

**DISEÑO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE PERTENECIENTES A
PRUEBAS DE POZOS (WELL TESTING) PARA CRUDO EXTRAPESADO.**

**RAÚL ERNESTO GALVIS RUEDA
JAVIER ENRIQUE OSORIO CALDERÓN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2016

**DISEÑO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE PERTENECIENTES A
PRUEBAS DE POZOS (WELL TESTING) PARA CRUDO EXTRAPESADO.**

**RAÚL ERNESTO GALVIS RUEDA
JAVIER ENRIQUE OSORIO CALDERÓN**

**Trabajo de grado para optar al título de
Ingeniero de Petróleos**

**Director
M.Sc. JOHN ALEXANDER LEÓN PABÓN
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICA
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2016

DEDICATORIA

*A Dios quien ha bendecido mis días y me ha llenado de sabiduría para
llegar a mis metas.*

A mis padres quien han sido mis motores para alcanzar este logro.

*A mi hermana y hermanos: Nancy y Noel que han sido un ejemplo a
seguir, y a Oscar y Javier ya que todos son parte fundamental de mi
vida.*

*A Carolina Peña por ser mi apoyo, brindarme su compañía y estar
cuando la necesite.*

*A todos mis compañeros y amigos que de una u otra forma hicieron
parte de esta meta: Mayra Rodríguez, Laura Hernández, Javier Osorio,
Sarahy Mateus, Camila Translaviña, Tatiana Vargas, Carlos Narváez,
Natalia Estévez, Javier Pacheco, Juan Camilo Moreno, Miguel Parada*

Raúl Galvis

DEDICATORIA

La presente tesis la dedico, primero a Dios, por darme la fortaleza, la salud, y además, la sabiduría, segundo pero sin desmerito alguno a la única persona que siempre ha creído en mi "mi madre", realmente es te logro es todo tuyo, a mi hija, bendición del creador, y hermoso ser que vino a llenar mi vida de alegrías.

Javier Osorio

AGRADECIMIENTOS

Los Autores expresamos formalmente los más sinceros agradecimientos:

Al M.s.c. John Alexander León Pabón por la colaboración prestada en la elaboración de este proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander por formarnos como profesionales, ser la edificadora de nuestro futuro y por permitirnos ser parte de esta hermosa institución.

A nuestras hermosas familias y amigos los cuales fueron promotores de este gran logro y un apoyo incondicional.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN.....	20
1.CLASIFICACION DE LOS CRUDOS.....	21
1.1.CARACTERÍSTICAS CRUDO EXTRAPESADO.....	21
1.1.1.Densidad.....	21
1.1.2.Gravedad especifica.....	23
1.1.3.Gravedad API(American Petroleum Institute).....	23
1.1.4.Viscosidad del crudo.....	24
1.1.4.1. Viscosidad dinámica.....	24
1.1.4.2. Viscosidad cinemática.....	25
1.1.5.Composición.....	26
1.2.MODELACIÓN DEL CRUDO.....	27
2.FACILIDADES DE SUPERFICIE USADAS EN LAS PRUEBAS DE POZO (WELL TESTING).....	28
2.1.LINEAS DE SUPERFICIE.....	28
2.2.CHOKE MANIFOLD.....	31
2.3.MEZCLADOR.....	32
2.3.1.Tipos de mezcladores estáticos.....	33
2.4.SEPARADOR.....	35
2.4.1.Principios de la separación.....	35
2.4.1.1. Momentum (Cantidad de Movimiento).....	35
2.4.1.2. Fuerza de gravedad.....	36
2.4.1.3. Coalescencia.....	36
2.4.2.Proceso de separación.....	36
2.4.2.1. Separación primaria.....	37
2.4.2.2. Separación secundaria.....	37
2.4.2.3. Separación por coalescencia.....	38
2.5.VALVULAS.....	46

2.6. TANQUE.....	53
2.7. BOMBA DE TRANSFERENCIA	55
2.8. COMPRESOR	57
3. DISEÑO Y BASES DE SELECCIÓN DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA WELL TESTING	58
3.1. DISEÑO DE LINEAS DE PRUEBA	58
3.1.1. Bases de diseño de espesores de pared	58
3.1.1.1. Presión y temperatura de diseño	58
3.1.1.2. Diámetro nominal.....	61
3.1.1.3. Sobre espesor por corrosión.....	64
3.1.1.4. Factor de calidad (E).....	65
3.1.1.5. Coeficiente (Y)	65
3.1.1.6. Esfuerzo (S)	65
3.1.1.7. Factor de reducción de esfuerzo en junta soldada (W).....	66
3.1.2. Calculo de espesor de pared para tubería	66
3.2. SELECCIÓN Y DISEÑO DE MEZCLADOR	67
3.3. DISEÑO DE SEPARADORES.....	70
3.3.1. Conceptos fundamentales de diseño	71
3.3.2. Consideraciones de diseño.....	72
3.3.2.1. Condiciones en el diseño	72
3.3.3. Metodología diseño de separador trifásico	73
3.3.3.1. Metodología diseño de diámetro y longitud para el tambor de un separador trifásico 50% de llenado	73
3.3.3.2. Metodología diseño de diámetro y longitud para un separador trifásico con un porcentaje de llenado diferente al 50%.....	76
3.3.3.3. Metodología para el diagnóstico del separador con llenado diferente al 50%.....	78
3.3.3.4. Metodología de diseño del diámetro de las boquillas de entrada y salida	80
3.3.3.5. Cálculo de espesor del cilindro por presión interna	83
3.4. CALCULO PARA SELECCION DE BOMBA DE TRANSFERENCIA	85
3.4.1. Calculo de pérdidas en línea de succión y descarga	85
3.4.2. Presión de succión.....	85
3.4.3. NPSHA –Carga neta positiva disponible a la succión	86
3.4.4. Presión de descarga	86
3.4.5. Potencia de la bomba	87

4.RESULTADOS.....	89
4.1. CÁLCULOS PRELIMINARES.....	89
4.2. DISEÑO LINEAS DE SUPERFICIE.....	95
4.3. DISEÑO DEL MEZCLADOR	106
4.4. DISEÑO DEL SEPARADOR	108
4.5. DISEÑO BOMBA DE TRANSFERENCIA.....	115
4.6. RESUMEN DE LOS EQUIPOS	123
4.7. SIMULACION	126
4.8. PARAMETOS DE OPERACIÓN.....	127
4.9. ESQUEMAS DE PROCEDIMIENTO DISEÑO DE EQUIPOS	131
4.9.1. Esquema procedimiento diseño de tubería.....	131
4.9.2. Esquema procedimiento diseño de mezclador	133
4.9.3. Esquema procedimiento diseño de separador trifásico horizontal.....	135
4.9.4. Esquema procedimiento diseño de bomba	139
5. CONCLUSIONES	141
6. RECOMENDACIONES	143
BIBLIOGRAFIA.....	144

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Clasificación de los crudos según su gravedad API	21
Tabla 2. Características y clasificación de tuberías de golpe	30
Tabla 3. Guía selección de válvula	52
Tabla 4. Temperatura de diseño de componentes sin aislamiento (FIME-UNPRG, 2009).....	60
Tabla 5. Rata de corrosión anual dependiendo del tipo de servicio. (Inemaka, 2007)	64
Tabla 6.a. Parámetros para mezclado laminar y caída de presión	69
Tabla 7. Datos para cálculos preliminares	89
Tabla 8. Datos de entrada, diseño de líneas de superficie primer tramo	96
Tabla 9. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería	97
Tabla 10. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería.....	97
Tabla 11. Factor de fricción para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería	97
Tabla 12. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería.....	98
Tabla 13. Datos de entrada, diseño de líneas de superficie segundo tramo	98
Tabla 14. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería.....	98
Tabla 15. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería.....	99

Tabla 16. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería.....	99
Tabla 17. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería.....	99
Tabla 18. Factor K, segundo tramo de tubería	100
Tabla 19. Perdidas secundarias para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería.....	100
Tabla 20. Pérdidas totales para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería	100
Tabla 21. Constantes E, Y, S para espesor de pared.....	101
Tabla 22. Datos de entrada, diseño de líneas de superficie tercer tramo	102
Tabla 23. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería.....	103
Tabla 24. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería.....	103
Tabla 25. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería.....	103
Tabla 26. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería.....	104
Tabla 27. Factor K, tercer tramo de tubería	104
Tabla 28. Perdidas secundarias para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería.....	105
Tabla 29. Pérdidas totales para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería	105
Tabla 30. Datos de entrada, diseño del mezclador.....	106
Tabla 31. Datos de entrada, diseño de separador	108
Tabla 32. Coeficiente de arrastre.....	110
Tabla 33. Calculo de diámetro óptimo del separador.....	111
Tabla 34. Datos de entrada, diseño de bomba de transferencia	116

Tabla 35. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba	117
Tabla 36. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba	117
Tabla 37. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba	117
Tabla 38. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba	118
Tabla 39. Factor K, en la línea de succión de la bomba	118
Tabla 40. Perdidas secundarias para un diámetro de 4 pulgadas en la línea de succión de la bomba	119
Tabla 41. Pérdidas totales para	119
Tabla 42. Factor K, línea de descarga de la bomba	120
Tabla 43. Materiales de la bomba	122
Tabla 44. Datos de las líneas de superficie	124
Tabla 45. Datos de los equipos.....	125
Tabla 46. Parámetros de operación.....	130

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Tubería de golpe.....	29
Figura 2. Choke manifold.....	32
Figura 3. Distintos tipos de diseño de mezcladores estáticos.....	34
Figura 4. Zonas de separación de un separador	37
Figura 5. Separador trifásico.....	39
Figura 6. Placa deflectora	39
Figura 7. Codo deflector	39
Figura 8. Deflector centrífugo	40
Figura 9. Placa coalescente.....	40
Figura 10. Extractor de niebla.....	41
Figura 11. Rompedor de vórtice.....	42
Figura 12. Separador trifásico con controlador y vertedero	44
Figura 13. Separador trifásico con vertederos y caja.....	44
Figura 14. Separador trifásico con bota de agua	45
Figura 15. Separador trifásico FKWO.....	46
Figura 16. Válvula mariposa	47
Figura 17. Válvula aguja	48
Figura 18. Válvula compuerta	48
Figura 19. Válvula globo	49
Figura 20. Válvula macho	50
Figura 21. Válvula bola	50
Figura 22. Válvula de diafragma	51
Figura 23. Válvula de retención	51

Figura 24. Gauge tank53
Figura 25. Surge tank54
Figura 26. Bombas de engranajes56
Figura 27. Bomba centrifuga.....56
Figura 28. Ubicación y distancia entre equipos.....123

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. TABLAS PARA DISEÑO DE TUBERIA	148
ANEXO B. TABLAS Y FIGURAS PARA DISEÑO DEL MEZCLADOR	152
ANEXO C. FIGURAS PARA DISEÑO DE SEPARADOR	154
ANEXO D. TABLAS DISEÑO DE BOMBA	157
ANEXO E. PRUEBA PVT	159

RESUMEN

TITULO: DISEÑO DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE PERTENECIENTES A PRUEBAS DE POZOS (WELL TESTING) PARA CRUDO EXTRAPESADO.*

AUTORES: RAUL ERNESTO GALVIS RUEDA

JAVIER ENRIQUE OSORIO CALDERON**

PALABRAS CLAVES: Diseño conceptual, facilidades para pruebas de pozo, well testing, crudo extrapesado.

La evaluación de los pozos se realiza mediante pruebas extensas, las cuales son necesarias para determinar el potencial de producción real de los mismos. Según lo especificado en el capítulo 2 de la resolución 18 1495 del 2009, del ministerio de minas y energía, donde se le exige a las empresas operadoras de los campos de hidrocarburos, realizarle a cada pozo en producción pruebas con el fin de cuantificar los fluidos producidos, estas pruebas se debe realizar una vez al mes, por un tiempo mínimo de 6 horas. Sin embargo es necesario en primera instancia realizar un diseño adecuado de las facilidades para pruebas de pozo, para que estos permitan el manejo de los fluidos.

En el presente proyecto se desarrolla una propuesta conceptual de facilidades para pruebas de pozo, en un campo de crudo extrapesado, el cual posee una dilución de nafta aproximadamente del 25%(150,46 BPD), y su potencial de producción es: 414,76 BOPD, 24,68 BWPD, 0,03 MMSCFD. Además se cuenta con la ayuda de una herramienta informática para la modelación del crudo, la cual permite obtener las propiedades desconocidas tanto del gas como del crudo.

Este proyecto permite el diseño conceptual, debido a que se define claramente los pasos a seguir en el diseño de cada uno de los equipos usados en las pruebas de pozo. El diseño conceptual de las facilidades para las pruebas de pozo permite una operación segura, ya que se definen claramente los equipos necesarios y condiciones de operación óptimas (rangos de operación, y propiedades del fluido).

* Trabajo de grado

**Facultad de ingenierías Físico-químicas. Escuela de Ingeniería de petróleo. Director: M.s.c. John Alexander León Pabón

ABSTRACT

TITLE: DESIGN OF SURFACE FACILITIES FOR EXTRAHEAVY CRUDE OIL WELL TESTING*

AUTHORS: RAUL ERNESTO GALVIS RUEDA
JAVIER ENRIQUE OSORIO CALDERON**

KEYWORDS: conceptual design, well testing facilities, well testing, extraheavy crude oil.

Well evaluation is carried out by means of extensive testing, which is necessary for determining the well real production potential. According to the chapter 2 of the mines and energy ministry's resolution 18 1495 of 2009, where the oil operator companies are required of testing every single operating well in order to quantify the produced fluids, those tests must be taken once per month, for a minimum time of 6 hours. However, this requires an appropriate design of facilities for well testing in the first instance, thus allowing easy fluid management.

This project develops a conceptual proposal of facilities for well testing, in a heavy crude oil field, which has a naphtha dilution of approx. 25%(150,46 BPD) and its production potential is: 414,76 BOPD, 24,68 BWPD, 0,03 MMSCFD. Additionally, this project is assisted by an informative tool for crude oil modeling, which provides information about unknown properties of both gas and oil.

This project provides a conceptual design, since it clearly defines the steps to follow for designing each equipment used in well testing. The conceptual design of well testing facilities allows a safe operation because it also defines necessary equipment and optimal operation conditions in a very clear way (operating range and fluid properties).

* Undergraduate proyect.

** Faculty of Physico-chemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Director: M.Sc. John Alexander León Pabón.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad el objetivo de la industria petrolera es la optimización de los equipos en cada una de sus operaciones, con el fin de reducir costos generados por el uso inadecuado de los mismos, provocando el deterioro y reduciendo su vida útil; además se debe sumar problemas de dimensionamiento inadecuado lo que puede generar gastos innecesarios.

De allí nace el presente proyecto que tiene como finalidad la selección adecuada de los equipos usados en las pruebas de pozo (well testing), los rangos adecuados de operación, su dimensionamiento para que estos no se vean limitados por su capacidad y además las propiedades del fluido, garantizando que los resultados sean representativos y así mismo mejorar la vida útil de los equipos.

1. CLASIFICACIÓN DE LOS CRUDOS

El petróleo es una mezcla de hidrocarburos en el cual un 82 a 87 % corresponde a carbón, 11-14% corresponde a hidrogeno y el porcentaje restante se distribuye entre sulfuro, hidrogeno, oxígeno y helio.

La clasificación del crudo es basada en la gravedad API la cual nos indica que tan pesado o liviano puede llegar a ser el crudo, se clasifica en: extrapesado, pesado, mediano, liviano y condensado.

Tabla 1. Clasificación de los crudos según su gravedad API

CRUDO	°API
Extrapesado	<9,9
Pesado	10-21,9
Mediano	22-29,9
Liviano	30-39,9
Condensado	>40

Fuente: Propiedades Físicas de los fluidos de yacimientos. 2da edición. RPP

1.1. CARACTERÍSTICAS CRUDO EXTRAPESADO

1.1.1. Densidad. Se conoce como densidad a la relación masa – volumen de un fluido, sus unidades pueden ser: gr/cm^3 , lb/ft^3 . La densidad del crudo depende de su composición entre más moléculas pesadas más denso será.

Para el caso del crudo extrapesado el valor de la densidad es mayor a 62.43 lb/ft^3 .

Para el cálculo de la densidad de la mezcla se utiliza la siguiente ecuación:

$$\rho_m = \frac{Q_1 * \rho_1 * Q_{...} * \rho_{...}}{Q_1 + Q_{...}} \quad \text{Ecuación 1.}$$

Donde:

ρ_m = densidad de mezcla, [lb/ft³]

ρ_1 = densidad del componente, [lb/ft³]

Q_1 = caudal del componente, [Bbl]

Para la determinación de la densidad a diferentes temperaturas de operación se utiliza la siguiente ecuación:

$$\rho_{TO} = \rho_{@60°F} * (1,022 - 0,0003787 * T_{operacion}) \quad \text{Ecuación 2.}$$

Donde:

ρ_{TO} = densidad a diferentes temperaturas, [lb/ft³]

$\rho_{@60°F}$ = densidad del componente, [lb/ft³]

$T_{operacion}$ = temperatura de operación, [°F]

Para el cálculo de densidad de un gas a una determinada temperatura y presión se utiliza la siguiente ecuación:

$$\rho_g = \frac{2,7 * GE_{gas} * P}{T * z} \quad \text{Ecuación 3.}$$

Donde:

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

T = temperatura, [°R]

GE_{gas} = gravedad específica del gas

P= presión, [psi]

z= factor de compresibilidad

1.1.2. Gravedad específica. Esta medida compara la densidad de un volumen de fluido con respecto a la densidad de un volumen igual de agua a condiciones estándar (60°F). Su valor es adimensional.

