída de presión (psia/100ft)	1,86	2,84	0,31	0,29	0,02	0,02
Fase	bifásico	bifásico	gas	bifásico	liquido	liquido
Presión (Psia)	174	174	174	162	162	174
Temperatura (°F)	300	300	299	140	140	140

Tabla 24. Datos de tuberías de procesos.(continuación)

Corriente	7	8	9	10	11	12
Descripción	Gas producido desde separador de gas de prueba	Emulsión desde separador de prueba	Gas producido desde separador de producción	Condensad o hacia separador de gas de producción	Gas producido desde separador de gas de producción	Condensad o desde separador de gas de producción
Diámetro nominal (plg)	2	3	3	2	2	2
Velocidad promedio (ft/s)	11,5	6,34	36	41	41	0,22
Caída de presión (psia/100ft)	0,13	2,45	0,57	2,55	1,56	0,01
Fase	Gas	liquido	Gas	bifásico	Gas	liquido
Presión (Psia)	152	174	174	164	164	164
Temperatura (°F)	139	299	299	140	140	140

Tabla 24. Datos de tuberías de procesos.(continuación)

Corriente	13	14	15	16	17	18
Descripción	Condensado desde bomba	Emulsión desde separador de producción	Emulsión con diluyente	Agua producida desde separador de agua libre (FWKO)	Crudo producido desde separador de agua libre (KWKO)	Agua producida desde deshidratador
Diámetro nominal (plg)	2	6	6	4	6	6
Velocidad promedio (ft/s)	0,2	6,16	3,92	5,07	5	7
Caída de presión (psia/100ft)	0,01	1,02	1,17	0,8	0,68	0,3
Fase	liquido	liquido	liquido	liquido	liquido	liquido
Presión (Psia)	174	174	174	174	174	174
Temperatura (°F)	140	299	299	299	310	310

Tabla 24. Datos de tuberías de procesos.(continuación)

Corriente	19	20	21	22
Descripción	Diluyente	Crudo hacia enfriador	Crudo especificado hacia tubería	gas producido desde separador (FWKO)
Díámetro nominal (plg)	2	4	4	2
Velocidad promedio (pie/s)	5	5,5	5,1	7,1
Caída de presión (psia/100ft)	2,12	1,38	0,53	1
Fase	liquido	liquido	liquido	gas
Presión (Psia)	218	174	174	174
Temperatura (°F)	89	259	140	299

Uno de los problemas de operación de los sistemas que manejan crudo y agua es la corrosión. El contenido de CO₂ y H₂S en corrientes líquidas puede ocasionar corrosión en las tuberías por ataque ácido. En virtud de esto, se propone lo siguiente:

- ✓ Para tuberías que se encuentran a temperaturas menores a 130 °C se puede utilizar acero al carbono, considerando además el uso de inhibidores de corrosión (aminas filmicas o neutras).
- ✓ Para aquellas tuberías que operan a condiciones de temperatura superiores a ésta se propone utilizar como material aceros aleados de mayor resistencia o un mayor espesor de corrosión.

Nota: Éstas propuestas en cuanto a material e inhibidores de corrosión fueron hechas en base a la experiencia derivada de proyectos similares realizados por la empresa VEPICA, pues el estudio de corrosión de este sistema no se encuentra dentro de los objetivos de este Trabajo Especial de Grado.

Los cálculos tipo para el dimensionamiento de líneas de proceso con flujo en una sola fase son presentados en el Apéndice E .

Regímenes de flujo

Tabla 25. Regímenes de flujo para tuberías bifásicas

Identificación de corrientes	Descripción	Regímen de flujo
1	Alimentación al separador de prueba	Burbuja
2	Alimentación al separador de producción	Burbuja
4	Condensado hacia separador de gas de prueba	Ondulante
10	Condensado hacia separador de gas de producción	Anular

De las líneas de proceso dimensionadas, sólo cuatro presentan flujo en dos fases, en las tablas anteriores fueron presentadas sus características y condiciones de operación

Como se puede observar las líneas 1 y 2 presentan un régimen de flujo tipo burbuja por la alta cantidad de líquido que posee el fluido, en las líneas 4 y 10 cambia por el hecho de que se retiró en su gran mayoría el líquido, estos tipos de regímenes no causarán ningún tipo de problema para las tuberías y los equipos de procesos.

IV.4 Equipos de proceso

Mediante la metodología presentada en la sección anterior para el diseño de equipos, fue posible obtener los siguientes resultados:

IV.4.1 Separadores

Las dimensiones para cada uno de los separadores de la estación de flujo se presentan en la Tabla.

Tabla 26. Dimensiones de recipientes de procesos.

Etiqueta del equipo			Volumen							
designación	sistema	Ítem	Descripción	Configuración	Dimensiones DxL (ft)	Tiempo de residencia (min)	(L/D) asumido	(L/D) Calculado	Flujo volumétrico del gas (MMSCF)	Flujo volumétrico del líquido (BPD)
V	11	1	Separador de prueba	Horizontal	6x17,5	10	3	2,9	0,35057	4989,16
V	11	2	Separador de producción	Horizontal	9,5x20,5	10	3	2,2	1,3141	18926,66
V	11	3	Separador de gas de prueba	Horizontal	3x6	2	2	2	0,21316	20
V	11	4	Separador de gas de producción	Horizontal	3x6	2	2	2	0,813	80
D	11	01	Separador de agua libre	Horizontal	10x45	20	5	4,5	0,03102	175014

Puede apreciarse en la tabla anterior , que todos los separadores presentan una configuración horizontal debido a que se tiene una alta cantidad de líquido, y es recomendable la utilización de esta configuración para tener una separación eficiente. En la industria los separadores de menor tamaño poseen dimensiones de 3x6 pies, en este caso cuando se diseñaron los separadores V-1103 y V-1104 sus dimensiones de diámetro y longitud eran menores a las estándares, por lo que la decisión tomada fue utilizar los separadores de menor tamaño que se encuentran en el mercado. Debido a la presencia de arena en la línea de producción, los recipientes horizontales emplearán como removedor de arena los sand jets (ver anexo A), estos no influirán en el dimensionamiento de los separadores.

IV.4.2 Deshidratador electroestático

Tabla 27. Dimensiones deshidratador electroestático

Etiqueta del equipo						
Designación	sistema	Ítem	Descripción	Dimensiones DxL (ft)	Área de rejilla (m2)	Potencia del transformador (Kw)
D	11	2	Deshidratador	10x30	22	25

Este equipo posee dimensiones menores al FWKO debido a la disminución de flujo. En la separación del agua y crudo logra remover en 99% el agua presente mediante su efecto electroestático y calentamiento, cumpliendo con el porcentaje de agua y sedimentos para el crudo en especificación.

IV.4.3 Intercambiadores de calor

En las siguientes tablas se muestran las dimensiones obtenidas para cada uno de los intercambiadores de calor que forman parte de la estación de flujo:

Tabla 28. Dimensionamiento de aerofriadores.

Etiqueta del equipo			Geometría de la unidad				Geometría de los tubos					Geometría de los ventiladores		
Designación	Sistema	Ítem	Descripción	Flujo de aire (lb/h)	Nº de bancos	Ancho de banco (ft)	Calor transferido (MMBTU/h)	Tipo	Longitud (ft)	Diámetro (ft)	Nº de pasos de tubos	Nº de filas	Nº de ventiladores	Diámetro (ft)
A	11	1	Condensado de gas de prueba	72295	1	8	0,031	simple	16	0,875	1	8	2	5,825
A	11	2	Condensado de gas de producción	368184	1	8	1,285	simple	25	0,875	1	8	2	7,315

Tabla 29. Dimensionamiento de tubo carcasa.

Etiqueta del equipo	Descripción		Geometría de la unidad		Flujo (lb/h)	Geometría de la carcasa		Geometría de los tubos			Calor Transferido (MMBtu/h)
	Sistema	Ítem	Tipo Tema	Unidades en paralelo		Díametro (in)	Nº de baffles	Díametro (in)	Longitud (ft)	Nº de pasos	
E	11	1	A-E-S	2	97410	42	10	2,25	12	1	7,95

Aeroenfriador

Para lograr enfriar a la temperatura establecida se debe tener un alto flujo de aire, en este caso por lo tanto los dos ventiladores tienen un diámetro casi igual al ancho del banco.

Tubo Carcasa

Este equipo debe tener una alta capacidad para poder enfriar de 310°F a 140°F el crudo, el agua utilizada para enfriar es proveniente de un acuífero cercano la cual llega a una temperatura de 85°F a una presión de 40 psia , para poder cumplir con la especificación se utilizaron 39162 lb/h de agua y esta sale a una temperatura de 260°F luego será llevada a tratamiento para su disposición final. Para lograr el objetivo se utilizaron 2 unidades en paralelo para reducir los tamaños y el costo cumpliendo con los criterios de diseño.

IV.4.4 Bombas

Tabla 30. Dimensionamiento de Bombas

Etiqueta del Equipo								
Designación	Sistema	Ítem		Descripción	tipo	Cabezal (ft)	Potencia (kw)	Capacidad (BPD)
P	11	1	A/B	Bomba de condensado de sistema de prueba	Centrifuga	36	0,75	20
P	11	2	A/B	Bomba de condensado de sistema de producción	Centrifuga	24	0,75	80

Como se puede observar en la tabla anterior, las bombas poseen la potencia de menor denominación, es decir, es una de las pequeñas esto es debido al poco flujo que tiene la línea, y el diferencial de presión de esta; de igual forma es necesaria su utilización porque sin esta potencia el fluido no lograría moverse hasta su destino.

La propuesta para este diseño, es entonces, la utilización de 11 equipos. 4 separadores líquido vapor con malla extractora de niebla y sand jets, para lograr la separación completa del líquido y el gas del fluido y drenar la arena que contiene, respectivamente; un separador de agua libre y un deshidratador electrostáticos como separador de la emulsión de agua y crudo hasta lograr el 1% de agua y sedimentos como se requiere en la especificación del crudo, dos bombas centrífugas para poder desplazar el condensado hacia los separadores. Y no menos importante los intercambiadores de calor, con los cuales se lograra enfriar el fluido para la entrega respectiva como lo pide el cliente.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El presente Trabajo Especial de Grado titulado diseño de las instalaciones de superficie de una estación de flujo ubicada en el bloque Junín, presenta y organiza los equipos más eficientes y rentables utilizados para lograr obtener crudo en especificación , así como cumplir con los requisitos establecidos para la entrega del gas y del agua.

Se presentan las siguientes conclusiones de este trabajo:

- En la recopilación de información en la literatura, las nuevas tecnologías de separación gas-líquido tienden al uso de equipos que utilizan fuerza centrífuga (dinámico), de esta manera se diseñan equipos de menor tamaño lo cual a su vez disminuye el costo.
- Los separadores seleccionados para este sistema son equipos estáticos de configuración horizontal debido a la baja relación gas líquido que presenta el fluido de trabajo. Presentan internos como extractor de niebla para evitar el paso de gotas de líquido con el gas, y la presencia de “sand jets” para evitar la acumulación de arena en el equipo
- Se simularon varias configuración de secuencia, lográndose la mejor eficiencia de los procesos de separación en el siguiente orden: separadores gas-líquido en paralelo, luego separador trifásico de agua libre (FWKO), finalmente separador electroestático para el tratamiento dado a las emulsiones para obtener el crudo en especificación.
- En el caso de los equipos de deshidratación, se puede concluir la necesidad de remover el agua libre con la utilización de los FWKO, puesto es la más apta en cuanto a eficiencia y costo.
- Se utiliza un deshidratador electroestático para la separación de agua emulsionada ya que son capaces de llegar a muy bajos cortes de agua y sedimentos.

- Es fundamental la utilización de los criterios establecidos para garantizar la calidad, seguridad de las operaciones y de las instalaciones, como también facilitar las labores.

Se presentan las siguientes Recomendaciones de este trabajo:

- Se recomienda una revisión constante de las nuevas tecnologías y equipos a nivel comercial o en mejoras que se realicen, para optimizar los procesos.
- Evaluar los efectos en la adición de químicos demulsificantes en la separación de fases, el cual no se investigó en este trabajo, ya que el uso de demulsificante puede llevar al uso de menos equipos y lograr con el tiempo de residencia suficiente el uso del FWKO para la remoción de agua libre y emulsificada.
- Utilizar otro programa de simulación para verificar, evaluar y comparar los resultados obtenidos.
- Realizar los cálculos de tuberías con el programa “Pipephase” para comparar los resultados con los calculados mediante las normas de diseño de PDVSA

CAPITULO VI.

BIBLIOGRAFÍA

(s.f.).

Abdel-Aal, H. K., Aggour, M., & Fahim, M. A. (2003). *Petroleum and gas field processing*. New York: Marcel Dekker, Inc.

API, 6. (2013). Air cooled heat exchangers.

Arnold, K., & Stewart, M. (1999). *Surface production operations. Design of oil-handling Systems and facilities 2a Ed.* USA: Butterworth-Heinemann .

Ayesteran, A., & Paredes , C. (2013). *Informe propio de Vepica* .

Azpitarte, O. (2003). *Análisis del modelo de dos fluidos en flujo bifásico totalmente desarrollado* . Argentina .

Badaracco, P. (13 de Abril de 2012). *Petroguia*. Recuperado el 23 de Mayo de 2017, de <http://www.petroguia.com/pub/article/faja-petrol%C3%ADferadel-orinoco>

Blanco , A. (2015). *Instrumentación y control del proyecto “Completación de la construcción del centro operativo y adecuación de los sistemas de recolección del campo Zapato Matar” Ingeniería básica extendida*. Caracas : Trabajo especial de grado, UCV.

Boletín N° D352002057-GEN-001, “. A. (2011). *Technology Document*. Houston, Estados Unidos : National Oilwell Varco.

BoletínCDS-Gasunie. (2011). *Cyclone scrubber*. Houston: FMC Technologies.

Carlson, E. (1996). *Don't gamble with physical properties for simulations*. Chemical engineering progress.

CIED. (1995). *Separadores de gas-líquido.Ingeniería de producción nivel IV*. Centro Internacional de Educación y Desarrollo.

Cohen, D. (20 de Junio de 2006). *The Oil Drum*. Recuperado el 23 de Mayo de 2017, de <http://www.theoil drum.com/story/2006/6/19/1571/97105>

Ferro, E. (2008). *Informe propio de Vepica*.

FONCIED. (1998). *¿Qué es el petróleo? El pozo ilustrado pp. 42-43*. Fondo editorial del Centro Internacional de Educacion y Desarrollo.

- Gary, J., & Handwerk, G. (2001). *Petroleum refining. technology and economics*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Godoy-Alcantar , J., Cervantes-Martinez, G., Cruz-Maya, J., Hernandez-Buenfil, M., & Ramire-Antonio , I. (2008). *Sistema de medición de flujo multifásico mediante tecnología ciclónica GLCC® para aforo de pozos petroleros*.
- Gomis, J., & Monteferrante , E. (2000). *Estado del arte en nuevas tecnologías para infraestructura de superficie y su aplicabilidad al campo El Furial*. Venezuela : Intevep, ocumento N° INT-07873.
- GPSA. (1990). Section 7. Separators and filters . En *Engineering data book* (págs. 1-15).
- Graterol , A. (2014). *Estado del arte de las instalaciones de superficie para el manejo y tratamiento de crudos*. Caracas.
- Hernandez , N. (19 de Mayo de 2008). *Slideshare*. Recuperado el 26 de Abril de 2017, de <http://www.slideshare.net/energia/faja-petrolifera-delorinoco/>.
- Hernandez, R., Baptista, P., & Fernandez, C. (2006). *Metodologia de la investigación* . Colombia : Mc Grawlt (4ta Edición).
- Iglesias , O., & Paniagua, C. (2013). *Conceptos basicos de simulacion de procesos en simuladores modulares* . La Plata: edulp.
- MDP-02-FF-05, P. (1996). *Manual de diseño de procesos . Flujo bifásico líquido-vapor*.
- MDP-02-P-02, P. (1997). *Manual de diseño. Principios básicos*.
- MDP-03-S-01, P. (1995). *Manual de diseño de procesos .Principios básicos*.
- MDP-05-E-02. (1995). *Manual de diseño de procesos. Transferencia de calor procedimientos de diseño para enfriadores por aire* .
- MDP-05-E-03, P. (1995). *Manual de diseño de procesos. Transferencia de calor procedimientos de diseño para enfriadores por aire* .
- MDP-3-S-03, P. (1995). *Manual de diseño de procesos .Separadores líquido-vapor*.
- Mossuto, M. (2012). *Informe interno de Vepica*.
- Nelson, W. L. (1958). *Petroleum refinery engineering (4° Ed.)*. New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.