Para el cálculo de la gravedad específica se utiliza la siguiente ecuación:

$$GE = \frac{\rho_{\text{fluido}}}{\rho_{\text{agua}}} \quad \text{Ecuación 4.}$$

Donde:

GE= gravedad específica

ρ_{fluido} = densidad del fluido, [lb/ft³]

ρ_{agua} = densidad del agua, [lb/ft³]

Para el caso del crudo extrapesado el valor de la gravedad específica es ligeramente mayor a 1. Por ejemplo un crudo extrapesado el cual tiene una gravedad API de 9,9 su gravedad específica es igual a 1.00071.

1.1.3. Gravedad API (American Petroleum Institute). Esta unidad de medida de densidad se utiliza para describir que tan liviano o pesado puede ser el petróleo, tomando como base de referencia el agua; Si el API de un crudo llega a ser mayor a 10 significa que este flotaría en el agua, entre mayor sea su gravedad API más liviano llegara hacer este crudo.

Para el cálculo de la gravedad API se utiliza la siguiente ecuación:

$$API = \frac{141.5}{GE} - 131.5 \quad \text{Ecuación 5.}$$

Donde:

API= gravedad API del crudo

GE= gravedad específica

El rango API de los crudos extrapesados está entre 7° y 9.9°, aunque el bitumen rico pueden poseer una densidad de 4°API

1.1.4. Viscosidad del crudo. Es una unidad que mide la resistencia del crudo a fluir, la viscosidad de un crudo es afectada por diferentes parámetros tales como: composición del crudo, temperatura, presión, gas disuelto. Al aumentar la temperatura de un fluido su viscosidad disminuye, lo mismo ocurre cuando existe un gran porcentaje de gas disuelto en el crudo, ya que este lo alivia y por lo tanto disminuye la viscosidad. La viscosidad es indirectamente proporcional a la gravedad API, lo que quiere decir que cuando aumenta la viscosidad disminuye su gravedad API.

El crudo extrapesado se caracteriza por su alta viscosidad, estos crudos poseen viscosidades entre 100 cp y 100000 cp, si por ejemplo se sabe que la viscosidad del agua que es 1 cp, se puede apreciar la baja fluidez de estos crudos.

Para el estudio de los crudos se conocen dos viscosidades: viscosidad dinámica y viscosidad cinemática

1.1.4.1. Viscosidad dinámica. También conocida como viscosidad absoluta, está dada en centipoise o poise; y es la resistencia al fluido debido al roce entre sus moléculas.

Para el cálculo de la viscosidad de una emulsión se usara la ecuación de Taylor

$$\mu_{em} = \mu_f * \left(1 + \left(\frac{\mu_f + 2,5 * \mu_l}{\mu_f + \mu_l}\right) * \phi\right) \quad \text{Ecuación 6.}$$

Donde:

μ_{em} = viscosidad dinámica de la emulsión, [cp]

μ_f = viscosidad dinámica de la fase continua, [cp]

μ_i = viscosidad dinámica de la fase dispersa, [cp]

\emptyset = porcentaje de agua

Para el cálculo de la viscosidad de una mezcla se usara la ecuación de Arrhenius

$$\ln \mu_m = \sum_{i=1}^n X_i * \ln \mu_i \quad \text{Ecuación 7.}$$

Donde:

μ_m = viscosidad dinámica de la mezcla, [cp]

μ_i = viscosidad dinámica de cada componente, [cp]

X_i = fracción volumétrica del componente

1.1.4.2. Viscosidad cinemática¹. Es la relación que existe entre la viscosidad absoluta de un fluido y su densidad. Esta viscosidad está dada en centistokes o Stokes.

$$v = \frac{\mu}{\rho_o} \quad \text{Ecuación 8.}$$

Donde:

v = viscosidad cinemática, [cst]

μ = viscosidad dinámica, [cp]

ρ =densidad, [gr/cm³]

Para calcular la viscosidad a cualquier temperatura se usara la carta ASTM D-341 que sigue la siguiente relación:

$$\ln \ln Z = A + B + \log T \quad \text{Ecuación 9.}$$

¹ BANZER, Carlos S, Correlaciones numéricas P.V.T., Maracaibo: Universidad del Zulia, 1996

Donde:

$Z = v + 0,7$ para rango de viscosidad de 2 a $2 \cdot 10^7$ [cst]

v = viscosidad cinemática, [cst]

T = temperatura, [°R]

B : pendiente del gráfico $\log \log Z$ vs T

Si los valores de la viscosidad se conocen a dos temperaturas diferentes, entonces:

$$\log(\log(v_1 + 0,7)) = A + B * \log T_1 \quad \text{Ecuación 10.}$$

$$\log(\log(v_2 + 0,7)) = A + B * \log T_2 \quad \text{Ecuación 11.}$$

Resolviendo para B se tiene:

$$-B = \frac{\log(\log(v_2 + 0,7)) - \log(\log(v_1 + 0,7))}{\log T_1 - \log T_2} \quad \text{Ecuación 12.}$$

Luego, la viscosidad a cualquier otra temperatura puede ser determinada por:

$$\log(\log(v + 0,7)) = \log(\log(v_1 + 0,7)) - B(\log T_1 - \log T) \quad \text{Ecuación 13.}$$

Donde:

v = viscosidad cinemática, [cst]

T = temperatura, [°R]

1.1.5. Composición. El crudo extrapesado están compuestos principalmente por una familia de hidrocarburos denominada asfáltenos, los cuales poseen un alto peso molecular; otras características importantes de los crudos extrapesados son su alto contenido porcentual de azufre, su baja relación gas petróleo, contenidos altos de sales, además de una moderable concentración de metales pesados, y

algunos poseen concentraciones de sulfuro de hidrógeno, todos estos contaminantes hacen que los crudos extrapesados sean altamente corrosivos.

1.2. MODELACIÓN DEL CRUDO

Para la modelación del crudo se utilizó la herramienta informática ASPEN HYSYS, la cual permite diseñar o modelar procesos químicos, el modelamiento del crudo fue necesario realizarlo, ya que no se poseían algunos datos necesarios o indispensables para el diseño de las facilidades. Esta modelación fue posible realizarla ya que se poseía una prueba PVT del crudo y además algunas pruebas de pozo ya realizadas.

En el anexo E se puede evidenciar la prueba PVT.

2. FACILIDADES DE SUPERFICIE USADAS EN LAS PRUEBAS DE POZO (WELL TESTING)

Las facilidades de superficie para well testing en un campo de hidrocarburos, están constituidas por, tanques, líneas de superficie, válvulas, bombas, compresores, separadores y demás equipos que permiten una excelente realización de las pruebas.

En este capítulo se van a describir las facilidades de superficie que son utilizadas en las pruebas de pozo.

2.1. LINEAS DE SUPERFICIE

Una línea de superficie es el conjunto de tubos ensamblados entre sí que se tienden, desde la cabeza del pozo hasta el choke manifold y desde éste hasta el separador, donde finalmente se tienden dos o tres líneas, para conducir diferentes fluidos como los de formación (crudo, gas y agua), ácidos, salmueras, entre otros, hacia los tanques de medida (Gauge Tanks) y/o Tanques de Almacenamiento (Frank Tanks). La tubería además incluye algunos accesorios como lo son codos, flautas y mangueras (CHIKSAN), dicha tubería se encuentra comercialmente con longitudes de dos, tres, cuatro, cinco, ocho, diez y quince pies con diámetros de dos y tres pulgadas.

















La conexión entre tubería se considera que debe ser de golpe la cual se clasifica con un color dependiendo de la presión de trabajo, como se puede evidenciar en la figura 1 y tabla 2.

Figura 1. Tubería de golpe



Fuente: HUAYU Special Rubber

Tabla 2. Características y clasificación de tuberías de golpe

Fig. No.	Código de color para el montaje de servicio estándar	Rango de presión				Tamaños nominales de tubería													
		Servicio estándar		Servicio de gases sulfurados		In	½	1	1-1/4	1-1/2	2	2-1/2	3	4	5	6	8	10	12
		Trabajo en frío	Prueba	Trabajo en frío	Prueba	m	3	5	32	38	50	65	80	100	125	150	200	250	300
100		1000	1500	N/A	N/A														
101		1000	1500	N/A	N/A														
200		2000	3000	2000	3000														
201		2000	3000	2000	3000														
206		2000	3000	2000	3000														
207		2000	3000	2000	3000														
211		2000	3000	N/A	N/A														
300		2000	3000	N/A	N/A														
400		4000	6000	4000	6000														
602		6000	9000	6000	9000														
1002		10000	15000	7500	11250														
1003		10000	15000	7500	11250														
1004		10000	15000	7500	11250														
1502		15000	22500	10000	15000														
2002		20000	30000	N/A	N/A														
2202		N/A	N/A	15000	22500														

Fuente: WINDLASS ENGINEERS & SERVICES

2.2. CHOKE MANIFOLD

Es un sistema de válvulas y choques los cuales se utilizan para controlar y direccionar el flujo del pozo, generalmente posee dos trayectorias de flujo una con un choque ajustable y otra con choque de tamaño fijo. Cada una de las trayectorias de flujo debe tener mínimo dos válvulas de cierre, que se utilizan para dirigir el flujo por cualquiera de los choques, para proporcionar aislamiento de la presión cuando se necesita cambiar el estrangulador fijo, el estrangulador ajustable se ajusta al nuevo diámetro que se necesita, y el flujo se dirige por este estrangulador mientras que el nuevo diámetro del estrangulador fijo es cambiado.

En la limpieza de un pozo se suele usar el estrangulador ajustable, este estrangulador nunca debe ser cerrado totalmente en contraflujo del pozo, se debe tener en cuenta que el estrangulador ajustable no es una válvula de sellado hermético, y por lo tanto puede existir fugas a través de este estrangulador.

Gran cantidad de los estranguladores en la industria son fabricados en carburo de tungsteno, y se ha comprado que los mejores son los que tienen cuerpos de carburo de tungsteno con insertos de cerámica, lo que reduce en gran proporción la erosión durante el flujo.

Los requerimientos del cliente, la presión en cabeza de pozo y los caudales de aceite y/o gas son parámetros claves cuando se elige el tipo de choque manifold.

Para las pruebas de well testing el choke manifold usualmente se encuentra configurado para presiones de: 5000, 10000, 15000 y 20000 psi; y diámetros desde 4/64" hasta 62/64". La ecuación de diámetros equivalentes se suele usar cuando, el diámetro necesitado no coincide con ninguno de los dos diámetros de choke ajustable y choke fijo.

$$\text{Diametro equivalente} = \sqrt{(D^2 + D^2)}$$

Ecuación 14.

Figura 2. Choke manifold.



Fuente: PTS (Production Technology & Services Inc.)

2.3. MEZCLADOR²

Los mezcladores estáticos proporcionan los medios para conseguir la homogeneización de gases, líquidos, materiales viscosos sin el uso de piezas metálicas móviles. En su forma más simple los materiales pasan a través de una figura geométrica fija que respetivamente divide el flujo de material en numerosas partes. El mezclador generalmente está ubicado en la tubería y tiene una forma que permite una instalación fácil como parte de un proceso continuo. Algunas de sus ventajas son el no requerir suministro de energía, bombas o soplores, mientras los fluidos al ser mezclados, proporcionen toda la energía requerida; la caída de presión en este tipo de mezclador es baja además no requieren mucho mantenimiento debido a que no tiene ninguna parte móvil.

² ORELLANA, Elias G. Calculo computacional de la dinámica de fluidos de un mezclador a través del software FLUENT, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Universidad del Bio-Bio. Concepción, Chile.2006.

Los mezcladores estáticos son la elección de diseño dominante para mezcla en tuberías y se utilizan esencialmente en regímenes de flujo laminar.

2.3.1. Tipos de mezcladores estáticos³

- KMS: mezclador de cinta trenzado, con giros alternativos de izquierda derecha. Tiene un elemento de 1.5 o 1 de diámetro en el largo.
- KMX: una serie de barras inclinadas que crean una red en forma de X, alternando la dirección de cada elemento con cada diámetro de longitud recorrido.
- HEV: está formado por una serie de cuatro pestañas espaciadas a lo largo de la tubería. El elemento consiste de cuatro pestañas colocadas simétricamente. Axialmente, las pestañas están colocados a 1.5 diámetros de separación.
- SMV: varias hojas apiladas de metal corrugado funcionando a 30 o 45 grados del eje de la tubería. Cada elemento es de 0.5 a 1 de diámetro en la longitud. Los elementos adyacentes se giran 90° respecto del elemento anterior. El diámetro del mezclador hidráulico está determinado por el número de hojas apiladas.
- SMX: aletas guías se intersectan con barras a 45° al eje del tubo. Cada elemento tiene una longitud de 1 diámetro y están rotados a 90°, según la posición del elemento anterior.
- SMXL: similar al SMX, pero con barras que se intersectan a 30° del eje de la tubería.

³ Paul, E, Atioome-Obeng, V, Kresta, S. Handbook of industrial mixing science and practice. New Jersey: John Wiley & Sons. 2004.

- SMR: se conforma por tubos huecos por donde circula el líquido de transferencia de calor. El haz tubular está arreglado similar a la forma de diseño SMX.
- KVM: formado por una única pestaña montada axialmente fuera de la pared de la tubería, aproximadamente 2.5 diámetros.
- KHT: mezclador de cinta trenzado, con giros alternativos de izquierda derecha.
- SMF: tres paletas guías que se proyectan desde la pared del tubo de manera que no se tocan entre ellas. El elemento tiene un diámetro de longitud.

Figura 3. Distintos tipos de diseño de mezcladores estáticos



Fuente: Handbook of industrial mixing science and practice, por: Paul, E, Atiome-Obeng, V, Kresta, S. 2004. New Jersey: John Wiley & Sons.

2.4. SEPARADOR

El equipo encargado de dividir el hidrocarburo en las tres fases (agua, aceite y gas) es el separador, para el well testing este equipo es indispensable y debe ser utilizado con extremo cuidado, siempre se debe trabajar el separador a presión menor o igual a la PMO (presión máxima me operacon); para trabajos de well testing el separador de mayor uso y por ende estandarizado es al separador horizontal, ya que este ofrece mayor área de interface agua-aceite y aceite-gas, obteniendo mejor equilibrio de las fases y una separación más rápida, la desventaja más notable de este tipo de separadores es su poco manejo de sólidos, pero este problema puede ser solucionado poniendo un desarenador antes del choke manifold. Al entrar el fluido al separador, este choca con un desviador lo que provoca un cambio brusco de momentum, esto induce una separación inicial de líquido y gas, el líquido es dirigido cerca de la interface agua-aceite por medio de un tubo de contracorriente; durante el tiempo de retención se separa el agua del aceite, al ser más densa el agua esta va para el fondo, el aceite separado se vierte en la caja o sección de aceite y cada fase es dirigida por tres conductos diferentes.

2.4.1. Principios de la separación⁴. En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos. Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

2.4.1.1. Momentum (Cantidad de Movimiento). Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia

⁴ PDVSA. Manual de procesos (tambores separadores) principios básicos. Sección MDP-03-S-01. 1995.

bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

2.4.1.2. Fuerza de gravedad. Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota. Estas fuerzas definen la velocidad terminal.

2.4.1.3. Coalescencia. Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad.

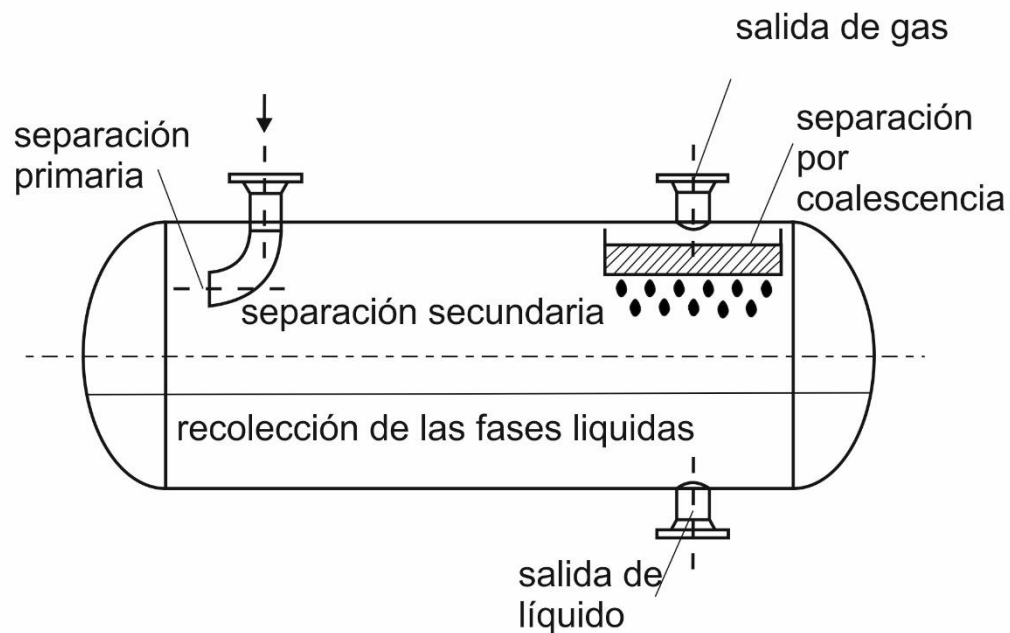
2.4.2. Proceso de separación⁵. En el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo pueden operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas.