- PDVSA. (2016). *PDVSA* . Obtenido de
http://www.pdvsa.com/index.php?option=com_content&view=article&id=6536&Itemid=581&lang=es
- Reyes, P. (2015). *Informe propio de Vepica*.
- Salazar, N. (2013). *Informe propio de Vepica*.
- Sanchez Cooz, L. V. (2012). *Optimizacion de la estacion de flujo EF-11 para el manejo de la nueva produccion de campo Boscan*. Zulia:.
- Schlumberger. (2005). Mediciones de flujo multifásico . *Oilfield Review* , 58-70.
- Shell. (1991). *Informe confidencial* .
- Shoham, O. (2005). *Mechanistic modeling og gas-liquid two-phase flow in pipe* . USA: SPE Books commitee.
- Stewart , M., & Arnold, K. (2008). *Surface production operation-desing of oil handing systems an facilities, vol1* . 3era edicion, elsevier .
- Szilas, A. (1975). *Production and transport of oil and gas* . Amsterdam - Oxford - New York: Elsevier Scientific Publishing Company.
- Walas, S. (1990). *Process Vessels. Chemical Process Equipment. Selection and desing*. USA: Butterworth-Hineman .
- Wang, S., Gomez, L., Moham , R., & Shoham, O. (2001). *Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC™) Compact Separators for Wet Gas Applications*. Houston, Texas.

Índice de apéndices

APÉNDICE A. Accesorios internos y externos utilizados en separadores líquido vapor.....	138
APÉNDICE B. Tuberías de procesos.....	140
APÉNDICE C. Criterios y herramientas de diseño para separadores.....	141
APÉNDICE D. Criterios y herramientas de diseño para bombas.	144
APÉNDICE E. Cálculo tipo para tuberías	145
APÉNDICE F. Cálculo tipo para recipientes	150
APÉNDICE G. Dimensionamiento de boquillas	157
APÉNDICE H. Dimensionamiento de bombas centrífugas.....	158
APÉNDICE I. Resultados del simulador HTRI para intercambiadores de calor.....	159

APÉNDICE A. Accesorios internos y externos utilizados en separadores líquido vapor

Accesorios internos

Dentro de los accesorios internos más comúnmente utilizados se encuentran los siguientes:

Placas desviadoras (baffles) y placas de choque

Estas placas son ampliamente utilizadas en la entrada del separador para efectuar la separación primaria, la alimentación choca contra la superficie de la plancha donde algunas pequeñas gotas de líquido se aglomeran y descienden como gotas más grandes. También suelen colocarse con el fin de separar líquidos con espuma pues producen suficiente agitación para romper la mayoría de las espumas naturales.

Cuando estas espumas son causadas por productos químicos, tales como los empleados en el tratamiento de emulsiones, agua de inyección, etc., los medios mecánicos para romperlas pueden ser inefectivos en un período de tiempo razonable y deben emplearse agentes químicos para eliminar dichas espumas (CIED, 1995).

Deflectores

Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera. El diseño y forma del deflector depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre.

Ciclones

Los ciclones por su parte, funcionan de forma tal que la separación mecánica se efectúa por la fuerza centrífuga que actúa sobre las partículas al provocar el movimiento giratorio sobre la corriente de alimentación. Para lograr este efecto se coloca una chimenea ciclónica cerca de la boquilla de alimentación. Esta chimenea

produce una alta velocidad y una gran caída de presión PDVSA MDP-03-S-01,1995).

Desarenadores.

En separadores horizontales, el primer problema es de acumulación de arena y sólidos en el fondo del recipiente. Se permite que se acumulen, estos alteraran la operación del separador, ocupando el volumen del recipiente, Para retirar los sólidos, se tienen drenajes de arena que se abren de una manera controlada, y se introduce un fluido de alta presión, normalmente agua producida, bombeado a través de chorro para agitar los sólidos y descargarlos por los desagües. Los chorros de arena se diseñan normalmente con una velocidad de punta de chorro de 20 ft / s y están orientados de tal manera para dar una buena cobertura del fondo del recipiente.

Para evitar que la arena se asiente y obstruya los drenajes se utilizan canales invertidos con aberturas laterales ranuradas, figura

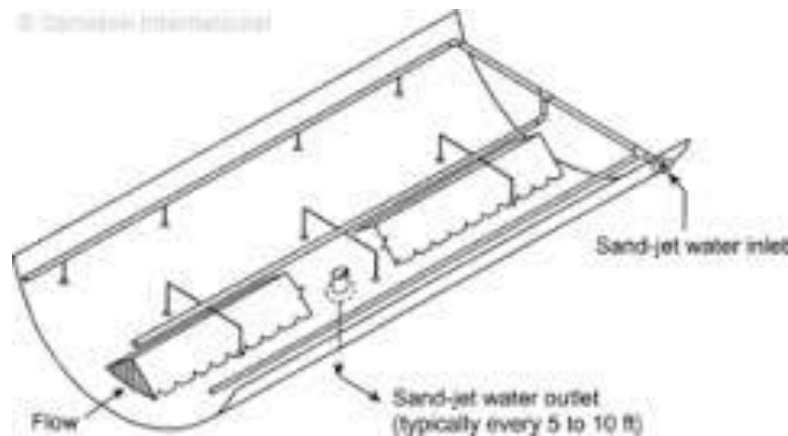


Figura A-1. Estructura de sand jets (Arnold & Stewart, 1999).

Para asegurar una remoción adecuada de sólidos sin alterar el proceso de separación, debe instalarse un sistema integrado, consistente en un desagüe y sus chorros asociados, e intervalos que no excedan 5 pies (Arnold & Stewart, 1999).

Accesorios externos

Como accesorios externos utilizados por los separadores se tienen:

Válvulas 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 el caudal de entrada.

Válvulas de control de contra-presión

Van colocadas en las tuberías de salida del gas del separador y controlan la presión del separador.

Válvulas de control de líquido

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

Instrumentos de medición y control

Durante la operación de un separador resulta necesario medir y controlar continuamente variables como presión, temperatura y nivel de líquido para lo cual se cuenta con instrumentos tales como manómetros, termómetros, visores y controladores de nivel.

Además de los accesorios anteriormente mencionados también pueden encontrarse bocas de limpieza e inspección, soportes, aberturas para la remoción de arena y otros depósitos, y boquillas para inyección de solventes (CIED, 1995).

APÉNDICE B. Tuberías de procesos

Se presenta el diagrama de Moody, para poder determinar el factor de fanning en tuberías en una sola fase