⁵ PDVSA, op. Cit

En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesita tener un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada, y la “flotación” de una fase líquida liviana

Normalmente, pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores (Fig. 4.):

Figura 4. Zonas de separación de un separador



Fuente: modificada de: PDVSA. Manual de procesos (tambores separadores) principios básicos. Sección MDP-03-S-01. 1995.

2.4.2.1. Separación primaria. El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases. Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entrada, tales como deflectores o distribuidores.

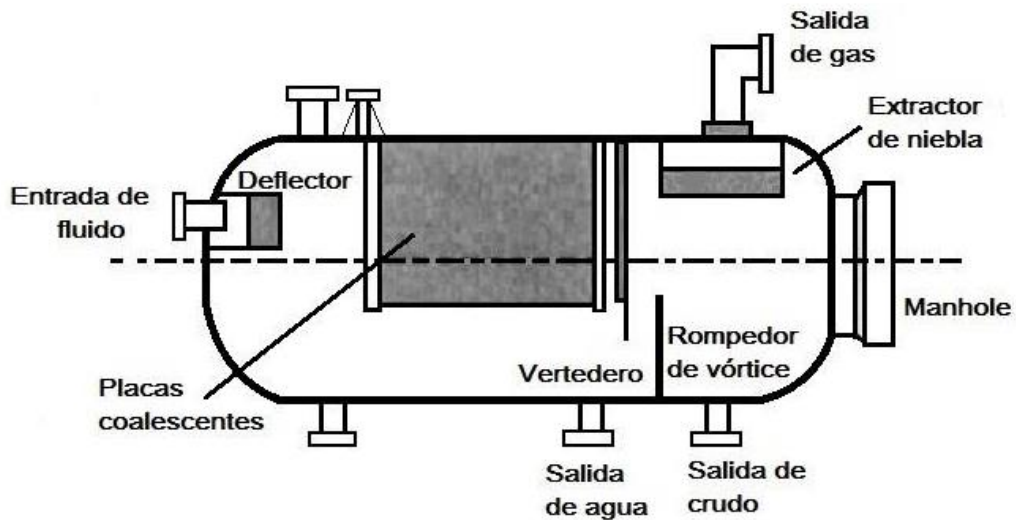
2.4.2.2. Separación secundaria. Durante la separación secundaria se observan zonas de fase continua con gotas dispersas (fase discontinua), sobre la

cual actúa la fuerza de gravedad. Esta fuerza se encarga de decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua en la fase liviana continua. También produce la flotación de hasta un cierto tamaño de gotas de la fase líquida liviana (fase discontinua), en la fase pesada continua. En esta parte del recipiente la fase liviana se mueve a una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia.

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

El separador es el equipo más importante en well testing, este tiene muchos componentes los cuales deben de funcionar correctamente para que los resultados sean lo más exactos posible, cada empresa contratista (well testing) manejan diseños ligeramente diferentes en sus separadores pero aun así muchas de las partes son iguales o comunes, a continuación se discuten algunos de estos dispositivos en los separadores para well testing, cuando estos dispositivos están instalados dentro del separador mejoran en gran medida la eficiencia operativa del mismo.

Figura 5. Separador trifásico



Fuente: modificada de Operational aspects of oil and gas well testing, por M.A. Stuart, 2000, Amsterdam: Elsevier

Deflector: Este dispositivo se encuentra instalado a la entrada del fluido al separador, este dispositivo produce un cambio brusco de movimiento lo que genera una separación primaria entre líquido y vapor. En la industria se utilizan principalmente tres tipos de deflectores; placas deflectoras que se muestran en la figura 6, codos mostrados en la figura 7 y deflectores centrífugos que se muestra en la figura 8. La eficiencia de los deflectores se pierde con tasas relativamente bajas pero esta eficiencia es compensada con un aumento en el tiempo de retención.

Figura 6. Placa deflectora

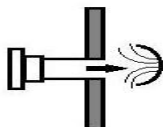
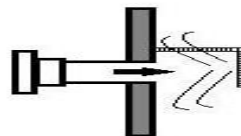
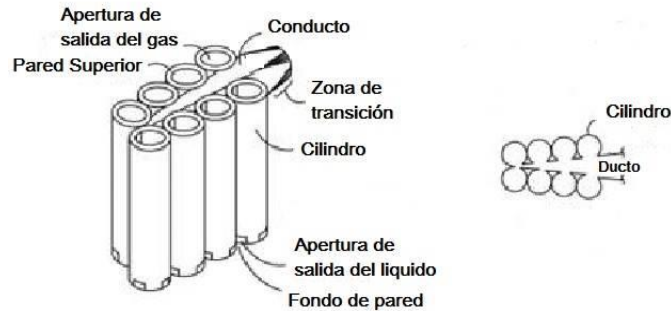


Figura 7. Codo deflector



Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

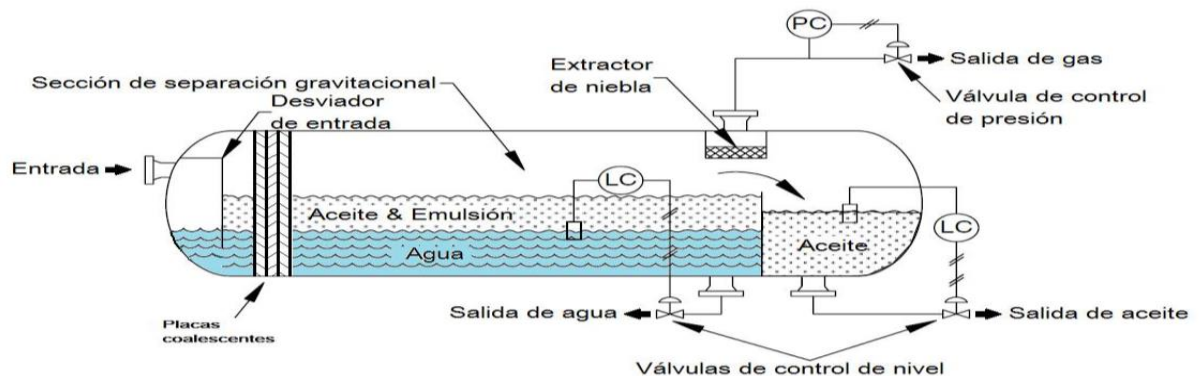
Figura 8. Deflector centrífugo



Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Placas coalescentes: Son placas de gran superficie a mitad de camino del vapor en el separador, las cuales están diseñadas para permitir la coalescencia de las gotas que aún están dispersas en el gas, y así aumentar su tamaño permitiendo una separación por gravedad. Se debe descartar la instalación cuando se tiene problemas de parafina, altos porcentajes de sólidos en suspensión y problemas de corrosión ya que estos ocasionan taponamiento.

Figura 9. Placa coalescente

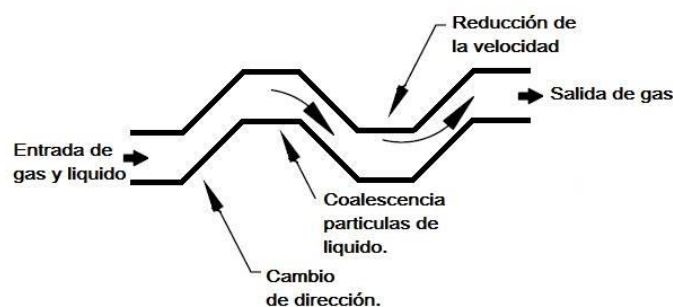


Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Extractor de niebla: todas las clases de extractores de niebla tienen los mismos principios mecánicos bajo los cuales operan los extractores de niebla, y son asentamiento por gravedad, fuerza centrífuga, choque y filtración basada en la fuerza gravitacional y de arrastre, existen muchos tipos de extractores de niebla, los cuales están diseñados para hacer coalescer las gólicas de líquido y eliminar las partículas sólidas de la corriente de gas, se deben evaluar los siguientes factores al momento de seleccionar un extractor de niebla: tamaño de gotas a eliminar, máxima caída de presión tolerable, sensibilidad del separador al taponamiento por sólidos. El extractor de niebla más ampliamente utilizado es el tipo impacto, ya que ofrece un buen equilibrio entre la eficiencia, rango de operación, caída de presión y costo de instalación; este tipo de extractor se compone de deflectores, mallas de alambre y almohadillas de microfibra.

Cuando se determina que pueden existir problemas por taponamiento de parafina se debe considerar el uso de extractores tipo centrífugos o tipo baffle.

Figura 10. Extractor de niebla



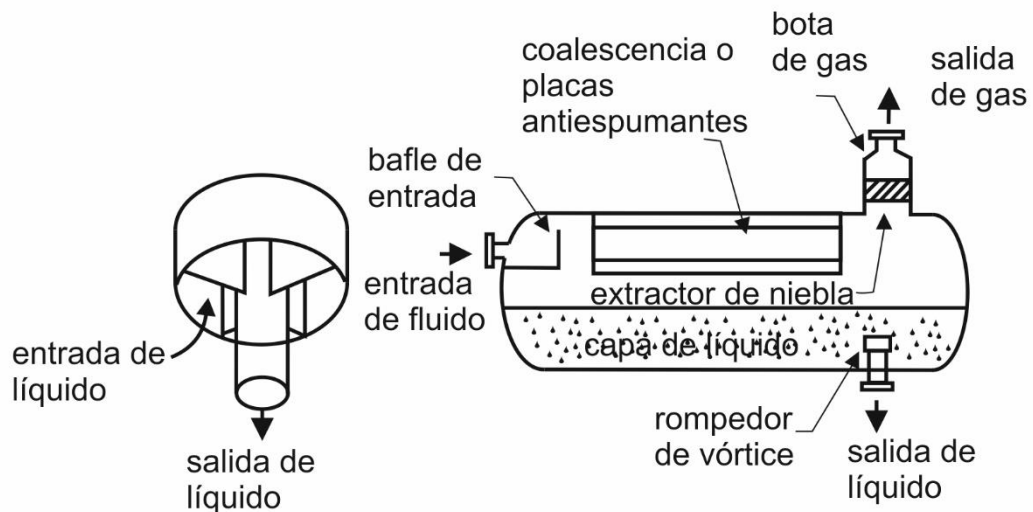
Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Vertedero: la mayoría de separadores utilizan un vertedero el cual tiene como función la separación de las fases líquidas, ya que el aceite se acumula en la parte

superior del agua y este pasa por encima del vertedero. Cuando hay más de un vertedero también tiene como función controlar el nivel de la interface.

Rompedor de vórtice: cuando sale líquido del separador se pueden formar vórtices o remolinos, los cuales succionan pequeñas cantidades de gas haciendo que este salga con el líquido; para evitar esto los separadores horizontales están equipados con rompedores de vórtices, los cuales impiden la formación de un remolino o vórtice cuando se abre la válvula de control del líquido, en la figura 11 ilustra un tipo rompedor de vórtice que es un cilindro cubierto con placas planas dirigidas radialmente estas placas evitan cualquier movimiento circular y así interrumpir la formación de vórtice.

Figura 11. Rompedor de vórtice



Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Sistemas de control: El funcionamiento del separador es controlado principalmente por una válvula de contrapresión en la línea de gas, y los

controladores de nivel de líquido en los compartimientos de agua y de aceite. La presión del separador es controlada por la válvula de presión de gas y los niveles de aceite y de agua, son controlados por dos controladores de nivel de líquido tipo flotador independientes. Estos sistemas de control son neumáticos y pueden ser activados por aire proveniente de los compresores o por el mismo gas si este tiene la presión adecuada.

Dentro de los separadores horizontales podemos incluir los siguientes tipos:

- Separador horizontal trifásico con controlador en la interface agua aceite y vertedero.
- Separador horizontal trifásico con vertederos y caja.
- Separador horizontal trifásico con bota de agua.
- Separador horizontal trifásico FKWO (Free-water Knockout)

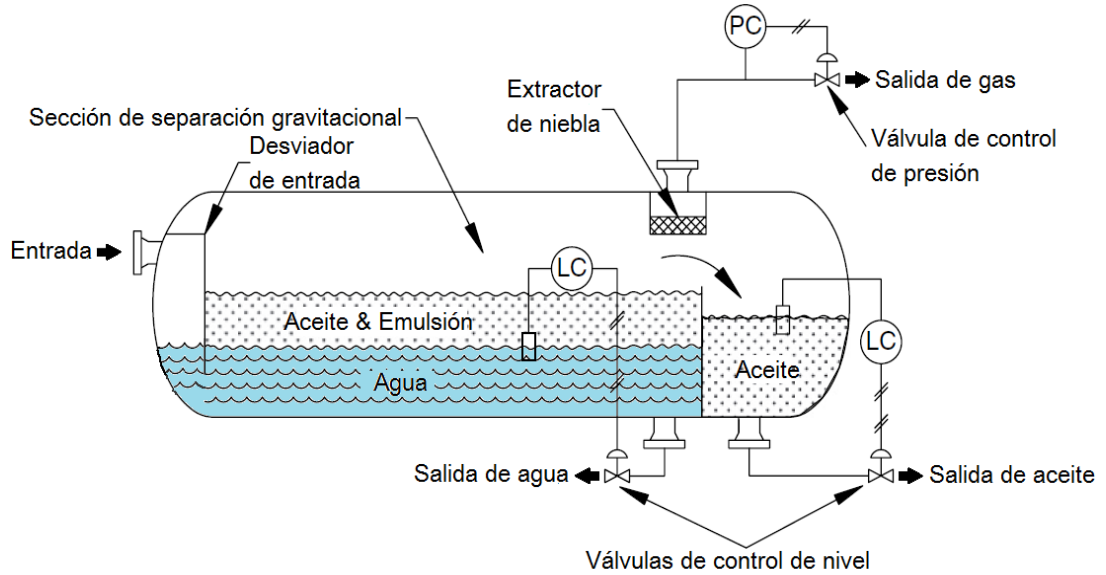
Separador trifásico con controlador y vertedero

La figura 12 muestra un Separador trifásico con controlador y vertedero, donde el vertedero mantiene el nivel de aceite y el controlador de interface mantiene el nivel de agua. El nivel de crudo que pasa al vertedero es regulado por un controlador el cual opera la válvula de vaciado. El gas pasa hacia el extractor de niebla, el cual separa las gotas más pequeñas de líquido.

Separador trifásico con vertederos y caja

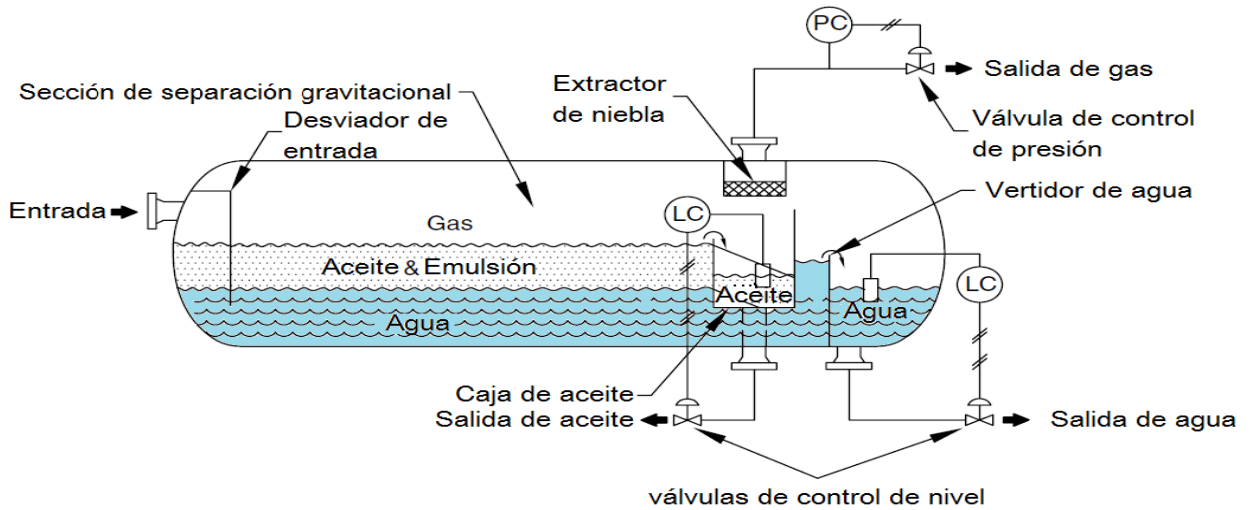
La figura 13 muestra las partes de un separador trifásico con vertederos y caja; el uso de estos separadores elimina la necesidad del controlador de inter-fase agua-aceite. El aceite se vierte en la caja, donde hay un flotador que acciona la válvula de vaciado. Esta configuración es muy recomendada para crudos altamente viscosos.