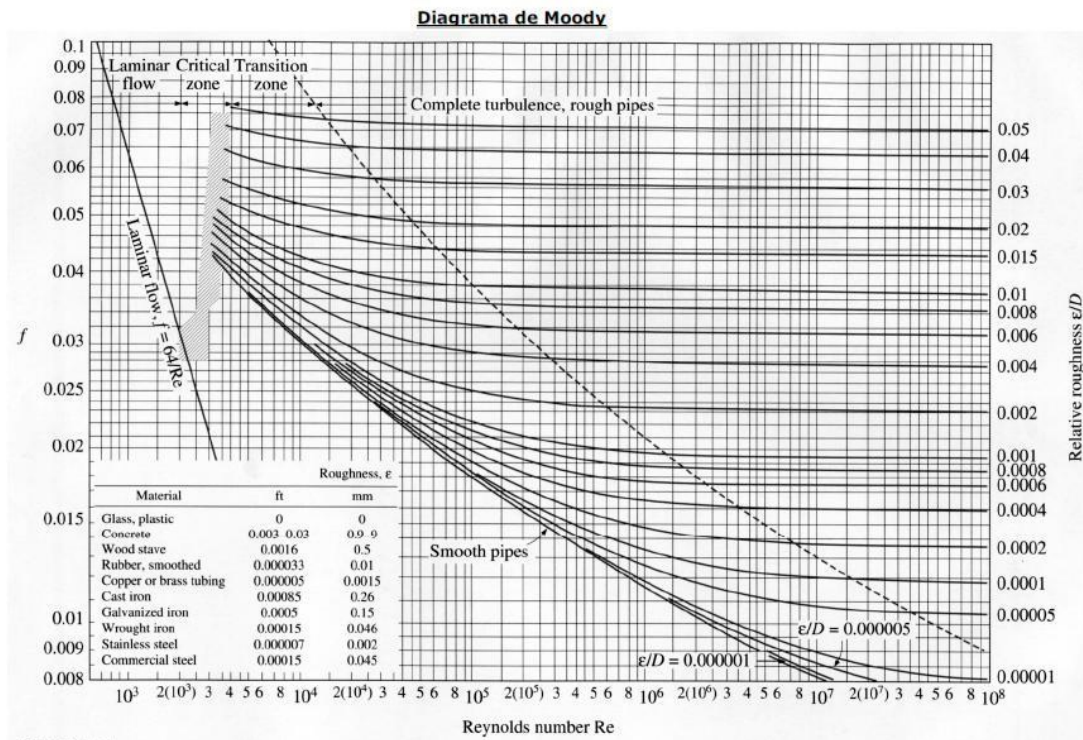


Figura B-1. Diagrama de Moody

APÉNDICE C. Criterios y herramientas de diseño para separadores.

Conversión entre la Altura y el Área Transversal del Cilindro

Los investigadores Svrecek y Monnery (1993 y 1994) publicaron en sus trabajos, dos correlaciones, una mediante la cual partiendo de la relación entre la altura ocupada por un fluido en un cilindro horizontal y el diámetro del mismo, se podría determinar la relación entre el área transversal ocupado por dicho fluido y el área transversal del cilindro. La segunda correlación permitiría realizar el cálculo inverso.

En tal sentido, la elaboración del programa se basará en estas correlaciones para realizar los cálculos pertinentes relacionados con el diseño de separadores horizontales.

Para hallar la relación entre el área transversal ocupada por el fluido y el área transversal del cilindro a partir de la relación entre la altura ocupada por el fluido en

el cilindro y el diámetro del mismo, se implementará la correlación indicada por las siguientes tres ecuaciones:

$$x = \frac{H_{fluido}}{D}$$

$$y = \frac{A_{Fluido}}{A_T}$$

$$y = \frac{4.7559E^{-5} + 0.174875x + 5.668973x^2 - 4.916411x^3 - 0.145348x^4}{1 + 3.924091x - 6.358805x^2 + 4.018448x^3 - 1.801705x^4}$$

Para realizar el cálculo inverso, se utilizará la correlación determinada por las tres ecuaciones a continuación:

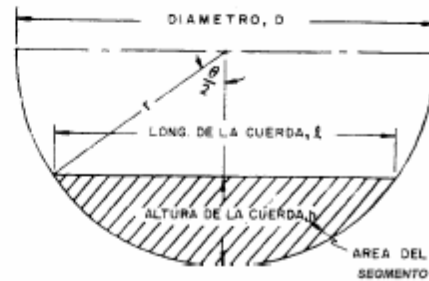
$$x = \frac{A_{NNL}}{A_T}$$

$$y = \frac{H_{NNL}}{D}$$

$$y = \frac{0.001537 + 3.2992x + 24.353518x^2 - 36.999376x^3 + 9.892851x^4}{1 + 26.787101x - 22.923932x^2 - 14.844824x^3 + 10.529572x^4}$$

TABLA 5. LONGITUDES DE CUERDAS Y AREAS DE LAS SECCIONES CIRCULARES
VS. ALTURAS DE LA CUERDA

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.255	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.256	0.873	0.202	0.342	0.948	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.257	0.874	0.203	0.344	0.950	0.305
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.819	0.156	0.258	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0105	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.259	0.876	0.205	0.348	0.953	0.309
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.260	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0115	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.262	0.879	0.209	0.355	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1006	0.217	0.824	0.160	0.264	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.266	0.884	0.213	0.360	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.268	0.886	0.216	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.270	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.272	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0155	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.386
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.985	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.235	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.236	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.996	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0755	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.675	0.0773	0.191	0.786	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.336	0.945	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.795	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0375	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.806	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.205	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									



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

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{L}{D} = \frac{\sin \theta}{\frac{\theta}{2}} = \frac{\sin \theta}{\theta} \cdot 2$$

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

Figura C-1. Longitud de cuerda y área (PDVSA MDP 03-S-03, 1995.)

APÉNDICE D. Criterios y herramientas de diseño para bombas.

 PDVSA	MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO		PDVSA MDP-02-P-02	
	PRINCIPIOS BASICOS		REVISION	FECHA
			0	NOV.97
.Menú Principal		Indice manual	Indice volumen	Indice norma
		Página 32		

Fig 4. DATOS DE FUNCIONAMIENTO DE BOMBAS CENTRIFUGAS
VELOCIDADES DE MOTOR DE 50 Hz.

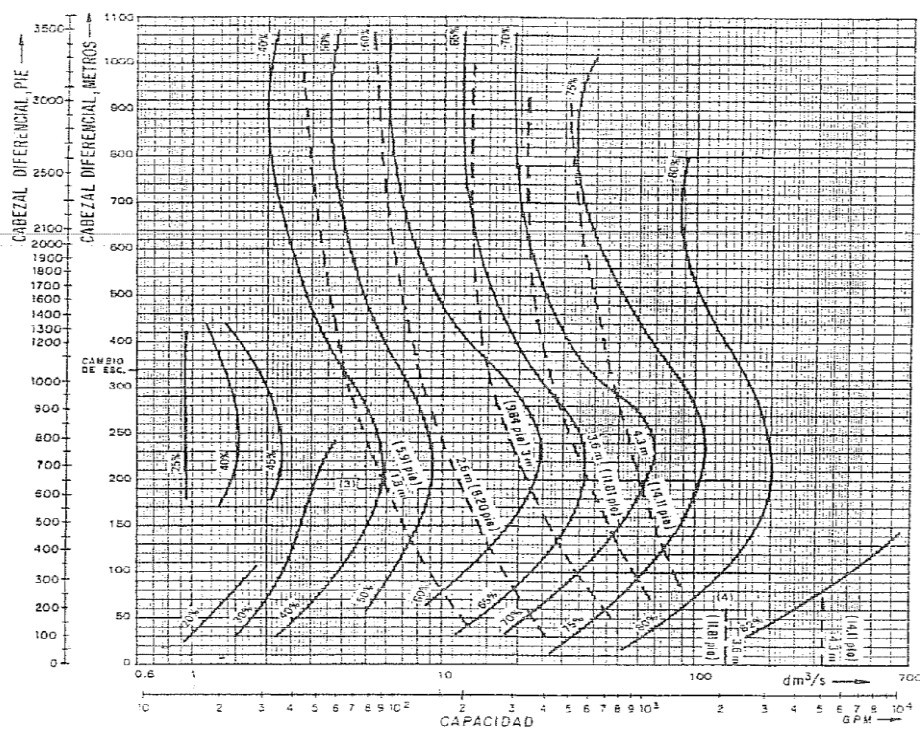


Figura D-1. Datos de funcionamiento de bombas centrifugas (MDP-02-P-02, 1997)

Table 1
EFFICIENCY AND POWER FACTORS OF SQUIRREL CAGE INDUCTION MOTORS⁽¹⁾

Motor Rating kW	H (for ref.)	Motor Connected Load, (2) kW	Motor Efficiency (%) (3) at			Power Factor (%) at		
			% of Full Load Capacity			% of Full Load Capacity		
0.75	1	0.98	87.0	72.5	74.0	53.5	85.5	75.4
1.12	1-1/2	1.42	72.0	76.0	77.0	54.0	73.5	80.5
1.50	2	1.86	73.0	78.0	79.5	54.5	68.0	77.0
2.25	3	2.76	74.5	79.0	80.5	55.5	68.0	75.5
3.7	5	4.39	81.0	83.5	84.0	60.0	71.0	78.0
5.6	7-1/2	6.65	78.0	82.0	83.0	58.0	70.0	77.0
7.5	10	8.78	83.0	85.0	85.0	65.5	75.5	80.5
11.2	15	13.00	85.0	86.0	86.0	75.0	84.0	87.0
15	20	17.05	86.5	87.5	87.5	79.0	84.5	87.0
18.7	25	21.00	87.5	88.5	88.5	79.0	84.5	87.0
22.5	30	25.10	88.0	89.0	89.0	80.0	85.0	88.0
30	40	33.5	88.0	89.0	89.0	81.0	86.0	88.5
37	50	41.7	88.0	89.5	89.5	82.0	87.0	89.0
45	60	49.7	89.5	90.0	90.0	82.0	87.0	89.0
56	75	62.1	89.0	90.0	90.0	82.0	87.0	89.0
75	100	82.0	84.0	89.0	91.0	85.0	88.0	91.0
93	125	102.0	85.0	89.5	91.5	85.0	90.0	92.0
112	150	123.0	86.0	89.0	91.0	85.0	90.0	92.0
150	200	161.0	88.0	91.0	92.5	87.5	91.0	92.0
187	250	201.0	90.5	92.5	92.5	84.0	87.7	90.5
225	300	241.0	90.8	92.5	92.8	84.4	88.2	90.9
260	350	281.0	90.9	92.6	92.9	84.8	88.5	91.1
300	400	320	91.1	92.8	93.1	85.0	89.0	91.3
336	450	360	91.2	93.0	93.2	85.1	89.0	91.6
373	500	399	91.4	93.1	93.4	85.3	89.2	91.6
450	600	478	91.6	93.3	93.6	85.5	89.5	91.8
525	700	557	91.7	93.4	93.7	85.7	89.7	91.9
600	800	636	91.9	93.6	93.9	85.8	89.8	92.0
675	900	715	92.0	93.7	94.0	85.9	89.9	92.0
750	1000	793	92.1	93.8	94.1	85.9	89.9	92.1
933	1250	988	92.3	94.0	94.3	86.0	90.0	92.2
1125	1500	1185	92.4	94.1	94.4	86.1	90.1	92.3
1312	1750	1380	92.6	94.3	94.6	86.2	90.2	92.4
1500	2000	1575	92.7	94.4	94.7	86.3	90.4	92.5
1687	2250	1770	92.8	94.5	94.8	86.4	90.5	92.6
1875	2500	1965	92.9	94.6	94.9	86.5	90.6	92.8
2250	3000	2355	93.0	94.7	95.0	86.6	90.7	93.0
2625	3500	2750	93.0	94.7	95.0	86.6	90.7	93.0
3000	4000	3140	93.1	94.8	95.1	86.6	90.7	93.0
3375	4500	3580	93.1	94.8	95.1	86.6	90.7	93.0
3750	5000	3920	93.2	94.9	95.2	86.6	90.7	93.0
4125	5500	4310	93.8	95.0	95.2	86.3	90.7	92.6
4500	6000	4700	93.8	95.0	95.2	86.3	90.7	92.6
5250	7000	5480	94.0	95.2	95.3	84.3	88.7	90.6
6000	8000	6260	93.7	95.1	95.3	84.3	88.7	90.6
6750	9000	7050	93.8	95.2	95.3	84.3	88.7	90.6
7500 (4)	10000	7820	93.9	95.3	95.4	84.3	88.7	90.6

Figura D-2. Eficiencia y potencia de motores (EXXON, 1978)

APÉNDICE E. Cálculo tipo para tuberías

Cálculo tipo para tuberías que transportan flujo bifásico.

Se tomara como ejemplo la corriente 2, la cual es una mezcla que alimenta el separador de producción V-1102 (DPF-1).

Cálculo de caída de presión

- Se asume un diámetro de 6 in.
- Se determina la fracción volumétrica mediante la ecuación 13.

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_M} = \frac{1.15}{1.17} = 0.98$$

- Luego la viscosidad de la mezcla es

$$\mu_{2\phi} = \lambda\mu_L + (1 - \lambda)\mu_G = 0.98 * 58.2 + (1 - 0.98) * 0.569 = 8 \text{ cp}$$

Las densidades y los flujos son tomados del balance de masa y energía suministrados por el simulador

- La densidad de la mezcla se obtiene a partir de

$$\rho_M = \frac{mg + ml}{\frac{mg}{\rho_g} + \frac{ml}{\rho_l}} = \frac{257845.7 + 3823}{\frac{3823}{0.569} + \frac{257845.7}{58.2}} = 23.46 \frac{lb}{ft^3}$$

- La velocidad promedio de la mezcla se obtiene mediante

$$V_{2\phi} = \left(\frac{Q_L + Q_G}{A_t} \right) = \frac{257845.7 + 3823}{\pi * D^2 * \rho_M} = \frac{257845.7 + 3823}{\pi * 0.5^2 * 23.46} = 15 \frac{ft}{s}$$

- Se obtiene la retención de líquido mediante la gráfica 22

$$R_L = 0.98$$

- Se procede a encontrar el número de Reynolds

$$Re_{2\phi} = \frac{dV_{2\phi}\rho_M}{\mu_{2\phi}} = \frac{0.5 * 15 * 23.46}{0.00054} = 33200$$

- A partir de esto se calcula el factor de Fanning para una fase

$$f_{1\phi} = 0.0014 + \frac{0.125}{Re_{2\phi}^{0.32}} = 0.0014 + \frac{0.125}{33200^{0.32}} = 0.00587$$

- De la figura 23 se obtiene

$$\frac{f_{2\phi}}{f_{1\phi}} = 1.2$$

$$f_{2\phi} = 1.2 * f_{1\phi} = 1.2 * 0.00587 = 0.00645$$

- Para 100 ft de tubería la caída de presión por fricción es:

$$\begin{aligned} (\Delta P)_f &= \frac{2f_{2\phi}V_{2\phi}^2\rho_{2\phi}L_{TUB}}{d} = \frac{2 * (0.00645) * 15^2 * 23.46 * 100}{6} \\ &= 2.97 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Como la tubería es horizontal

$$(\Delta P)_E = 0$$

- Debido a que no se esperan modificaciones en el diámetro o cambios significativos de temperatura en la línea 2 (DFP-01), las velocidades no variarán y las propiedades se mantendrán relativamente constantes e iguales a los valores presentados en los criterios de tuberías bifásicas en el capítulo III , por lo que la caída de presión por aceleración no es significativa, razón por la cual no será tomada en cuenta para el cálculo de caída de presión total.

$$(\Delta P)_T = (\Delta P)_f = 2.97 \text{ psi}$$

Cálculo tipo para tuberías que transportan flujo liquido

Se tomara como ejemplo la corriente 14, la cual es la emulsión producido del separador de producción V-1102 (DPF-1).

- Se asume un diámetro de 6 in
- Con esto se calcula el área de la tubería

$$A_{TUB} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * 6^2}{4} = 28.27 \text{ in}^2 = 0.20 \text{ ft}^2$$

- Luego se hallara la velocidad promedio del liquido

$$V_{SL} = \frac{Q_l}{A_{TUB}} = \frac{258970.1}{0.2 * 58.2 * 3600} = 6.18 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

- Se calcula el número de Reynolds mediante la Ec. 53

$$Re = \frac{dV_{sl} \rho_L}{\mu_L} = \frac{0.5 * 6.18 * 58.2}{0.00329} = 54662$$

- Se calcula el factor de fricción utilizando los diagramas de Moody de la Figura B-1

$$f = 0.02$$

- A partir de esto, la caída de presión por fricción se calcula mediante la Ec. 54. Para obtener la caída de presión por cada 100 pies de tubería, se fija este valor como longitud y se procede al cálculo de caída de presión por fricción

$$(\Delta P)_f = \frac{f V_{sl}^2 \rho_L L_{TUB}}{2d} = \frac{0.02 * 6.18 * 58.2 * 100}{2 * 6} = 1.45 psi$$

- Como la tubería es horizontal

$$(\Delta P)_E = 0$$

Cálculo de la caída de presión para tuberías que transportan gases

Se tomara como ejemplo la corriente 9, la cual es gas producido del separador de producción V-1102 (DPF-1).