Figura 12. Separador trifásico con controlador y vertedero



Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Figura 13. Separador trifásico con vertederos y caja

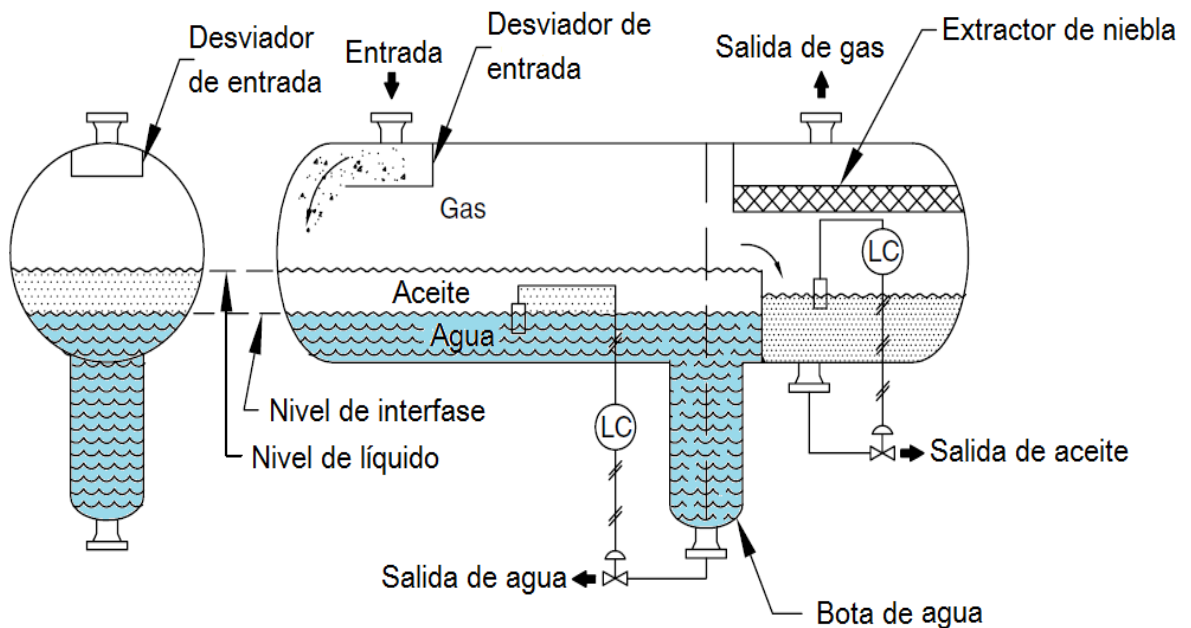


Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Separador trifásico horizontal con bota de agua

En la figura 14 se ilustra un separador trifásico horizontal con bota de agua en la parte inferior del barril, la función de la bota es recolectar las gotas de agua que se van asentando por efecto de la gravedad. En este caso especial de separador se aumenta el tiempo de retención por el efecto de la bota de agua lo que mejora la separación de los fluidos.

Figura 14. Separador trifásico con bota de agua



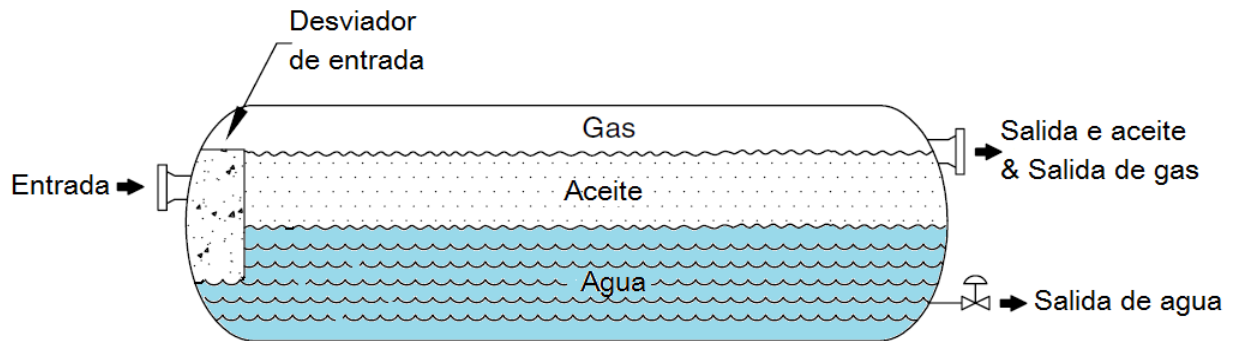
Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Separador FKWO (Free-water Knockout)

En la figura 15 se ilustra un separador FWKO, Este clase de separador es muy utilizado cuando la concentración de gas de arrastre es mínima, y a diferencial de los separadores convencionales trifásicos este solo posee dos salidas de fluido una

para el agua y la otra para el aceite con mínima concentración de gas. Estos separadores son principalmente usados para el tratamiento de crudo extrapesado.

Figura 15. Separador trifásico FKWO



Fuente: modificada de Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

2.5. VALVULAS

Las válvulas son dispositivos mecánicos con los que se puede iniciar, detener o regular la circulación de fluidos mediante una pieza movable, las cuales pueden tener uno o más orificios, y se encuentran ensambladas en la línea de superficie, separadores, tanque o bombas.

Las válvulas utilizadas en las pruebas de pozos son:

- Las válvulas de presión: el principal funcionamiento de esta válvula es la regulación de la presión del separador.
- Las válvulas de relevo: son utilizadas para abrir un 80% la presión nominal del separador la cual es activada cuando la válvula de presión no esté en perfecto funcionamiento.
- Las válvulas de control de flujo: su función principal es el cerrar o abrir el paso de flujo por una línea.

Válvulas de mariposa⁶: El uso principal de las válvulas de mariposa es para servicio de corte y de estrangulación cuando se manejan grandes volúmenes de gases y líquidos a presiones relativamente bajas. El diseño abierto de flujo rectilíneo evita la acumulación de sólidos y produce baja caída de presión. Su operación es fácil y rápida con una manija. Es posible moverla desde la apertura total hasta el cierre total con gran rapidez. La regulación del flujo se efectúa con un disco de válvula que sella contra un asiento.

Figura 16. Válvula mariposa



Fuente: JC Valves

Válvula aguja: Estas válvulas poseen un macho cónico similar a una aguja, el cual se ajusta con precisión en su asiento. Con esta válvula se puede obtener estrangulación exacta de volúmenes pequeños ya que el orificio existente entre el macho cónico y el asiento cónico se puede ajustar a intervalos pequeños. Estas válvulas no manejan altas temperaturas y se encuentran en materiales como: bronce, acero inoxidable, platón y otras aleaciones.

⁶ GREENE, Richard. Válvulas selección, uso y mantenimiento. (F. G. Noriega, Trans). McGraw-Hill

Figura 17. Válvula aguja



Fuente: CIRCOR ENERGY HOKE

Válvula de Compuerta⁷: La apertura de la válvula de compuerta se hace mediante el levantamiento de una compuerta permitiendo así el flujo del fluido, Las características principales del servicio de las válvulas de compuerta incluyen: cierre completo sin estrangulación, operación poco frecuente y mínima resistencia a la circulación.

Figura 18. Válvula compuerta



Fuente: Hengnuo Valve

⁷ GREENE, op.cit.

Válvulas de globo: Las válvulas de globo se utilizan para cortar o regular el flujo del líquido. El cambio de sentido del flujo en la válvula ocasiona turbulencia y caída de presión. Las principales características de los servicios de las válvulas de globo incluyen operación frecuente, estrangulación deseada de cualquier flujo, cierre positivo para gases y aire, y alta resistencia y caída tolerable de presión en la línea.

Figura 19. Válvula globo



Fuente: Hengnuo Valve

Válvulas de macho: El uso principal de las válvulas de macho es el servicio de corte y sin estrangulación. Dado que el flujo por la válvula es suave e ininterrumpido, hay poca turbulencia dentro de ella y, por tanto, la caída de presión es baja. Algunas características de estas válvulas son acción rápida, operación sencilla, espacio mínimo para instalación y cierre hermético cuando tienen macho cónico, y son usadas en operaciones poco frecuentes.

Figura 20. Válvula macho



Fuente: Flowserve

Válvulas de bola: Estas válvulas son usadas para servicio de corte y no son satisfactorias para estrangulación, su caída de presión es función del tamaño del orificio. La válvula de bola está limitada a las temperaturas y presiones que permite el material del asiento. Cuando está cerrada, se atrapa algo de líquido entre el asiento y el orificio de la bola, lo cual es indeseable en muchos casos. Estas válvulas no están limitadas a un fluido en particular.

Figura 21. Válvula bola



Fuente: JC Valves

Válvulas de diafragma: Las válvulas de diafragma se utilizan en servicios para corte y estrangulación. En las válvulas de diafragma, éste aísla el líquido que se maneja, del mecanismo de operación. Los líquidos no pueden tener contacto con las piezas de trabajo en donde ocasionarían corrosión y fallas en servicio. Las aplicaciones principales de las válvulas de diafragma son para bajas presiones.

Figura 22. Válvula de diafragma



Fuente: Tuvacol

Válvulas de retención: Estas válvulas están diseñadas para solo permitir el flujo en una sola dirección e impedir la inversión del mismo en las tuberías.

Figura 23. Válvula de retención



Fuente: JC Valves

Tabla 3 Guía selección de válvula

TIPO	Gama de tamaño, In	Capacidad presión, psi	Capacidad temperatura, °F	Materiales de construcción	Servicio
GLOBO	½ a 30	Hasta 2500	Hasta 1000	Bronce, hierro, acero, acero inoxidable, aleaciones especiales.	Estrangulación, cierre con líquidos limpios y materiales viscosos.
COMPUERTA	½ a 48	Hasta 2500	Hasta 1800	Bronce, hierro, acero, acero inoxidable, aleaciones especiales.	Cierre (estrangulación limitada), líquidos limpios y crudos viscosos.
MARIPOSA	Hasta 2 ft o más	Hasta 2000 (caída de presión limitada)	Hasta 2000 (temp. Más bajas si tiene camisas o asentamientos blandos)	Materiales para fundir o maquinar. Las camisas pueden ser de plástico, caucho o cerámica.	Estrangulación (cierre sólo con asientos o tipos especiales), líquidos limpios y crudos viscosos.
MACHO / TAPÓN	Hasta 30	Hasta 5000	Hasta 600	Hierro, acero, acero inoxidable y diversas aleaciones. Disponibles con camisa completa de caucho o plástico.	Cierre (estrangulación en algunos tipos).
BOLA	½ a 42	Hasta 10000	Criogénica hasta 1000	Hierro, acero, latón, bronce, acero inoxidable; camisa completa de plástico.	Estrangulación y cierre; líquidos limpios, materiales viscosos.
AGUJA	¼ a 1	Hasta 10000	Criogénica hasta 500	Bronce, hierro, acero, acero inoxidable.	Estrangulación suave y cierre con líquidos limpios.
RETENCIÓN /CHEQUE	½ a 24	Hasta 10000	Hasta 1200	Bronce, hierro, acero, acero inoxidable, aleaciones especiales.	Evitar circulación inversa (los tipos especiales evitan exceso de circulación).
DIAFRAGMA	½ a 14	Hasta 200 (según del material)	Hasta 350 (según del material)	Diafragma: Goma EtilPropileno, Hypalon, Goma Natural, Neopreno, PTFE o Vitón	Cierre total (Tipo rectilínea) o Estrangulamiento (Tipo Weir)

2.6. TANQUE

GAUGE TANK

Es un tanque de almacenamiento calibrado, este es utilizado durante el well testing para medir las tasas de petróleo y la calibración previa a la prueba de los controladores de nivel del líquido en el separador, también pueden ser utilizados para el almacenamiento de líquido siempre y cuando no haya presencia de H₂S, ya que el gas liberado del tanque es ventilado a la atmosfera lo que sería peligroso para el personal de la zona. Estos tanques en su mayoría poseen dos compartimentos, mientras que un compartimento es llenado, una bomba de transferencia vacía el otro. En la industria generalmente se encuentra con capacidad de 50,100, 200 y 500 barriles.

Figura 24. Gauge tank



Fuente: Schlumberger

SURGE TANK

Este tanque originalmente fue diseñado como un dispositivo para una segunda fase de separación, sin embargo es utilizado para reemplazar el tanque de calibración, en las pruebas de pozo en las que hay presencia de H₂S u operaciones costa afuera. Este tanque puede mantener una contrapresión constante mediante el uso de válvulas de control automáticas para la salida de gas, además está provisto de un deflector, un rompedor de vórtice y esta reforzado con anillos capaces de soportar el vacío. En la industria generalmente se encuentra con capacidad de 50 hasta 1114 barriles.

Figura 25. Surge tank



Fuente: PTS (Production Technology & Services Inc.)

2.7. BOMBA DE TRANSFERENCIA

La bomba es un equipo mecánico que transforma la energía mecánica en energía hidráulica. La bomba se utiliza para mover el fluido de una zona de menor presión o altitud a otra zona con mayor presión o altitud.

En cuanto a la bomba de transferencia está diseñada para bombear el aceite ya sea desde el surge tank o desde gauge tank al quemador o al manifold de producción.

Para operaciones de well testing las bombas más utilizadas por la industria son las de tipo rotativo (lóbulos, engranaje o tornillo) y la bomba centrífuga.

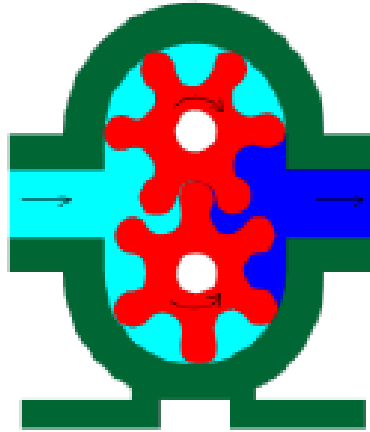
BOMBA ROTATIVA (LÓBULOS, ENGRANAJE O TORNILLO)

En este tipo de bombas el fluido es desplazado por la rotación de los componentes de la bomba.

En las bombas rotatorias el desplazamiento del fluido es mediante el movimiento de engranes, aspas u otros dispositivos dentro de una caja. La descarga de las bombas rotatorias es uniforme, lo que las diferencia de las reciprocantes que tiene una descarga de flujo pulsante.

Este tipo de bomba maneja fluidos con viscosidad entre 0 cp y 10000 cp, lo que las vuelve ideales para el bombeo de fluidos extrapesados.

Figura 26. Bombas de engranajes

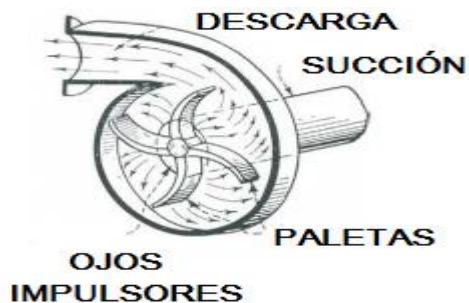


Fuente: Manual para fluidos 1. Bombas volumétricas

Bombas centrífugas.

Las bombas centrífugas utilizan la fuerza centrífuga para el bombeo de líquidos de un nivel de presión bajo a un nivel más alto de presión. El líquido entra en el centro de la rotación del impulsor, que imparte energía al líquido. La fuerza centrífuga a continuación, descarga el líquido, como se muestra en la figura 27.

Figura 27. Bomba centrífuga



Fuente: Modificado de Forsthoffer's Rotating Equipment Handbooks Pumps, Vol 2, por F. William, 2005, Elsevier

La bomba centrífuga es uno de los dispositivos de manejo de fluido más utilizado en la industria petrolera.

2.8. COMPRESOR

Los compresores proporcionan el aire que necesitan las válvulas que trabajan con sistemas neumáticos, los compresores tienen motores eléctricos el cual se enciende si la presión es menor a 60 psi o se apaga automáticamente si la presión es igual 100 psi. Cuando no hay compresor que proporcione el aire, se puede utilizar el gas del separador siempre y cuando este sea un gas dulce, ya que puede ocasionar daños a los instrumentos.

3. DISEÑO Y BASES DE SELECCIÓN DE LAS FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA WELL TESTING

3.1. DISEÑO DE LINEAS DE PRUEBA

Normas aplicables en el diseño de las líneas de prueba.

“American National Standard Institute” (Instituto Nacional Americano de Estándares).

“American Society of Mechanical Engineer” (Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos) (ANSI/ ASME B31.3).

Estas dos normas son las utilizadas en cuanto al análisis de sistemas de tuberías en las cuales se presentan los requerimientos básicos que se deben considerar para un diseño óptimo de tuberías. En cuanto diseño están normas presentan grandes similitudes teniendo algunas diferencias en cálculos de esfuerzo y factores de seguridad.

Para los cálculos de diseño en este documento se implementó el código B31.3 de la norma ASME, ya que esta es una de las más rigurosas en cuanto a la seguridad relacionada con las tuberías de procesos.

3.1.1. Bases de diseño de espesores de pared

3.1.1.1. Presión y temperatura de diseño.⁸ En este punto se especifica los parámetros para calcular la presión de diseño que luego se va a utilizar en el cálculo de los espesores de pared de tubería de acero al carbón ya que este tipo de material

⁸ ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

resiste la alta corrosión del crudo extrapesado. La presión de diseño de cada componente en un sistema de tuberías no deberá ser menor a la presión obtenida para las condiciones más severas de presiones externas o internas que se esperan alcanzar durante el servicio.

La condición más severa es aquella en la cual se genera el espesor requerida más grueso del componente y la clasificación más alta.

PRESION DE OPERACIÓN (PO)⁹:

En la definición de este parámetro se tienen en cuenta las variaciones de presión debido a cambios de densidad, presión de vapor, caudales de alimentación, cambios de presión en el cabezal; en general todas aquellas variaciones que nos generan distintos o diferentes valores de presión en el mismo sistema

3.1.1.1.1. Presión máxima de operación¹⁰: Esta presión se fija con un incremento del 5 % a la presión de operación

$$PMO = P0 \times 1,05 \qquad \text{Ecuación 15.}$$

3.1.1.1.2. Presión de diseño¹¹: En los sistemas de tubería donde PMO mayor a 15 Psig, la presión de diseño está dada por las siguientes ecuaciones:

$$PD = PMO + 39,7 \text{psi} \qquad \text{Ecuación 16.a}$$

$$PD = 1,1PMO \qquad \text{Ecuación 16.b}$$

Se debe seleccionar el mayor valor numérico que se obtiene de alguna de las anteriores ecuaciones.

⁹ GUZMAN, Miguel A. Manual de diseño para sistemas de tuberías y tanques atmosféricos de techo fijo, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Universidad Simón Bolívar. Sartenejas.2012.

¹⁰ Loc. Cit.

¹¹ Loc. Cit.

Se debe implementar una válvula de alivio (TSV) de seguridad convencional, y es ajustada con la presión de diseño establecida; esta válvula de alivio (PSV) tiene como función proteger a la tubería de presiones mayores a la presión de diseño.

Se debe tener en cuenta en el cálculo de presión de diseño que esta sea consistente con la presión de operación de los demás equipos.

3.1.1.1.3. Temperatura de diseño. La temperatura de diseño de cada componente en un sistema de tuberías es la temperatura a la cual, bajo una presión coincidente, se requiere el mayor espesor o la clasificación más alta; para establecer la temperatura de diseño se deberá considerar al menos las temperaturas de flujo y temperaturas ambientales.¹²

Para tuberías de procesos sin aislantes externos y sin recubrimiento interno con fluidos con temperaturas mayores a 32 °F la temperatura de diseño (TD) del metal debe ser la temperatura máxima (TMO) del fluido contenido en la tubería, reducida en los porcentajes mostrados en la tabla #4.

Tabla 4. Temperatura de diseño de componentes sin aislamiento (FIME-UNPRG, 2009)

Componente	$\sigma T\%$
Válvulas, tubería, uniones solapadas y accesorios soldados	5
Accesorios bridados	10
Bridas (en línea)	10
Bridas de uniones solapadas	15
Empacaduras (en uniones en línea)	10
Pernos (en uniones en línea)	20
Empacaduras (en casquetes de válvulas)	15
Pernos (en casquetes de válvulas)	30

Fuente: Manual de diseño para sistemas de tuberías y tanques atmosféricos de techo fijo, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Por M. Guzmán. Universidad Simón Bolívar. Sartenejas.2012.

¹² ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

3.1.1.2. Diámetro nominal.¹³ En la selección del diámetro nominal se realiza un cálculo hidráulico con cada una de las diferentes condiciones de operación (temperatura, caudal, viscosidad del fluido, densidad del fluido, %BSW) y se selecciona el diámetro que presente menor pérdida de carga, a continuación se describe los pasos necesarios para la determinación del diámetro nominal.

Velocidades de flujo

Para el cálculo de velocidades de flujo se utilizan los diámetros comerciales que son utilizados para el manejo de fluidos altamente viscosos, 2,5 – 3 – 4 – 6 – 8 pulgadas.

$$V = 0,012 \frac{Q}{D^2} \quad \text{Ecuación 17.}$$

Donde:

V: velocidad del fluido, [ft/s]

Q: caudal de líquido, [Bbl/día]

D: diámetro nominal, [in]

Numero de Reynolds y factor de fricción

Se calcula el número de Reynolds y factor de fricción a condiciones de operación (presión, temperatura, velocidad del fluido; diámetro) este valor es calculado por medio de la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{D * V * \rho}{\mu} \quad \text{Ecuación 18.}$$

Donde:

¹³ BLANCO, Nelson R. Diseño de un sistema de descarga de crudo pesado desde carrotanques para campo Rubiales, Meta en la empresa ingeniería Strycon,Ltda, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga, Colombia. 2010.

Re: número de Reynolds

V: velocidad del fluido, [ft/s]

ρ : Densidad del fluido a condiciones de operacion, [lb/ft³]

μ : viscosidad dinámica del crudo, [lb/ft*s]

D: diámetro nominal, [in]

Luego de determinar el número de Reynolds definimos el régimen de flujo:

$Re < 2300$	laminar.
$2300 < Re < 4000$	transitorio
$Re > 4000$	turbulento

Definido el régimen de flujo se calcula el factor de fricción con las siguientes ecuaciones:

- **Laminar liso**

$$f = \frac{64}{Re} \quad \text{Ecuación 19.a}$$

- **Transitorio**

$$f = \frac{64}{Re^{0,25}} \quad \text{Ecuación 19.b}$$

- **Turbulento**

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 * \log \left(\frac{D}{2 * \epsilon} \right) + 1,74 \quad \text{Ecuación 19.c}$$

Donde:

f= factor de fricción

Re= número de Reynolds

D= diámetro de la tubería, [in]

Perdidas de carga

- **Perdidas primarias**

Con los calculados realizados en las ecuaciones 17 y 18 se procede a calcular las pérdidas por fricción o también llamadas perdidas primarias en la tubería, con la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$H_{LP} = f * \frac{L}{D} * \frac{V^2}{2 * g} \quad \text{Ecuación 20.}$$

Donde:

H_{LP} = perdidas por fricción, [psi]

f= factor de fricción

L= longitud de la tubería, [ft]

V= velocidad del fluido, [ft/s]

D= diámetro de la tubería, [ft]

g= aceleración de la gravedad, [ft/s²]

- **Perdidas secundarias**

Entre los cálculos de pérdida también se deben agregar las pérdidas secundarias o perdidas de carga por accesorios y válvulas que están definidas por la siguiente ecuación:

$$H_{LS} = \sum K_{access} * \frac{V^2}{2 * g} \quad \text{Ecuación 21.}$$

Donde:

H_{LS} = perdidas en accesorios y válvulas. [psi]

V= velocidad del fluido, [ft/s]

g= aceleración de la gravedad, [ft/s²]

En el anexo #A hacen referencia a los coeficientes de pérdidas por accesorios (K)

Pérdida total

Una vez definidas las pérdidas primarias y secundarias se procede a calcular las pérdidas totales:

$$H_L = H_{LP} + H_{LS} \quad \text{Ecuación 22.}$$

Donde:

H_L = pérdidas de energía total, [psi]

H_{LS} = pérdidas en accesorios y válvulas. [psi]

H_{LP} = pérdidas por fricción, [psi]

3.1.1.3. Sobre espesor por corrosión.¹⁴ Para el cálculo de sobre espesor por corrosión es necesario fijar el tiempo de vida útil (VU) que se desea para la tubería y conocer el nivel de corrosión del servicio al que está siendo sometida.

En la tabla #5 se presenta un rango de velocidad de corrosión relacionado al tipo de servicio que se maneje establecido en un estudio de selección óptima de materiales de tubería.

Tabla 5. Rata de corrosión anual dependiendo del tipo de servicio. (Inemaka, 2007)

Nivel de corrosión	Rata de corrosión mm/año
No corrosivo	0,00 - 0,10
Corrosión baja	0,11 - 0,30
Corrosión media	0,31 – 0,40
Corrosión alta	0,41 – 0,60

Fuente: Manual de diseño para sistemas de tuberías y tanques atmosféricos de techo fijo, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Por M. Guzmán. Universidad Simón Bolívar. Sartenejas.2012.

¹⁴ BLANCO, op. Cit.

El sobre espesor por corrosión vendrá dado por la siguiente ecuación que depende de la vida útil en años y la rata de corrosión anual.

$$t_c = VUxRc \quad \text{Ecuación 23.}$$

3.1.1.4. Factor de calidad (E).¹⁵ Para el cálculo de espesor de pared de tubería de proceso sometidas a presión interna, se debe calcular dicho espesor utilizando ya sea factor de calidad para tubería sin soldadura o con soldadura (E_c y E_j) respectivamente. Mostrados en el anexo A tabla A.2 de la ASME B31.3, 2008 se debe seleccionar el mayor valor

3.1.1.5. Coeficiente (Y).¹⁶ Este coeficiente depende del material y de la temperatura si se cumple que la relación diámetro – espesor es mayor a 6 este coeficiente esta descrito en el anexo A tabla A.3 valores de coeficientes Y (ASME B31.3, 2008); de lo contrario debe ser calculado con la siguiente formula:

$$Y = \frac{d + 2 * (t_c + t_f)}{D + d + 2 * (t_c + t_f)} \quad \text{Ecuación 24.}$$

Donde:

Y= coeficiente del material y de la temperatura

d= diámetro interno, [in],[mm]

tc= tolerancia de corrosión, [in],[mm]

tf= tolerancia de fabricación, [in],[mm]

D= diámetro externo

3.1.1.6. Esfuerzo (S).¹⁷ Este valor es el esfuerzo permisible del material a la temperatura de diseño el cual es leído del anexo A de la tabla A.4 de la ASME B31.3

¹⁵ BLANCO, op. Cit.

¹⁶ BLANCO, op. Cit.

¹⁷ ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

3.1.1.7. Factor de reducción de esfuerzo en junta soldada (W).¹⁸ Este valor debe ser leído del anexo A tabla A.5.

3.1.2. Calculo de espesor de pared para tubería.¹⁹ El cálculo de espesor de pared de la tubería se realiza en función de la resistencia que ofrezca el material a las condiciones que será sometido durante la operación tomando en cuenta factores de seguridad y las tolerancias determinadas por las características del sistema.

El espesor de pared para tuberías sometidas a presión interna se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2 * (S * E * W + P * Y)} \quad \text{Ecuación 25.}$$

Donde:

t= espesor de pared de tubería,[in]

P= presión, [psig],[Kpa]

D= diámetro nominal, [in]

S= esfuerzo permisible a la temperatura de diseño según ASME

E= factor de calidad [adimensional]

Y= coeficiente del material y de la temperatura, [adimensional]

Luego se adiciona el sobre espesor por corrosión:

$$t_m = t + c \quad \text{Ecuación 26.}$$

Donde:

t_m = espesor con sobre espesor por corrosión, [in]

t= espesor, [in]

c= sobre espesor por corrosión, [in]

¹⁸ BLANCO, op. Cit.

¹⁹ BLANCO, op. Cit.

Finalmente se determina el espesor nominal de pared tomando en cuenta las tolerancias que afectan el espesor de la tubería debido a su proceso de fabricación. En caso de tubería sin costura longitudinal se utilizara la ecuación 27.a donde la tolerancia corresponde a más o menos el 12,5% del espesor final. Y en el caso de tuberías con costura longitudinal se utilizara la ecuación 27.b donde la tolerancia corresponderá a 0,01 pulgadas.

$$tn = t_m * \left(\frac{1}{1 - 0,125}\right) \quad \text{Ecuación 27.a}$$

$$tn = t_m + 0,01[in] \quad \text{Ecuación 27.b}$$

Donde:

t_n = espesor nominal, [in]

t_m = espesor con sobre espesor por corrosión, [in]

3.2. SELECCIÓN Y DISEÑO DE MEZCLADOR

Para la selección adecuado de diseño del mezclador se debe seguir la especificación según el anexo #B figura B.1 y también se debe tener en cuenta la tabla B.1 del anexo donde se describe la mejor elección de diseño del mezclador estático.

La metodología de diseño planteada en el libro Handbook of industrial mixing science and practice es la siguiente:

PASO 1

Calcular la velocidad de la mezcla siguiendo la ecuación 17; teniendo en cuenta que Q representa el caudal de la mezcla.

PASO 2

Calculo del número de Reynolds de la mezcla se usa la ecuación 18; se debe tener en cuenta que la densidad es la densidad de la mezcla

PASO 3

Calculo del coeficiente de variación (C_v)

$$C_v = \frac{Q_{diluy}}{Q_{diluc}} \quad \text{Ecuación 28.}$$

Donde:

C_v = coeficiente de variación

Q_{diluy} = caudal del diluyente, [Bbl/día]

Q_{diluc} = caudal de la dilucion, [Bbl/día]

PASO 4

Calculo del coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada (C_oV_o)

$$C_oV_o = \left(\frac{1 - C_v}{C_v}\right)^{0,5} \quad \text{Ecuación 29.}$$

Donde:

C_oV_o = coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada

C_v = coeficiente de variación

PASO 5

Calculo del coeficiente de variación reducido

$$C_oV_r = \frac{C_oV}{C_oV_o} \quad \text{Ecuación 30.}$$

Donde:

C_oV_r = coeficiente de variación reducido

C_oV_o = coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada

PASO 6

Calculo de la relación L/D para un sistema con viscosidades iguales

$$\frac{L}{D} = \frac{\log C_oV_r}{\log K_i} \quad \text{Ecuación 31.}$$

Donde:

C_oV_r = coeficiente de variación reducido

K_i = depende del tipo de mezclador según la tabla 6.a o 6.b

Tabla 6.a. Parámetros para mezclado laminar y caída de presión

Tipo	KL	K _{iL}
KMS	6,9	0,87
SMX	37,5	0,63
SMXL	7,8	0,85
SMF	5,6	0,83
SMR	46,9	0,81

Fuente: Handbook of industrial mixing science and practice, por: Paul, E, Atiome-Obeng, V, Kresta, S. 2004. New Jersey: John Wiley & Sons.

Tabla 6.b. Parámetros para mezclado turbulento y caída de presión

Tipo	KT	K _{iT}
KMS	150	0,50
KVM	24	0,42
SMX	500	0,46
SMXL	100	0,87
SMV	100-200	0,21-0,46
SMF	130	0,40

Fuente: Handbook of industrial mixing science and practice, por: Paul, E, Atiome-Obeng, V, Kresta, S. 2004. New Jersey: John Wiley & Sons.

PASO 7

En los sistemas viscosos la viscosidad de los aditivos (fase dispersa) normalmente es más baja que la viscosidad del torrente principal (fase continua). Con tales sistemas la viscosidad del aditivo se resbala entre las áreas de alta velocidad de cizalladura y el flujo es segregado. La longitud del mezclador es mayor para llegar a un CVo deseado. En la siguiente ecuación se describe este fenómeno.

$$\frac{L}{D_{desigual}} = \frac{L}{D_{igual}} + k * \log \frac{\mu_c}{\mu_d} \quad \text{Ecuación 32.}$$

Donde:

$L/D_{desigual}$ = relación largo-diametro del mezclador para flujo con viscosidades diferentes

L/D_{igual} = relación largo-diametro del mezclador para flujo con viscosidades iguales

μ_c = viscosidad de la fase continua, [cp]

μ_d = viscosidad de la fase dispersa, [cp]

K= coeficiente determinado experimentalmente

PASO 8

Calculo de la longitud, se despeja L de la ecuación 32

PASO 9

Calculo de la perdida de presión en el mezclador

$$\Delta P_m = K * \Delta_{HLP} \quad \text{Ecuación 33.}$$

Donde:

ΔP_m = caída de presión en el mezclador estático, [psi]

Δ_{HLP} =caída de presión en la tubería, según ecuación 20

K= constante que depende del mezclador, según tabla 6.a. o 6.b. , según sea el caso

3.3. DISEÑO DE SEPARADORES

En el diseño del separador se siguió la norma ASME(“ ASME Boiler and presure wessels code “), sección 8 (pressure wessell) divisiones I y II, Para el diseño de separador trifásico se siguió la metodología descrita en el libro Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart y para el cálculo de espesores se aplicó la norma.

3.3.1. Conceptos fundamentales de diseño.²⁰

Asentamiento de agua aceite

El flujo del asentamiento de las gotas de aceite en agua o gotas de agua en aceite, es laminar y está gobernado por la ley de Stokes. La velocidad terminal de la gota es:

$$V_t = \frac{1.78 * 10^{-6}(\Delta SG)dm^2}{\mu} \quad \text{Ecuación 34.}$$

Donde:

V_t = Velocidad terminal de asentamiento, [ft/s]

SG = diferencia entre la gravedad específica de las fases de agua y aceite

dm = tamaño de gota, [micrones]

μ = continuidad de la fase continua, [cp]

Tamaño de las gotas de agua en aceite

Es difícil predecir el tamaño de las gotas de agua que pueden asentarse de la fase de aceite para que coincidan con la definición de aceite libre. A menos que se disponga de datos de laboratorio o campo, dimensionese el colchón de aceite en forma tal que pueda depositar gotas de agua de 500 micrones o más. Si este criterio no es aceptado, la emulsión debe ser tratada con otros equipos (tratadores) para dejarles el mínimo de agua aceptada.

Tamaño de las gotas de aceite en agua

De la ecuación de velocidad terminal se puede ver que la separación de gotas de aceite del agua es más fácil que la separación de gotas de agua del aceite. La

²⁰ Arnold, K & Stewart M, Surface production operations. Amsterdam: Elsevier. 2008,

viscosidad del aceite es generalmente de 5 a 20 veces mayor que la del agua. El propósito primario de la separación de tres fases es preparar el aceite para futuros tratamientos.