- Como primer paso se asume un diámetro de 3 in, y se procede a calcular el área de la tubería y la velocidad promedio del gas

$$A_{TUB} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * 3^2}{4} = 0.05 ft^2$$

$$V_{SG} = \frac{Q_G}{A_{TUB}} = \frac{3819}{0.0572 * 0.05 * 3600} = 37.1 \frac{ft}{s}$$

- Se determina el factor de fricción de Weymouth

$$f_w = \frac{0.094}{d^{\frac{1}{3}}} = \frac{0.094}{76.2^{\frac{1}{3}}} = 0.022$$

- Conociendo la presión aguas arriba de la línea y asumiendo una longitud de 100 ft (cálculo de caída de presión por cada 100 ft de tubería), se determina la

presión aguas abajo, de acuerdo con la fórmula para descarga en una tubería horizontal:

$$W_G = \left[\frac{d\rho_1 A_{TUB}^2}{f_w L_{TUB}} \right] \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{P_1} \right]$$

$$B = \left[\frac{f_w L_{TUB} W_g^2}{d\rho_1 A_{TUB}^2} \right]$$

$$P_2^3 = P_1^2 - (P_1 * B)$$

$$W_G = Q_G \rho_G$$

$$W_G = 0.02 * 0.572 = 0.01144 \frac{lb}{s}$$

$$B = \frac{0.022 * 100 * 0.0144^2}{3 * 0.572 * 0.05^2} = 0.0003 psi$$

$$P_2 = \sqrt[3]{159.3^2 - (159.3 * 0.0003)} = 158.5 psi$$

$$(\Delta P)_T = P_1 - P_2 = 159.3 - 158.5 = 0.5 psi$$

Cálculo regímenes de flujo

Como ejemplo se utilizó la línea 02 de alimentación al separador de producción.(DFP-1).

- Se asume una presión promedio: 174 psia
- Con este valor y la temperatura promedio 300 °F, se calculan por simulación los flujos y propiedades físicas de los fluidos:

	Líquido	Vapor
Flujo másico (lb/h)	257877	3823
Caudal (m ³ /s)	0,0348	0,0529
Densidad (kg/m ³)	929,07	9,11
Viscosidad (Pa.S)	0,004	0,000149
Tensión superficial (N/m)	0,03556	

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación HYSYS.

- Para un diámetro nominal de 6 pulgadas de cedula estándar.

$$V_{ML} = 1.27 \frac{\rho_L Q_L}{d^2} = 1.27 \frac{929.07 * 0.0348}{0.15^2} = 1824.94 \frac{Kg}{s * m^2}$$

$$V_{MG} = 1.27 \frac{\rho_G Q_G}{d^2} = 1.27 \frac{9.11 * 0.0529}{0.15^2} = 27.2 \frac{Kg}{s * m^2}$$

$$\alpha = \left[\frac{\rho_G}{1.20} \frac{\rho_L}{998} \right]^{0.5} = \left[\frac{929.07 * 9.11}{1.20 * 998} \right]^{0.5} = 7.06$$

$$\tau = \frac{0.073}{\sigma_L} \left[10^3 \mu_L \left(\frac{998}{\rho_L} \right)^2 \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{0.073}{0.03556} \left[10^3 * 0.004 \left(\frac{998}{929.07} \right)^2 \right]^{\frac{1}{3}} = 3.417$$

De acuerdo a la Figura 20, el régimen de flujo es tipo burbuja.

APÉNDICE F. Cálculo tipo para recipientes

Calculo tipo de separadores horizontales liquido-vapor.

Se tomara como ejemplo el separador de prueba V-1101 (DPF-1).

- El primer paso es definir el tipo de servicio y establecer el tiempo de residencia a partir de la tabla 19

$$t_H = 10 \text{ min}$$

$$t_S = 5 \text{ min}$$

- Se asume una L/D cumpliendo con los criterios mencionados en el marco metodológico

$$(L/D)_A = 3, \quad P = 159.3 \text{ psig}$$

- El siguiente paso es el cálculo de la velocidad crítica del flujo de vapor (UG)

$$Vt = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = 0.308 \sqrt{\frac{56.9 - 0.563}{0.563}} = 3.113 \frac{ft}{s}$$

- Se toma el flujo volumétrico del gas a condiciones actuales, dato que se encuentra en el balance de masa y energía.

$$Q_{GA} = 0.49 \frac{ft^3}{s}$$

- El siguiente paso es hallar el volumen de retención de líquido (holdup) y el volumen de oleaje (surge), mediante las siguientes ecuaciones respectivamente.

$$V_H = Q_L * t_{res} = 0.32 * 10 * 60 = 194.5 ft^3$$

$$V_S = Q_L * t_{res} = 0.32 * 5 * 60 = 97.3 ft^3$$

- A partir de estos dos volúmenes se calcula el diámetro

$$D = \left(\frac{4(V_H + V_S)}{\pi * 0.6 \left(\frac{L}{D} \right)_A} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{4(194.5 + 97.3)}{\pi * 0.6 * 3} \right)^{\frac{1}{3}} = 6 \text{ ft}$$

- Con este diámetro se procede a hallar el área del recipiente

$$A_{REC} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi 6^2}{4} = 28.27 ft^2$$

- Se selecciona la altura del fondo al nivel bajo

$$H_{NBL} = 0.5D + 7 = 0.5 * 6 + 7 = 10 \text{ in} \approx 0.9 ft$$

- Determinar del área correspondiente ocupada por el nivel bajo a fondo del líquido.

El área ocupada se determina mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery, mencionado en apéndice A

$$x = \frac{H_{fluido}}{D} = \frac{0.9}{6} = 0.15$$

$$y = 0.094$$

$$y = \frac{A_{Fluido}}{A_T}$$

$$A_{NBL} = 0.094 * 28.27 = 2.7 \text{ ft}^2$$

- Determinar la altura ocupada por el gas

$$H_G = 0.2.D = 0.2 * 6 = 1.2 \text{ ft}$$

$\approx 2 \text{ ft}$, el valor sera comparado con 2 ft y se tomara el mayor entre ambos

- A partir de esto se calcula el área ocupada por el gas de igual forma que la calculada para el nivel bajo de liquido

$$x = \frac{H_{fluido}}{D} = \frac{2}{6} = 0.333$$

$$y = 0.292$$

$$y = \frac{A_{Fluido}}{A_T}$$

$$A_{NBL} = 0.892 * 28.27 = 8.3 \text{ ft}^2$$

- Determinación de la longitud del separador

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_G - A_{NBL}} = \frac{194.5 + 97.3}{28.27 - (8.3 + 2.7)} = 17.1 \approx 17.5 \text{ ft}$$

- El (L/D) asumido está correcto
- Tiempo requerido para separar una gota de líquido de vapor

$$\phi = \frac{H_G}{U_G} = \frac{2}{3.113} = 0.642 \text{ s}$$

- El siguiente paso es calcular la velocidad actual de vapor

$$U_{GA} = \frac{Q_{Ga}}{A_G} = \frac{0.49}{8.3} = 0.059 \text{ ft/s}$$

- Determinación de la longitud mínima requerida

$$L_{min} = U_{GA} \phi = 0.059 * 0.642 = 0.0379 \text{ ft}$$

- Área transversal correspondiente al nivel normal de líquido

$$A_{NNL} = A_{NBL} + \frac{V_H}{L} = 2.3 + \frac{194.5}{17.5} = 13.7 \text{ ft}^2$$

- Determinación de la altura correspondiente al nivel normal de líquido mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery en el anexo A

$$x = \frac{A_{NNL}}{A_T} = \frac{13.7}{28.3} = 0.49$$

$$y = 0.47$$

$$y = \frac{H_{NNL}}{D}$$

$$H_{NNL} = 0.47 * 6 = 3 \text{ ft}$$

- Determinación de la altura correspondiente al nivel alto de líquido

$$H_{NAL} = D - H_G = 6 - 2 = 4 \text{ ft}$$

Separador FWKO

- Se debe seleccionar un L/D asumida a partir de las consideraciones ya establecidos en la sección II.3

$$L/D = 5$$

- Determinar la constante de Ley de Stokes (Ks) mediante la siguiente ecuación.

$$Ks = 2.06151 * 10^{-5} * D_p^2 = 2.06151 * 10^{-5} (150)^2 = 0.464$$

- Se establece el tiempo de residencia de almacenamiento y de oleaje, a partir de los criterios para separadores de agua libre.

$$t_H = 20min$$

$$t_S = 10min$$

- Calcular la densidad de la fase de gas, partiendo de la siguiente ecuación.