Tiempo de retención

Se requiere almacenar una cierta cantidad de aceite en el separador para asegurar que el aceite alcance el equilibrio y el gas sea liberado totalmente. Se requiere un almacenamiento adicional para asegurar que el aceite libre tenga tiempo de coalescer en gotas de tamaño suficiente como para que estas caigan de acuerdo a la ecuación de asentamiento. Dependiendo de los datos de laboratorio, es común emplear tiempos de retención de entre 3 y 30 minutos. Si no existen datos es aconsejable utilizar un tiempo de retención de 10 minutos.

Similarmente algún almacenamiento de agua se hace necesario para asegurar que la mayoría de las gotas de aceite grandes que suben por el agua tengan suficiente tiempo de coalescer y se acomoden a la interface aceite agua. Se requieren tiempo de retención. Si no existen datos es aconsejable utilizar un tiempo de retención de 10 minutos.

3.3.2. Consideraciones de diseño

3.3.2.1. Condiciones en el diseño.²¹ Para el diseño adecuado de un separador vapor – líquidos, es necesario tomar en cuenta lo siguiente:

- La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas

²¹ PDVSA. Op. Cit

gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases líquidas – vapor.

- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor debe ser minimizada.
- La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- Las fases líquidas y vapor no deben ponerse en contacto una vez separadas.
- Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.
- El equipo será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.

3.3.3. Metodología diseño de separador trifásico

3.3.3.1. Metodología diseño de diámetro y longitud para el tambor de un separador trifásico 50% de llenado

Para la metodología de diseño se siguió los pasos recomendados en el libro Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart.

PASO 1

En el diseño de separadores, inicialmente debe ser determinado el coeficiente de arrastre C_D realizando un procedimiento de prueba y error con las ecuaciones de velocidad de asentamiento, numero de Reynolds y coeficiente de arrastre.

$$V_1 = 0,0204 \left(\frac{(\rho_l - \rho_g) d_m}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad \text{Ecuación 35.}$$

$$R_e = 0,0049 * \frac{\rho_g * d_m V}{\mu} \quad \text{Ecuación 36.}$$

$$C_D = \frac{24}{R_e} + \frac{3}{R_e^{0,5}} + 0,34 \quad \text{Ecuación 37.}$$

$$V = 0,0204 \left(\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g} * \frac{d_m}{C_D} \right)^{0,5}$$

Ecuación 38.

Donde:

V_1 = cálculo de la primera velocidad, [ft/s]

ρ_l = densidad del líquido, [lb/ft³]

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

d_m = diámetro de la gota de liquido

C_D = coeficiente de arrastre

Re = número de Reynolds

PASO 2

Calcular la capacidad de gas

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

Ecuación 39.

Donde:

d = diámetro interno del separador, [in]

L_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

T = temperatura de operación, [°R]

Q_g = caudal de gas, [MMSCFD]

P = presión de operación, [psia]

Z = factor de compresibilidad del gas

ρ_l = densidad del líquido, [lb/ft³]

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

d_m = diámetro de la gota de liquido

C_D = coeficiente de arrastre

PASO 3

Calcular la capacidad de líquido

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [Q_w(t_r)_w + Q_o(t_r)_o] \quad \text{Ecuación 40.}$$

Donde:

d = diámetro interno del separador, [in]

L_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

T_r = tiempo de retención, [min]

Q_w = caudal de agua, [Bbl/día]

Q_o = caudal de aceite, [Bbl/día]

PASO 4

Establecer combinaciones entre el diámetro y la longitud efectiva para capacidades de líquido y gas.

Para gas:

$$l_{eff} = \frac{\text{resultado obtenido de la ecuacion 39}}{d} \quad \text{Ecuación 41.}$$

Para líquido:

$$l_{eff} = \frac{\text{resultado obtenido de la ecuacion 40}}{d^2} \quad \text{Ecuación 42.}$$

Donde:

d = diámetro interno del separador, [in]

l_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

PASO 5

Comparar las longitudes obtenidas por la capacidad de gas y la capacidad de líquido, va predominar en el diseño la longitud mayor, debido a que tomando esta longitud se garantiza que la fase, que tiene una longitud menor se separe ya que el separador posee mayor longitud.

PASO 6

Calcular la longitud entre cordones de soldadura (L_{ss}).

Para capacidad al gas:

$$L_{SS} = L_{eff} + d/12 \quad \text{Ecuación 43.}$$

Para capacidad al líquido:

$$L_{SS} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad \text{Ecuación 44.}$$

Donde:

L_{ss} = longitud entre costuras, [ft]

L_{eff} = longitud efectiva, [ft]

d = diámetro del separador

PASO 7

Calcular la relación de esbeltez. Escoger los diámetros cuyos valores de esbeltez se encuentre entre 3 –5

$$SR = \frac{12L_{SS}}{d} \quad \text{Ecuación 45.}$$

Donde:

L_{ss} = longitud entre costuras, [ft]

d = diámetro del separador, [in]

3.3.3.2. Metodología diseño de diámetro y longitud para un separador trifásico con un porcentaje de llenado diferente al 50%

Para la metodología de diseño se siguió los pasos recomendados en el libro Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart.

PASO 1

Para un diseño de un separador trifásico con un porcentaje diferente al 50 %, el paso 1 será el mismo descripto para el diseño de un separador trifásico con un 50% de llenado

PASO 2

Calcular la capacidad de gas

$$dL_{eff} = 420 * \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha}\right) \left(\frac{TZQ_g}{P}\right) \left(\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g}\right) \frac{C_D}{d_m}\right)^{0,5} \quad \text{Ecuación 46.}$$

Donde:

d = diámetro interno del separador, [in]

L_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

T = temperatura de operación, [°R]

Q_g = caudal de gas, [MMSCFD]

P = presión de operación, [psia]

Z = compresibilidad del gas

(1-β)/(1-α) = dato leído del anexo C figura C.1

ρ_l = densidad del líquido, [lb/ft³]

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

d_m = diámetro de la gota de liquido

C_D = coeficiente de arrastre

PASO 3

Calcular la capacidad de líquido

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_{ro} * Q_o + t_{rw} * Q_w}{1,4 * \alpha} \quad \text{Ecuación 47.}$$

Donde:

d = diámetro interno del separador, [in]

L_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

T_{ro} = tiempo de retención del aceite, [min]

T_{rw} = tiempo de retención del agua, [min]

Q_w = caudal de agua, [Bbl/día]

Q_o = caudal de aceite, [Bbl/día]

α = dato leído del anexo C figura C.2

Los pasos 4, 5, 6 y 7 se llevarán a cabo de igual manera como están descritos para el diseño de un separador trifásico con un llenado del 50%.

3.3.3.3. Metodología para el diagnóstico del separador con llenado diferente al 50%

PASO 1

Calcular porcentaje de agua de la mezcla total que entra al separador (aceite-nafta-agua)

$$X_w = \frac{Q_w}{Q_w + Q_{\dots}} \quad \text{Ecuación 48.}$$

Donde:

X_w = fracción de agua

Q_w = caudal de agua, [Bbl/día]

Q_{\dots} = caudal de diferentes componentes, [Bbl/día]

Paso 2

Cálculo de l_{eff}

$$d_{leff} = l_{ss} - \frac{12}{d} \quad \text{Ecuación 49.}$$

Donde:

l_{ss} = longitud entre costuras, [ft]

l_{eff} = longitud efectiva, [ft]

d = diametro del separador

Paso 3

Calculo caudal máximo de aceite para un llenado del 80%

$$Q_{omax} = \frac{d^2 * leff * \alpha * 1,4}{t_{ro} + t_{rw} * X_w}$$

Ecuación 50.

Donde:

Q_{omax} = caudal máximo de aceite, [Bbl/día]

d = diámetro interno del separador, [in]

L_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

T_{ro} = tiempo de retención del aceite, [min]

T_{rw} = tiempo de retención del agua, [min]

Q_w = caudal de agua, [Bbl/día]

α = dato leído del anexo C figura C.2

X_w = fracción de agua

Paso 4

Calculo caudal máximo de agua

$$Q_{wmax} = X_w * Q_{omax}$$

Ecuación 51.

Donde:

Q_{wmax} = caudal máximo de agua, [Bbl/día]

Q_{omax} = caudal máximo de aceite, [Bbl/día]

X_w = fracción de agua

Paso 5

Calculo caudal máximo de gas

$$Q_{gmax} = \frac{d * leff * P}{420 * \frac{1 - \beta}{1 - \alpha} * T * Z * \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} * \frac{C_D}{dm}\right)^{0,5}}$$

Ecuación 52.

Donde:

Q_{gmax} = caudal máximo de gas, [MMSCFD]

d = diámetro interno del separador, [in]

L_{eff} = longitud efectiva del separador, [ft]

T = temperatura de operación, [°R]

P = presión de operación, [psia]

Z = compresibilidad del gas

$(1-\beta)/(1-\alpha)$ = dato leído del anexo C figura C.1

ρ_l = densidad del líquido, [lb/ft³]

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

d_m = diámetro de la gota de líquido

C_D = coeficiente de arrastre

3.3.3.4. Metodología de diseño del diámetro de las boquillas de entrada y salida. Para la metodología de diseño de boquillas se siguió los pasos descritos en la tesis Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos²².

Calculo el diámetro de la boquilla de entrada

- Calculo de PM_g

$$PM_g = GE_g * PM_{aire} \quad \text{Ecuación 53.}$$

Donde:

PM_g = peso molecular del gas

GE_g = gravedad específica del gas

PM_{aire} = peso molecular del aire

- Se debe llevar la Q_g a condiciones de operación por medio de la siguiente formula.

$$Q_{gop} = \frac{Q_g PM_g GE_g}{379 * 86400 * \rho_g} \quad \text{Ecuación 54.}$$

Donde:

Q_g = caudal de gas, [pcsd]

²² REQUENA, José L & RODRIGUEZ, Mauricio F. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero de Petróleo. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela. 2006.

ρ_g =densidad de gas, [lb/ft³]

Q_{gop} = caudal de gas a condiciones de operación, [ft³/seg]

PM_g = Peso molecular del gas, [lb/lb-mol]

- Calculo de la densidad de la mezcla (gas-agua-crudo)

$$\rho_m = \frac{Q_o * \rho_o + Q_{gop} * \rho_g + Q_w * \rho_w}{Q_o + Q_{gop} + Q_w} \quad \text{Ecuación 55.}$$

Donde:

ρ_m = densidad de mezcla, [lb/ft³]

ρ_o = densidad del aceite, [lb/ft³]

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

ρ_w = densidad del agua, [lb/ft³]

Q_o = caudal de aceite, [ft³/seg]

Q_{gop} = caudal de gas, [ft³/seg]

Q_w = caudal de agua, [ft³/seg]

- Calculo de la velocidad de entrada de la mezcla

$$V_{b,e} = \frac{80}{(\rho_m)^{0,5}} \quad \text{Ecuación 56.}$$

Donde:

ρ_m = densidad de mezcla, [lb/ft³]

$V_{b,e}$ = velocidad de entrada de la mezcla en la boquilla, [ft/seg]

Calculo del diámetro de la boquilla

$$\Phi_{b,e} = \left(\frac{4 * (Q_o + Q_g)}{\pi * V_{b,e}} \right)^{0,5} * 12 \quad \text{Ecuación 57.}$$

Donde:

$\Phi_{b,e}$ = diámetro de la boquilla de entrada, [in]

Q_o = caudal de aceite, [ft³/seg]

Q_g = caudal de gas, [ft³/seg]

$V_{b,e}$ = velocidad de entrada de la mezcla en la boquilla, [ft/seg]

Calculo del diámetro de la boquilla de la salida del gas

- Calculo de la velocidad de salida de gas

$$V_{s,g} = \frac{80}{(\rho_g)^{0,5}} \quad \text{Ecuación 58.}$$

Donde:

ρ_g = densidad del gas, [lb/ft³]

$V_{s,g}$ = velocidad salida de gas en la boquilla, [ft/seg]

El valor máximo permitido es 30 ft/s si el valor calculado es mayor se debe trabajar con 30.

- Calculo del diámetro de la boquilla

$$\Phi_{s,g} = \left(\frac{4 * Q_g}{\pi * V_{s,g}} \right)^{0,5} * 12 \quad \text{Ecuación 59.}$$

Donde:

$\Phi_{s,g}$ = diámetro de la boquilla salida de gas, [in]

Q_g = caudal de gas, [ft³/seg]

$V_{s,g}$ = velocidad salida de gas en la boquilla, [ft/seg]

Calculo el diámetro de la boquilla de salida de petróleo

- Calculo de la velocidad de salida de aceite

$$V_{s,o} = \frac{80}{(\rho_o)^{0,5}} \quad \text{Ecuación 60.}$$

Donde:

ρ_o = densidad del gas, [lb/ft³]

$V_{s,o}$ = velocidad salida de aceite en la boquilla, [ft/seg]

- Calculo del diámetro de la boquilla

$$\Phi_{s,o} = \left(\frac{4 * Q_o}{\pi * V_{s,o}} \right)^{0,5} * 12 \quad \text{Ecuación 61.}$$

Donde:

$\Phi_{s,o}$ = diámetro de la boquilla salida de aceite, [in]

Q_o = caudal de aceite, [ft³/seg]

$V_{s,o}$ = velocidad salida de aceite en la boquilla, [ft/seg]

Calculo el diámetro de la boquilla de salida de agua

- Calculo de la velocidad de salida de agua

$$V_{s,w} = \frac{80}{(\rho_w)^{0,5}} \quad \text{Ecuación 62.}$$

Donde:

ρ_w = densidad del agua, [lb/ft³]

$V_{s,w}$ = velocidad salida del agua en la boquilla, [ft/seg]

- Calculo del diámetro de la boquilla

$$\Phi_{s,w} = \left(\frac{4 * Q_w}{\pi * V_{s,w}} \right)^{0,5} * 12 \quad \text{Ecuación 63.}$$

Donde:

$\Phi_{s,w}$ = diámetro de la boquilla salida de agua, [in]

Q_w = caudal de agua, [ft³/seg]

$V_{s,w}$ = velocidad salida de agua en la boquilla, [ft/seg]

3.3.3.5. Cálculo de espesor del cilindro por presión interna.²³ Al calcular un recipiente cilíndrico horizontal por presión interna, es necesario realizar independientemente el cálculo del cuerpo y las tapas. Los cálculos necesarios para

²³ LEON, Juan M. Manual diseño y cálculo de recipientes sujetos a presión

seleccionar adecuadamente los espesores del cuerpo y las tapas de un recipiente cilíndrico horizontal son:

- **Cálculo espesor del cilindro**

Para el cálculo de este espesor se toma una presión por encima de la presión de operación llamada presión de diseño, la cual debe ser hallada con la ecuación 16.a. o 16.b

$$t = \frac{P * d}{(S * E) - (0,6 * P)} \quad \text{Ecuación 64.}$$

Donde:

t= espesor, [in]

d= diámetro del separador, [in]

P=presión de diseño, [psi]

S=esfuerzo ultimo del material, leído del anexo A tabla A.4

E= eficiencia de soldadura

E=el punto óptimo de esta eficiencia por experiencia para los cuerpos cilíndricos se tiene cuando E=0,85, es decir, el espesor no es muy grande y conto del radiografiado es relativamente bajo. Según el aparte UW-12 de sección VIII del código ASME

- **Cálculo del espesor de las tapas**

Con los datos utilizados para el cilindro y con la siguiente ecuación se puede hallar el espesor mínimo de las tapas.

$$t = \frac{P * d}{(2 * S * E) - (0,2 * P)} \quad \text{Ecuación 65.}$$

Donde:

t= espesor, [in]

d= diámetro del separador, [in]

P=presión de diseño, [psi]

S=esfuerzo ultimo del material, leído del anexo A tabla A.4

E= eficiencia de soldadura

Al cálculo del espesor tanto del cilindro como de las tapas de le debe sumar un espesor asumido por corrosión:

$$t_n = t + C \quad \text{Ecuación 66.}$$

Donde:

t_n = espesor con espesor por corrosión, [in]

t= espesor, [in]

C= espesor por corrosión, [in]

3.4. CALCULO PARA SELECCION DE BOMBA DE TRANSFERENCIA

Para realizar una adecuada selección de la bomba se debe seguir el siguiente procedimiento:

3.4.1. Calculo de pérdidas en línea de succión y descarga. Para el cálculo de pérdidas en la línea de succión se deben tener en cuenta las pérdidas de fricción tanto en tubería como en accesorios, para el cálculo de las perdidas en tubería se utiliza la ecuación 17, 18, 19,20 de la sección 3.1.1.2. y para el cálculo de las perdidas en accesorios se usa la ecuación 21 de la sección 3.1.1.2.

Se recomienda para la selección de diámetro de la línea de succión y de descarga que esta primera debe tener un diámetro mayor que la línea de descarga.