$$\rho_G = \frac{PP_M}{z10.73T} = \frac{159.3 * 26.02}{0.9706 * 10.73 * 759.3} = 0.573 lb/ft^3$$

- Velocidad de vapor

$$Vt = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = 0.31 \sqrt{\frac{58.24 - 0.573}{0.573}} = 3.06 \frac{ft}{s}$$

- Se determina el volumen de almacenamiento (holdup) y el volumen de oleaje (surge). El caudal a utilizar será el de la fase liviana.

$$V_H = Q_{Ll} * t_{res} * 60 = 0.326 * 20 * 60 = 391 ft^3$$

$$V_S = Q_{Ll} * t_{res} * 60 = 0.326 * 10 * 60 = 195.6 ft^3$$

- Se calcula el diámetro del recipiente

$$D = \left(\frac{16(V_H + V_S)}{\pi 0.6 \left(\frac{L}{D} \right)_A} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{16(391 + 195.6)}{\pi * 0.6 * 5} \right)^{\frac{1}{3}} = 10 ft$$

- El área total del recipiente se calcula mediante la ecuación

$$A_{REC} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi 10^2}{4} = 78.5 ft^2$$

- La altura del líquido desde el fondo hasta el nivel bajo se calcula

$$H_{NBL} = 0.5D + 7 = 0.5 * 10 + 7 = 12in = 1ft$$

- Determinar el área ocupada por el nivel bajo del líquido (NBL) y el fondo, esta se determina mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery

$$x = \frac{H_{NBL}}{D} = \frac{1}{10} = 0.1$$

$$y = 0.052$$

$$y = \frac{A_{NBL}}{A_T}$$

$$A_{NBL} = 0.052 * 78.5 = 4.1 \text{ ft}^2$$

- La altura ocupada por la fase de vapor se determina de igual forma que la de un separador liquido –vapor.

$$H_G = 0.2.D = 0.2 * 10 = 2 \text{ ft}$$

- Determinar el área ocupada por el gas. esta se determina mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery.

$$x = \frac{H_G}{D} = \frac{2}{10} = 0.2$$

$$y = 0.142$$

$$y = \frac{A_G}{A_T}$$

$$A_G = 0.142 * 78.5 = 11.2 \text{ ft}^2$$

- Para determinar la altura de la placa se requiere el uso de la siguiente ecuación

$$H_W = D - H_G = 10 - 2 = 8 \text{ ft}$$

- Determinar la longitud mínima del compartimiento destinado al almacenaje de la fase liviana.

$$L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_G - A_{NBL}} = \frac{391 + 195.6}{78.5 - 11.2 - 4.1} = 9.5 \text{ ft}$$

$$L_2 = \frac{d_{Ll}}{12} + 1 = \frac{6}{12} + 1 = 1.5 \text{ ft}$$

$$L_2 = 9.5 \text{ ft}$$

- Para determinar la altura de las fases de liviana y pesada, se divide la altura de la placa entre dos.

$$H_{Ll} = H_{Lh} = \frac{H_W}{2} = 4 \text{ ft}$$

- Determinar el área ocupada por la fase líquida pesada mediante el procedimiento de correlaciones de Svrecek y Monnery.

$$x = \frac{H_{Lh}}{D} = \frac{4}{10} = 0.4$$

$$y = 0.75$$

$$y = \frac{A_{Lh}}{A_T}$$

$$A_{Lh} = 0.75 * 78.5 = 29.4 \text{ ft}^2$$

- Una vez hecho esto, el área ocupada por la fase líquida liviana se obtiene a partir de la siguiente ecuación

$$A_{LL} = A_T - A_G - A_{Lh} = 78.5 - 29.4 - 11.2 = 38 \text{ ft}^2$$

- El siguiente paso es determinar la velocidad de separación de la fase líquida dispersa en la fase continua

$$U_A = \frac{K_S(\rho_{Lh} - \rho_{Ll})}{\mu}$$

$$U_{ALh} = \frac{K_S(\rho_{Lh} - \rho_{Ll})}{\mu_{Lh}} = \frac{0.464(62 - 56)}{4} = 0.7 \text{ in/min}$$

$$U_{ALL} = \frac{K_S(\rho_{Lh} - \rho_{Ll})}{\mu_{Ll}} = \frac{0.464(62 - 56)}{0.2} = 13 \approx 10 \text{ in/min}$$

- Luego se procede a calcular el tiempo de separación de ambas fases

$$t_{Ll} = \frac{12H_{Lh}}{U_{ALL}} = \frac{12 * 4}{10} = 5 \text{ min}$$

$$t_{Lh} = \frac{12H_{Ll}}{U_{ALh}} = \frac{12 * 4}{0.7} = 69 \text{ min}$$

- Longitud mínima para que ocurra la separación líquido- líquido

$$L_1 = \frac{t_{Ll}Q_{Lh}60}{A_{Lh}} = \frac{5 * 0.812 * 60}{29.4} = 8.3 \text{ ft}$$

$$L_1 = \frac{t_{Lh}Q_{Ll}60}{A_{Ll}} = \frac{69 * 0.326 * 60}{38} = 35.5 \text{ ft}$$

$$L_1 = 35.5 \text{ ft}$$

- El siguiente punto es hallar la longitud total.

$$L = L_1 + L_2 = 35.5 + 9.5 = 45 ft$$

- Tiempo requerido para la separación de las gotas de líquido de la fase de vapor.

$$\phi = \frac{H_G}{U_G} = \frac{2}{3.07} = 0.7 s$$

- La velocidad actual de vapor se calcula

$$U_{GA} = \frac{Q_{GA}}{A_G} = \frac{0.04}{11.2} = 0.00357 ft/s$$

- Longitud mínima requerida para la separación líquido vapor

$$L_{min} = U_{GA} \phi = 0.00357 * 0.7 = 0.0025 ft$$

APÉNDICE G. Dimensionamiento de boquillas

Se utilizaran las boquillas del separador de prueba V-1101

Boquilla de entrada

- Se debe obtener el flujo volumétrico de la mezcla, suministrado por el simulador.

$$Q_M = 0.81 ft^3/s$$

- El siguiente paso es determinar la densidad de la mezcla

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_M} = \frac{0.32}{0.81} = 0.395$$

$$\rho_M = (1-\lambda)\rho_G + \lambda\rho_L = (1-0.395)0.563 + 0.395(56.9) = 23.09$$

- Mediante la ecuación 58 se obtiene la velocidad en la boquilla de entrada.

$$U_{NE} = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}} = \frac{60}{\sqrt{23.09}} = 12.5 ft/s$$

- Al obtener todos estos datos se procede a determinar el diámetro de la boquilla mediante la siguiente ecuación.

$$d_{NE} = \sqrt{\frac{4Q_M}{\pi U_{NE}}} = \sqrt{\frac{4 * 0.81}{\pi * 12.5}} = 0.28 ft \approx 4 in$$

Boquilla de salida de fase vapor

- A partir de la siguiente ecuación determinar la velocidad en la boquilla.

$$U_{NG} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}} = \frac{60}{\sqrt{0.563}} = 80 \frac{ft}{s}$$

La densidad del gas se obtiene del balance de masa y energía mostrado en el capítulo IV.

- El siguiente paso es calcular el diámetro de la boquilla a partir de la ecuación 61

$$d_{NG} = \sqrt{\frac{4Q_G}{\pi U_{NG}}} = \sqrt{\frac{4 * 0.49}{\pi * 80}} = 1.1 \approx 1.5in$$

El flujo del gas se obtiene del balance de masa y energía mostrado en el capítulo IV.

Boquilla de salida fase liquida

Se debe seleccionar la velocidad a partir del criterio:

- ✓ Ya que es una fase pesada se toma el valor de 6.6 ft/s

Determinar el diámetro de la boquilla mediante la siguiente ecuación

$$d_{NL} = \sqrt{\frac{4Q_L}{\pi U_{NL}}} = \sqrt{\frac{4 * 0.32}{\pi * 6.6}} = 3.6 \approx 4in$$

El valor del flujo del líquido se obtiene del balance de masa y energía mostrado en el capítulo IV.