3.4.2. Presión de succión. La presión de succión está dada por la ecuación 67 donde se tiene en cuenta la altura de llenado del líquido las perdidas por fricción en la línea de succión.

$$P_s = P_a + \frac{\Delta Z_1 * GE}{2,30666} - H_L \quad \text{Ecuación 67.}$$

Donde:

P_s = presión de succión, [psi]

P_a = presión en la superficie del líquido, [psi]

ΔZ_1 = cabeza estática Y/O de líquido en la succión de la bomba, [ft]

GE= gravedad específica del líquido

H_L = pérdidas totales en la línea de succión, [psi]

3.4.3. NPSHA –Carga neta positiva disponible a la succión. La NPSHA se calcula con la ecuación 68 teniendo en cuenta la presión de vapor a temperatura de operación. Esta NPSHA debe estar mínimo 3 pies por encima del NPSHR (dato suministrado por el fabricante) para evitar problemas de cavitación.

$$NPSHa = \frac{(P_s - P_v) * 2,30666}{GE} \quad \text{Ecuación 68.}$$

Donde:

NPSHa=carga neta de succión disponible, [ft]

P_s = presión de succión, [psi]

GE= gravedad específica del líquido

3.4.4. Presión de descarga. Durante el cálculo de esta presión se tiene en cuenta las pérdidas en tuberías y accesorios; así como la presión de descarga requerida, la altura de la línea general la gravedad específica del líquido como se especifica en la ecuación 69.

$$P_D = P_e + \left(\frac{\Delta Z_2 * GE}{2,30666} \right) + H_L \quad \text{Ecuación 69.}$$

Donde:

P_D = presión de descarga, [psi]

P_e = presión de entrega requerida, [psi]

ΔZ_2 = cabeza estática Y/O de líquido en la descarga de la bomba, [ft]

GE= gravedad específica del líquido

H_L = pérdidas totales en la línea de descarga de la bomba, [psi]

3.4.5. Potencia de la bomba. Para este cálculo lo primero que se debe calcular es la diferencia de presión dada la ecuación 70 para luego utilizar la ecuación 71 para determinar la potencia de la bomba la cual está relacionada con el trabajo realizado o requerida para entregar el crudo a la presión requerida.

$$\Delta P_D = P_D - P_S \quad \text{Ecuación 70.}$$

$$\text{HHP} = \frac{0,0292 * Q * \Delta P_D}{1714} \quad \text{Ecuación 71.}$$

Donde:

ΔP_D = diferencia de presión, [psi]

P_D = presión de descarga, [psi]

P_S = presión de succión, [psi]

Q = caudal del fluido, [Bbl/día]

HHP= potencia hidráulica de la bomba, [hp]

Para el cálculo de la potencia real de la bomba se debe tener en cuenta su eficiencia, esta eficiencia tiene en cuenta pérdidas por fricción en sus elementos, fugas y es conocida como potencia al freno.

$$\text{BHP} = \frac{\text{HHP}}{\eta_B} \quad \text{Ecuación 72.}$$

Donde:

BHP= potencia al freno, [hp]

HHP= potencia hidráulica de la bomba, [hp]

η_B = eficiencia de la bomba

Además se debe tener en cuenta que el motor posee una eficiencia en la transición de potencia de la bomba y está dado por la siguiente ecuación:

$$HP = \frac{BHP}{\eta_M}$$

Ecuación 73.

Donde:

HP: potencia del motor, [hp]

BHP= potencia al freno, [hp]

η_B = eficiencia del motor

4. RESULTADOS

Este capítulo abarca todos los cálculos y procedimientos necesarios para la realización del presente proyecto de grado. La primera parte son cálculos preliminares los cuales son esenciales ya que no se poseían las propiedades del fluido a condiciones de operación; posteriormente se sigue cada una de las metodologías descriptas en el capítulo anterior.

4.1. CÁLCULOS PRELIMINARES

Tabla 7. Datos para cálculos preliminares

DATOS DEL CRUDO		DATOS DEL AGUA		DATOS DE NAFTA	
Caudal [BPD]	414,76	Caudal [BPD]	24,68	Caudal [BPD]	150,46
API 60 °F	8,4	DENSIDAD @60°F [lb/ft ³]	62,4279	API 60°F	73,18
VISCOSIDAD @ 110°F [cp]	25000	DENSIDAD @136,23°F [lb/ft ³]	61,5107	VISCOSIDAD @ 41°F [cp]	0,42
VISCOSIDAD @ 150°F [cp]	4500	VISCOSIDAD @ 136,23°F [cp]	0,4818	VISCOSIDAD @ 86°F [cp]	0,32
Temperatura de operación [°F]	136,23			DENSIDAD @60°F [lb/ft ³]	43,1564
Presión de operación [psi]	42,17				

Para el cálculo de la fracción volumétrica se utiliza la siguiente ecuación:

$$X_c = \frac{Q_c}{Q_c + Q_{...}} \quad \text{Ecuación 74.}$$

Donde:

X_c = fracción volumétrica del componente a calcular

Q_c = caudal del componente a calcular, [Bbl/dia]

$Q_{...}$ = caudal de los demás componentes, [Bbl/dia]

Calculo de la gravedad específica (GE), según ecuación 5

$$GE = \frac{141,5}{131,5 + 8,4}$$

$$GE = 1,0114$$

Calculo de la densidad a 60 °F, según la ecuación 4

$$\rho_{o@60°F} = 1,0114 * 62,4269$$

$$\rho_{o@60°F} = 63,1415 \frac{lb}{ft^3}$$

Calculo de la densidad a diferentes temperaturas, según ecuación 2

$$\rho_{o@110°F} = 63,1415 * (1,022 - 0,0003787 * 110)$$

$$\rho_{o@110°F} = 61,9003 \frac{lb}{ft^3} = 0,9915 \frac{gr}{cm^3}$$

$$\rho_{o@150°F} = 63,1415 * (1,022 - 0,0003787 * 150)$$

$$\rho_{o@150°F} = 60,9439 \frac{lb}{ft^3} = 0,9762 \frac{gr}{cm^3}$$

$$\rho_{o@136,26°F} = 63,1415 * (1,022 - 0,0003787 * 136,26)$$

$$\rho_{o@136,23°F} = 61,2731 \frac{lb}{ft^3} = 0,9815 \frac{gr}{cm^3}$$

Calculo de la viscosidad cinemática a diferentes temperaturas, según ecuación 8

$$\nu_{o@110^{\circ}F} = \frac{25000}{0,9915}$$

$$\nu_{o@110^{\circ}F} = 25213,0998 \text{ [cst]}$$

$$\nu_{o@150^{\circ}F} = \frac{4500}{0,9762}$$

$$\nu_{o@150^{\circ}F} = 4609,5828 \text{ [cst]}$$

Usando la carta ASTM D-341 se calcula la viscosidad cinemática del crudo a diferentes temperaturas

Calculo de B según ecuación 12

$$B = - \frac{\log(\log(4609,5828 + 0,7)) - \log(\log(25213,0929 + 0,7))}{\log(570) - \log(610)}$$

$$B = -2,7055$$

Se despeja viscosidad cinemática (ν), de la ecuación 13

$$\log(\log(\nu + 0,7)) = \log(\log(25213,093 + 0,7)) + 2,7055 * (\log 570 - \log 596,23)$$

$$\log(\log(\nu + 0,7)) = 0,5907$$

$$\log(\nu + 0,7) = 10^{0,5907}$$

$$\log(\nu + 0,7) = 3,8971$$

$$\nu_{o@136,23^{\circ}F} = 10^{3,8971} - 0,7$$

$$\nu_{o@136,23^{\circ}F} = 7890,2172 \text{ [cst]}$$

Calculo viscosidad dinámica (μ) a temperatura de operación, según la ecuación 8

$$\mu_{o@136,23} = 7990,2172 * 0,9815$$

$$\mu_{o@136,23} = 7744,2498 [cp]$$

Los cálculos realizados anteriormente fueron hechos con propiedades de aceite muerto debido a esto se debe calcular las propiedades de la mezcla agua-aceite.

Calculo densidad de la mezcla agua-aceite, según la ecuación 1

$$\rho_{ow@136,23^{\circ}F} = \frac{(414,76 * 61,2731) + (24,68 * 61,5107)}{414,76 + 24,68}$$

$$\rho_{ow@136,23^{\circ}F} = 61,2864 \frac{lb}{ft^3}$$

Calculo de la fracción volumétrica, según la ecuación 74

$$X_w = \frac{24,68}{414,76 + 24,68}$$

$$X_w = 0,0562$$

$$X_o = 1 - 0,0562$$

$$X_o = 0,9438$$

Calculo viscosidad de la mezcla agua-aceite, según la ecuación 6

$$\mu_{ow@136,23^{\circ}F} = \left(1 + \left(\frac{7744,2498 + \frac{5}{2} * 0,4818}{7744,2498 + 0,4818} \right) * 0,0562 \right) * 7744,2498$$

$$\mu_{ow@136,23^{\circ}F} = 8179,2303 [cp]$$

Para el cálculo de la viscosidad de la nafta a diferente temperatura se siguió el mismo procedimiento realizado anteriormente para el cálculo de la viscosidad del crudo.

Calculo de la gravedad específica (GE) de la nafta

$$GE = 0,6913$$

Calculo de la densidad a 60 °F,

$$\rho_{n@60^{\circ}F} = 43,1564 \frac{lb}{ft^3}$$

Calculo de la densidad a diferentes temperaturas

$$\rho_{n@41^{\circ}F} = 50,9538 \frac{lb}{ft^3} = 0,8162 \frac{gr}{cm^3}$$

$$\rho_{n@86^{\circ}F} = 50,2183 \frac{lb}{ft^3} = 0,8044 \frac{gr}{cm^3}$$

$$\rho_{n@136,23^{\circ}F} = 49,3973 \frac{lb}{ft^3} = 0,7913 \frac{gr}{cm^3}$$

Calculo de la viscosidad cinemática a diferentes temperaturas

$$\nu_{n@41^{\circ}F} = 0,5146 [cst]$$

$$\nu_{n@86^{\circ}F} = 0,3978 [cst]$$

Usando la carta ASTM D-341 se calcula la viscosidad cinemática del crudo a diferentes temperaturas

Calculo de B

$$B = -8,5333$$

Se despeja viscosidad cinemática (ν)

$$\nu_{n@136,23^{\circ}F} = 0,3450 \text{ [cst]}$$

Calculo viscosidad dinámica (μ) a temperatura de operación

$$\mu_{n@136,23} = 0,2729 \text{ [cp]}$$

Calculo densidad de la mezcla (agua-aceite-nafta), según la ecuación 1

$$\rho_{own@136,23^{\circ}F} = \frac{(439,44 * 61,2864) + (150,46 * 49,3973)}{439,44 + 150,46}$$

$$\rho_{own@136,23^{\circ}F} = 58,2539 \frac{lb}{ft^3}$$

Calculo de la fracción volumétrica, según la ecuación 74

$$X_n = \frac{150,46}{439,44 + 150,46}$$

$$X_n = 0,2551$$

$$X_{ow} = 1 - 0,2551$$

$$X_{ow} = 0,7449$$

Calculo viscosidad de la mezcla (agua-aceite-nafta), según la ecuación 7

$$\mu_{own@136,23^{\circ}F} = e^{(0,7449 * \ln 8179,2302) + (0,2551 * \ln 0,2729)}$$

$$\mu_{own@136,23^{\circ}F} = 590,0687 \text{ [cp]}$$

Calculo propiedades de mezcla (aceite-nafta)

Calculo densidad de la mezcla (aceite-nafta), según la ecuación 1

$$\rho_{on@136,23^{\circ}F} = \frac{(414,76 * 61,2731) + (150,46 * 49,3973)}{414,76 + 150,46}$$

$$\rho_{on@136,23^{\circ}F} = 58,1117 \frac{lb}{ft^3}$$

Calculo de la fracción volumétrica, según la ecuación 74

$$X_{n,o} = \frac{150,46}{414,76 + 150,46}$$

$$X_{n,o} = 0,2662$$

$$X_{o,n} = 1 - 0,2662$$

$$X_{o,n} = 0,7338$$

Calculo viscosidad de la mezcla (aceite-nafta), según la ecuación 7

$$\mu_{on@136,23^{\circ}F} = e^{(0,7338 * \ln 7744,2498) + (0,2662 * \ln 0,2729)}$$

$$\mu_{on@136,23^{\circ}F} = 505,3947 [cp]$$

4.2. DISEÑO LINEAS DE SUPERFICIE

Para el diseño de toda la tubería de well testing se tuvo en cuenta en la selección el diámetro que presentara menores perdidas de presión.

Tabla 8. Datos de entrada, diseño de líneas de superficie primer tramo

Datos de entrada	
Presión de operación [psi]	70
Temperatura máxima de operación [°F]	170
Caudal [BPD]	439,44
Densidad de la mezcla (agua-aceite) [lb/ft ³]	61,2864
Viscosidad de la mezcla (agua-aceite) [cp]	8179,2303

Presión máxima de operación, según ecuación 15

$$PMO = 70 * 1,05$$

$$PMO = 73,5 [psi]$$

Presión de diseño, según ecuación 16.a

$$PD = 73,5 + 29,7$$

$$PD = 113,2 [psi]$$

La presión de diseño es la misma para todos los tramos de tubería excepto para los de descarga y sección de la bomba.

Temperatura de diseño, según la tabla 4, la reducción es del 5%

$$TD = 170 - 170 * 0,05$$

$$TD = 161,5 \text{ } ^\circ F$$

El primer tramo de tubería está comprendida desde el choke manifold hasta el mezclador con una longitud de 5 pies

- **Diámetro nominal**

Velocidad de flujo: ya que existen diferentes diámetros de tubería para cada uno de estos diámetros se calcula la velocidad de flujo según la ecuación 17

$$V = 0,012 * \frac{439,44}{D^2}$$

Tabla 9. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
V[ft/s]	0,8437	0,5891	0,3296	0,1465	0,0824

Numero de Reynolds, según la ecuación 18

$$R_e = \frac{61,2864 * D * V}{8179,2303}$$

Tabla 10. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
Re	1,9600	1,6334	1,2250	0,8167	0,6125

Factor de fricción, debido a que el número de Reynolds es menor a 2300 el régimen de flujo es laminar por lo tanto se usa la ecuación 19.a para el cálculo del factor de fricción

$$f = \frac{64}{R_e}$$

Tabla 11. Factor de fricción para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
f	32,6527	39,1832	52,2442	78,3664	104,4885

- **Perdidas por fricción**

$$H_{LP} = \frac{f * 5 * V^2}{D * 2 * 32,1741}$$

Tabla 12. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el primer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{LP} [psi]	8,6695	4,1809	1,3228	0,2613	0,0827

El segundo tramo de tubería está comprendida desde el mezclador hasta el separador con una longitud de 5 pies

Tabla 13. Datos de entrada, diseño de líneas de superficie segundo tramo

Caudal de la mezcla(nafta-aceite-agua) [BPD]	589,928
Densidad de la mezcla (nafta-aceite-agua)[lb/ft ³]	58,2539
Viscosidad de la mezcla (nafta-aceite-agua)[cp]	590,0687

- **Diámetro nominal**

Velocidad de flujo: ya que existen diferentes diámetros de tubería para cada uno de estos diámetros se calcula la velocidad de flujo según la ecuación 17

$$V = 0,012 * \frac{589,928}{D^2}$$

Tabla 14. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
V[ft/s]	1,1326	0,7865	0,4424	0,1966	0,1106

Numero de Reynolds, según la ecuación 18

$$R_e = \frac{58,2539 * D * V}{590,0687}$$

Tabla 15. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
Re	34,6668	28,8890	21,6668	14,4445	10,8334

Factor de fricción, debido a que el número de Reynolds es menor a 2300 el régimen de flujo es laminar por lo tanto se usa la ecuación 19.a para el cálculo del factor de fricción.

$$f = \frac{64}{R_e}$$

Tabla 16. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
F	1,8461	2,2163	2,9538	4,4308	5,9077

- **Perdidas por fricción**

Perdidas primarias según la ecuación 20

$$H_{LP} = \frac{f * 5 * V^2}{D * 2 * 32,1741}$$

Tabla 17. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{LP} [psi]	0,8833	0,4260	0,1348	0,0266	0,0084

- **Perdidas secundarias, según la ecuación 21**

Los coeficientes de resistencia (K) correspondientes a cada accesorio son leído de la tabla A.1 del anexo A. Los accesorios tenidos en cuenta para esta sección se encuentran en la siguiente tabla

Tabla 18. Factor K, segundo tramo de tubería

Accesorio	Numero de accesorios	K	K*# de accesorios
Codos roscados	2	1,5	3
Uniones con extremo roscado	4	0,08	0,32
Válvula compuerta	1	0,15	0,15
		ΣK	3,47

$$H_{LS} = 13,31 * \frac{V^2}{2 * 32,1741}$$

Tabla 19. Perdidas secundarias para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{LS} [psi]	0,0696	0,0335	0,0106	0,0021	0,0007

- **Pérdidas totales, según ecuación 22**

$$H_L = H_{LS} + H_{LP}$$

Tabla 20. Pérdidas totales para diferentes diámetros en el segundo tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _L [psi]	0,9528	0,4595	0,1454	0,0287	0,0091

Con los datos obtenidos anteriormente se decide seleccionar una tubería con un diámetro de 4 pulgadas debido a que ocasiona una pérdida de presión baja, además es económicamente viable ya que el espesor de la tubería es directamente proporcional a su diámetro.