APÉNDICE H. Dimensionamiento de bombas centrífugas

Para los cálculos se utilizara como ejemplo la bomba P-1101

- Se debe determinar la presión de cabezal en pies, de acuerdo a la siguiente ecuación

$$N = \frac{2.31\Delta P}{SG} = \frac{2.31 * 15}{0.9756} = 36ft$$

- Se procede a calcular la potencia hidráulica

$$PH = \frac{\Delta P Q}{367.1 SG} = \frac{103.42 * 0.13 * 0.102}{367.1 * 0.9756} = 0.00383 Kw$$

- Luego ya calculada la potencia hidráulica, se halla la potencia de freno. Para esta se debe obtener la eficiencia de la bomba que se obtiene por la gráfica D-1

$$BHP = \frac{PH}{N_{bomba}} = \frac{0.00383}{0.25} = 0.076 Kw$$

- Por último se calcula la potencia eléctrica (total) de la bomba a partir de la siguiente ecuación

$$PE = \frac{BPH}{N_{motor}} = \frac{0.076}{0.725} = 0.1Kw$$

$$PE = 0.75Kw$$

La eficiencia del motor se consigue en la tabla D-2 .

APÉNDICE I. Resultados del simulador HTRI para intercambiadores de calor

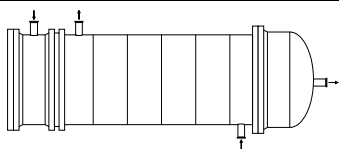
HTRI		Final Results		Page 5	
		Released to the following HTRI Member Company: Vepica Vepica			
Xist 7.3.1 01/09/2017 10:30 SN: 00190-51841010				Prueba Units	
Rating - Horizontal Countercurrent Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles					
Process Data		Cold Shellside		Hot Tubeside	
Fluid name		Agua		Crudo	
Fluid condition		Sens. Liquid		Sens. Liquid	
Total flow rate (lb/hr)		39162		97410	
Weight fraction vapor, In/Out (--)		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature, In/Out (Deg F)		86,00	260,00	310,00	140,00
Skin temperature, Min/Max (Deg F)		110,70	270,56	111,25	270,87
Wall temperature, Min/Max (Deg F)		110,70	270,56	111,25	270,87
Pressure, In/Average (psia)		39,696	38,677	174,00	173,95
Pressure drop, Total/Allowed (psi)		2,037		0,101	5,000
Velocity, Mid/Max allow (ft/sec)		4,15e-2		2,88e-2	
Boiling range (Deg F)		0,0			
Average film coef. (Btu/ft2-hr-F)		123,09		43,49	
Heat transfer safety factor (--)		1,0000		1,0000	
Fouling resistance (ft2-hr-F/Btu)		0,00000		0,00000	
Overall Performance Data					
Overall coef., Reqcd/Clean/Actual (Btu/ft2-hr-F)		28,49	/	29,75	/ 29,75
Heat duty, Calculated/Specified (MM Btu/hr)		6,9597	/		
Effective overall temperature difference (Deg F)		58,9			
EMTD = (MTD) * (DELTA) * (F/G/H) (Deg F)		60,37	*	0,9756	* 1,0000
					
Exchanger Fluid Volumes					
Approximate shellside (ft3)		121,16			
Approximate tubeside (ft3)		195,24			
Shell Construction Information					
TEMA shell type AES		Shell ID (inch)		60,000	
Shells Series 1 Parallel 2		Total area (ft2)		4335,4	
Passes Shell 1 Tube 1		Eff. area (ft2/shell)		2073,6	
Shell orientation angle (deg) 0,00					
Impingement present No					
Pairs seal strips 2		Passlane seal rods (inch)		0,0000	No. 0
Shell expansion joint No		Rear head support plate		No	
Weight estimation Wet/Dry/Bundle		51299	/	31556	/ 16604 (lb/shell)
Baffle Information					
Type Parallel Single-Seg.		Baffle cut (% dia)		27,45	
Crosspasses/shellpass 6		No. (Pct Area)		(inch) to C.L.	
Central spacing (inch) 22,958		1	23,53	13,532	
Inlet spacing (inch) 22,958		2	0,00	0,0000	
Outlet spacing (inch) 22,958					
Baffle thickness (inch) 0,5000					
Use deresonating baffles No					
Tube Information					
Tube type Plain		Tubecount per shell		276	
Overall length (ft) 12,000		Pct tubes removed (both)		0,72	
Effective length (ft) 11,479		Outside diameter (inch)		2,5000	
Total tubesheet (inch) 6,2500		Wall thickness (inch)		0,1090	
Area ratio (out/in) 1,0955		Pitch (inch)		3,1250	Ratio 1,2500
Tube metal Carbon steel		Tube pattern (deg)		30	

Figura -1. Hoja de especificación de tubo carcasa I-1101

HTRI		Final Results		Page 4	
		Released to the following HTRI Member Company:			
		Vepica			
		Vepica			
Xace 7.3.1 10/08/2017 15:37 SN: 00190-51841010					
Prueba Units					
:					
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow					

Figura I-2. Hoja de especificación de aerofriador A11-01

HTRI		Final Results			Page 4
		Released to the following HTRI Member Company:			
		Vepica			
		Vepica			
Xace 7.3.1 10/08/2017 15:58 SN: 00190-51841010					Prueba Units
:					
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow					
		Process Data		Airside	
				Tubeside	
Fluid name				Gas	
Fluid condition				Cond. Vapor	
Total flow rate		(lb/hr)	Sens. Gas		3820,000
Weight fraction vapor, In/Out		(--)	1,0000	1,0000	0,7178 *
Temperature, In/Out		(Deg F)	95,00	109,52	299,30
Skin temperature, Min/Max		(Deg F)	115,17	274,00	115,18
Wall temperature, Min/Max		(Deg F)	115,17	274,00	115,18
Pressure, In/Out		(psia)	14,697	14,693	174,00
Pressure drop, Total/Allowed		(inH2O) (psi)	0,126	0,000	0,579
Pressure Drop, A-frame reflux section		(psi)			
Velocity - Midpoint		(ft/sec)	10,93	1,04	
- In/Out		(ft/sec)	1,62		
Film coefficient, Bare/Extended		(Btu/ft2-hr-F)	8,66	8,66	17,35
Mole fraction inert		(--)	0,2928		
Heat transfer safety factor		(--)	1,0000		
Fouling resistance		(ft2-hr-F/Btu)	0,00000		
Overall Performance Data					
Overall coef, Design/Clean/Actual		(Btu/ft2-hr-F)	5,602 /	5,645 /	5,645
Heat duty, Calculated/Specified		(MM Btu/hr)	1,2854 /	0,0000	
Effective mean temperature difference		(Deg F)	128,09		
Unit and Bundle Construction Information					
Bays in parallel/unit		(--)	1	Bundles in parallel/bay	
Extended area/unit (effective)		(ft2)	1791,4	Bare area/unit (effective)	
Extended area/bundle		(ft2)	1791,4	Bare area/bundle	
Tubepasses/Tuberows		(--)	1 / 8	Number of tubes/bundle	
Tubecount, Odd rows/Even rows		(--)	40 / 40	Edge seals	
Bundle width		(ft)	8,365	Fan guard	
Clearance		(inch)	0,3750	Louvers	
Header depth		(inch)	4,0000	Steam coil	
Header Box				Hail screen	
- Plate thickness		(inch)	1,0000	Tube support information	
- Tubesheet thickness		(inch)	1,3750	- Number	
Plenum type			Box	- Width	
Bundle(s) weight		(lb)	8124	Orientation (from horiz.)	
Structure weight		(lb)	6290	Tubeside volume	
Total weight, Dry / Wet		(lb)	19976 /	22269	
Ladder/walkway weight		(lb)	5562	Cost Factor	
Tube Information					
Straight length		(ft)	25,000	Tube type	
Unfinned length		(inch)	0,0000	Unheated length	
Layout		(--)	Staggered	Area ratio (fin/bare)	
Transverse pitch		(inch)	2,5000	Fins per unit length	
Longitudinal pitch		(inch)	2,1650	Fin root diameter	
Tube form		(--)	Straight	Fin height	
Outside diameter		(inch)	0,8750	Fin thickness at base	
Inside diameter		(inch)	0,8190	Fin thickness at tip	
Area ratio (out/in)		(--)	1,0684	Fin type	
Over fin diameter		(inch)	--	Fin efficiency	
Tube material			Carbon steel	Internal tube type	

Figura I-3. Hoja de especificación de aroenfriador A11-02