- **Espesor por corrosión:** se seleccionó como material de fabricación para la tubería acero al carbón; según la norma ASME B31-3 el espesor mínimo por corrosión para este tipo de material es de 1/16 de pulgada.
- **Espesor de pared:** los valores de E, Y y S son leídos de las tablas A.2, A.3, A.4 del anexo A, debido a que no se poseía el esfuerzo permitido (S) a la temperatura de operación se interpolo para obtener este valor este valor también será tomado en cuenta para el diseño del separador ya que en la norma ASME se recomienda que este tipo de recipientes sean fabricados con este material (acero al carbón).

Tabla 21. Constantes E, Y, S para espesor de pared

E	0,8
Y	0,4
S	22070

Para el cálculo de espesor de tubería se utilizó las ecuaciones 25, 26

$$t = \frac{113,2 * 4}{2 * (22070 * 0,8 + 113,2 * 0,4)}$$

$$t = 0,0128[in]$$

$$t_m = 0,0128 + 0,0625$$

$$t_m = 0,0753[in]$$

Espesor nominal, según la ecuación 27.a

$$t_n = 0,0753 * \left(\frac{1}{1 - 0,125} \right)$$

$$t_n = 0,00861[in]$$

Debido a que el menor espesor especificado por la norma ASME B36.10M es de 0,237 pulgadas este es el valor tomado como el espesor de la tubería y según esta norma sería un Schedule 40.

El tercer tramo de tubería está comprendida desde el separador hasta los tanques con una longitud mínima de 25 pies al tanque 1

Se debe tener en cuenta que son tres tanques los cuales deben tener una distancia mínima entre sí de 10 pies, debido a que la tubería utilizada es de golpe la cual viene con una longitud de cinco pies se debe tener en cuenta esto para el cálculo de las longitudes mínimas. Según el caudal de la prueba el dimensionamiento del tanque debe ser: ancho 8,6 pies, alto 10 pies, largo 10pies.ver figura 28 para mayor entendimiento de distancias.

Tabla 22.Datos de entrada, diseño de líneas de superficie tercer tramo

Caudal de la mezcla(nafta-aceite) [BPD]	565,2226
Densidad de la mezcla (nafta-aceite)[lb/ft ³]	58,11
Viscosidad de la mezcla (nafta-aceite-agua)[cp]	505,3947
Distancia separador-tanque 1 [ft]	35
Distancia separador-tanque 2 [ft]	55
Distancia separador-tanque 3 [ft]	75

- **Diámetro nominal**

Velocidad de flujo: ya que existen diferentes diámetros de tubería para cada uno de estos diámetros se calcula la velocidad de flujo según la ecuación 17

$$V = 0,012 * \frac{565,2226}{D^2}$$

Tabla 23. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
V[ft/s]	1,0852	0,7536	0,4239	0,1884	0,1059

Numero de Reynolds, según la ecuación 18

$$R_e = \frac{58,11 * D * V}{505,3947}$$

Tabla 24. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
Re	38,6868	32,2390	24,1793	16,1195	12,0896

Factor de fricción, debido a que el número de Reynolds es menor a 2300 el régimen de flujo es laminar por lo tanto se usa la ecuación 19.a para el cálculo del factor de fricción

$$f = \frac{64}{R_e}$$

Tabla 25. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
f	1,6543	1,9852	2,6469	3,9703	5,2938

- **Perdidas por fricción**

Perdidas primarias según la ecuación 20

$$H_{LP} = \frac{f * l * V^2}{D * 2 * 32,1741}$$

Para los cálculos de pérdidas en tubería se tuvo en cuenta la pérdida de presión ocasionada por la columna hidrostática la cual está dada por la siguiente ecuación

$$P_h = 0,006944 * h_{tanque} * \rho_{on}$$

Tabla 26. Pérdidas por fricción para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{LP@1tk} [psi]	9,1219	6,4883	4,8114	4,1886	4,0838
H _{LP@2tk} [psi]	12,0286	7,8901	5,2550	4,2762	4,1115
H _{LP@3tk} [psi]	14,9352	9,2918	5,6985	4,3638	4,1392

- **Pérdidas secundarias, según la ecuación 21**

Los coeficientes de resistencia (K) correspondientes a cada accesorio son leídos de la tabla A.1 del anexo A. Los accesorios tenidos en cuenta para esta sección se encuentran en la siguiente tabla

Tabla 27. Factor K, tercer tramo de tubería

Accesorios	K	Tanque 1		Tanque 2		Tanque 3	
		#	K*#	#	K*#	#	K*#
Codos roscados 90°	1,5	2	3	2	3	3	4,5
Codos roscados 180°	1,5	1	1,5	1	1,5	1	1,5
Te salida de lado	2	1	2	1	2	0	0
Te paso directo	0,9	0	0	1	0,9	2	1,8
Uniones con extremo roscado	0,08	7	0,56	9	0,63	11	0,77
Válvula cheque	2	1	2	1	2	1	2
Válvulas compuerta	0,15	3	4,5	3	4,5	3	4,5
		ΣK	9,51	ΣK	10,57	ΣK	11,13

$$H_{LS} = K * \frac{V^2}{2 * 32,1741}$$

Tabla 28. Pérdidas secundarias para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{LS@1tk} [psi]	0,1750	0,0844	0,0267	0,0053	0,0017
H _{LS@2tk} [psi]	0,1945	0,0938	0,0297	0,0058	0,0019
H _{LS@3tk} [psi]	0,2048	0,0988	0,0313	0,0062	0,0020

• **Pérdidas totales, según ecuación 22**

$$H_L = H_{LS} + H_{LP}$$

Tabla 29. Pérdidas totales para diferentes diámetros en el tercer tramo de tubería

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{L@1tk} [psi]	9,2969	6,5727	4,8381	4,1939	4,0855
H _{L@2tk} [psi]	12,2231	7,9839	5,2846	4,2821	4,1134
H _{L@3tk} [psi]	15,1400	9,3906	5,7297	4,3699	4,1412

Con los datos obtenidos anteriormente se decide seleccionar una tubería con un diámetro de 4 pulgadas debido a que ocasiona una pérdida de presión baja, Teniendo en cuenta que la presión de operación es de 42 psi y las pérdida de presión para las tuberías de diámetro de 2,5 y 3 pulgadas están muy cerca de esta, además hay que considerar la suma de la pérdida de presión ocasionada por el mezclador lo que conlleva a que las pérdidas sean mayores a la presión de operación y el fluido no podrá llegar a los tanques por ende se selecciona un diámetro de tubería de 4 pulgadas. Además es económicamente viable ya que el espesor de la tubería es directamente proporcional a su diámetro por lo que sería un gasto innecesario seleccionar un diámetro mayor.

4.3. DISEÑO DEL MEZCLADOR

Tabla 30. Datos de entrada, diseño del mezclador

Caudal nafta [BPD]	150,46
Viscosidad mezcla(aceite-agua) [cp]	8179,2303
Caudal mezcla (aceite-agua) [BPD]	439,44
Viscosidad nafta [cp]	0,2729
Diámetro del mezclador [in]	4
Factor de fricción	2,9539
Ki leído tabla 6.a	0,63
K	1
KL leído tabla 6.a	37,5

Se seleccionó un mezclador tipo SMX ya que este es el diseño ideal para el fluido trabajado en este proyecto, esta selección se realizó según el anexo B

El paso 1 y 2 son pasados por alto ya estos cálculos fueron realizados anteriormente para cada uno de los diámetros nominales; se recomienda en lo posible que el mezclador posea el mismo diámetro de la tubería.

$$V = 0,4424 \text{ [ft/s]}$$

$$Re = 21,6668$$

- coeficiente de variación, según ecuación 28

$$C_v = \frac{150,46}{439,44 + 150,46}$$

$$C_v = 0,2551$$

Calculo del coeficiente de variación inicial para una muestra no mezclada, según la ecuación 29

$$C_o V_o = \left(\frac{1 - 0,2551}{0,2551} \right)^{0,5}$$

$$C_o V_o = 1,7088$$

Según la literatura del libro Handbook of industrial mixing science and practice, el coeficiente CoV es de 5%

Calculo del coeficiente de variación reducido, según la ecuación 30

$$C_o V_r = \frac{0,05}{1,7088}$$

$$C_o V_r = 0,0279$$

Calculo de la relación L/D para un sistema con viscosidades iguales, según ecuación 31

$$\frac{L}{D} = \frac{\log 0,0279}{\log 0,63}$$

$$\frac{L}{D} = 7,7464$$

Calculo de la relación L/D real para sistema de diferentes viscosidades, según la ecuación 31

$$\frac{L}{D} = 7,7464 + \log \frac{8179,2303}{0,2729}$$

$$\frac{L}{D} = 12,2231$$

Calculo de la longitud

$$L = 12,2231 * 0,333$$

$$L = 4,1[ft]$$

Calculo caída de presión en el mezclador, según la ecuación 33.

La caída de presión en la línea es calculada con la ecuación 20

$$H_{LP} = \frac{2,9539 * 4,1 * 0,4424^2}{0,3333 * 2 * 32,1741}$$

$$H_{LP} = 0,1105[psi]$$

$$\Delta_{pm} = 37,5 * 0,1105$$

$$\Delta_{pm} = 4,1438[psi]$$

4.4. DISEÑO DEL SEPARADOR

En el diseño del separador de well testing se tiene en cuenta un llenado del 75% con una producción de gas de 30000 pies cúbicos días, que es la producción promedio del campo en estudio. Se sigue la metodología de diseño que se encuentra descrita en el capítulo anterior

En diseño del separador a un porcentaje de llenado diferente al 50% de llenado se necesitan datos los cuales no se poseían; como solución a este problema se usó una modelación del crudo en el software ASPEN HYSYS basados en una prueba PVT que se tenía del pozo AB en clúster T del campo O. Con este modelo del fluido se obtuvieron los datos necesarios del gas que no se poseían.

Tabla 31. Datos de entrada, diseño de separador

Densidad mezcla (agua-nafta-aceite) [lb/ft ³]	58,2539
Densidad mezcla (nafta-aceite) [lb/ft ³]	58,1117
Densidad del agua [lb/ft ³]	61,5107
Diámetro de la partícula [md]	500

Z (ASPEN HYSYS)	0,9779
Viscosidad gas(ASPEN HYSYS) [cp]	0,01234
Gravedad especifica del gas (PVT)	1,029
Temperatura [°F]; [°R]	136,23 ; 596,23
Caudal de gas [MMSCFD]; [scfd]	0,030; 30000
Presión [Psi]	42,17
Caudal de agua [BPD]; [ft³/s]	24,68 ; 0,0015
Caudal de mezcla (nafta-crudo) [BPD]; [ft³/s]	565,22 ; 0,367
Tiempo de retención agua, aceite [minutos]	10
(1-β)/(1-α) (leído anexo # C figura C.1)	580
α(leído anexo #C figura C.1)	0,8
Peso molecular del aire [lb/lb-mol]	28,97
Presión de diseño [psig]	113,2
Esfuerzo (S) [psig] (leído anexo C tabla C.1)	20000

Densidad del gas, según ecuación 3

$$\rho_g = \frac{2,7 * 1,029 * 42,17}{596,23 * 0,9779}$$

$$\rho_g = 0,2009 \frac{lb}{ft^3}$$

- Cálculo del coeficiente de arrastre (CD) mediante proceso iterativo, según ecuaciones 35, 36,37 y 38

$$V_1 = 0,0204 * \left(\frac{(58,2539 - 0,2009) * 500}{0,2009} \right)^{0,5}$$

$$V_1 = 7,7537 \frac{ft}{s}$$

$$R_e = 0,0049 * \frac{0,2009 * 500 * 7,7537}{0,01234}$$

$$R_e = 309,3123$$

$$C_D = \frac{24}{309,3123} + \frac{3}{309,3123^{0,5}} + 0,34$$

$$C_D = 0,5982$$

$$V_t = 0,0119 * \left(\left(\frac{58,2539 - 0,2009}{0,2009} \right) * \frac{500}{0,5982} \right)^{0,5}$$

$$V_t = 5,8987$$

Se repite estas operaciones hasta un CD igual

Tabla 32. Coeficiente de arrastre

Re	Vt	Cd
309,3123	7,7537	0,5882
235,2680	5,8976	0,6376
225,9646	5,6644	0,6458
224,5280	5,6284	0,6471
224,2993	5,6226	0,6473
224,2628	5,6217	0,6473
224,2569	5,6216	0,6474
224,2560	5,6215	0,6474

- **Capacidad del gas, según ecuación 46**

$$d_{leff} = 420 * (580) * \left(\left(\frac{596,23 * 0,9779 * 0,03}{42,16} \right) * \left(\frac{0,2009}{58,2529 - 0,2009} \right) * \frac{0,6474}{500} \right)^{0,5}$$

$$d_{leff} = 213,9104$$

- **Capacidad del líquido, según ecuación 47**

$$d^2 leff = \frac{10 * 565,22 + 10 * 24,68}{1,4 * 0,8}$$

$$d^2 leff = 2633,4946$$

Para los cálculos posteriores se realizó la siguiente tabla

Tabla 33. Calculo de diámetro óptimo del separador

D [in]	leff gas [ft]	leff liq[ft]	Lss[ft]	Sr
1	213,910364	2633,494643	3511,32619	42135,91429
2	106,955182	658,3736607	877,8315476	5266,989286
3	71,30345466	292,6105159	390,1473545	1560,589418
4	53,47759099	164,5934152	219,4578869	658,3736607
6	35,65172733	73,15262897	97,53683862	195,0736772
8	26,7387955	41,14835379	54,86447173	82,29670759
10	21,3910364	26,33494643	35,1132619	42,13591429
12	17,82586366	18,28815724	24,38420966	24,38420966
16	13,36939775	10,28708845	14,70273108	11,02704831
20	10,6955182	6,583736607	12,36218487	7,417310919
24	8,912931832	4,572039311	10,91293183	5,456465916
30	7,130345466	2,926105159	9,630345466	3,852138186
36	5,941954555	2,032017471	8,941954555	2,980651518
42	5,093103904	1,492910795	8,593103904	2,455172544
48	4,456465916	1,143009828	8,456465916	2,114116479
60	3,565172733	0,73152629	8,565172733	1,713034547

Según la relación de esbeltez el diámetro para el diseño optimo es de 30 pulgadas, además se debe seleccionar una distancia entre costuras (lss) que sea comercial el cual seria 10 pies; con esta longitud de costura se debe calcular el caudal máximo de operación.

Calculo de boquillas

- **Boquilla de entrada**

PM_g, según ecuación 53

$$PM_g = 1,029 * 28,97$$

$$PM_g = 29,8101$$

Q_g a condiciones de operación, según ecuación 54

$$Q_{goperacion} = \frac{30000 * 29,8101 * 1,029}{379 * 86400 * 0,2009}$$

$$Q_{goperacion} = 0,1399 \frac{ft^3}{s}$$

Densidad de la mezcla, según ecuación 55

$$\rho_{o,w,n} = \frac{0,1399 * 0,2009 + 0,0367 * 58,1117 + 0,0015 * 61,5107}{0,1399 + 0,0367 + 0,0015}$$

$$\rho_{o,w,n} = 12,6589 \frac{lb}{ft^3}$$

Velocidad de la mezcla, según ecuación 56

$$V_{b,e} = \frac{80}{(12,6589)^{0,5}}$$

$$V_{b,e} = 22,4850 \frac{ft}{s}$$

Diámetro boquilla de entrada, según ecuación 57

$$\phi_{b,e} = \left(\frac{4 * (0,3771 + 0,1399)}{\pi * 22,4850} \right)^{0,5} * 12$$

$$\phi_{b,e} = 1,2051 [in]$$

Este valor se tomara como el diámetro mínimo de la boquilla

- **Boquilla salida de gas**

Velocidad salida del gas, según ecuación 58

$$V_{sg} = \frac{80}{(0,2009)^{0,5}}$$

$$V_{sg} = 178,4724$$

Diámetro boquilla salida de gas, según ecuación 59

$$\phi_{s,gas} = \left(\frac{4 * 0,1399}{\pi * 30} \right)^{0,5} * 12$$

$$\phi_{s,gas} = 0,9246 [in]$$

- **Boquilla salida de aceite**

Velocidad salida del aceite, según ecuación 60

$$V_{so} = \frac{80}{(58,1117)^{0,5}}$$

$$V_{so} = 10,4944$$

Diámetro boquilla salida de aceite, según ecuación 61

$$\phi_{b,so} = \left(\frac{4 * 0,0367}{\pi * 10,4944} \right)^{0,5} * 12$$

$$\phi_{b,so} = 0,8008 [in]$$

- **Boquilla salida de agua**

Velocidad salida del agua, según ecuación 62

$$V_{sa} = \frac{80}{(0,61,5107)^{0,5}}$$

$$V_{sa} = 10,2003$$

Diámetro boquilla salida de agua, según ecuación 63

$$\phi_{b,sa} = \left(\frac{4 * 0,0015}{\pi * 10,2003} \right)^{0,5} * 12$$

$$\phi_{b,sa} = 0,1649 [in]$$

Espesor del separador

Para el cálculo del espesor nominal se le debe sumar el espesor por corrosión para cilindros y tapas el cual es 1/8 de pulgada.

- **Espesor del cilindro, según ecuación 64**

El valor de la eficiencia (E) para cálculos de este proyecto de grado es de 0,85

$$t = \frac{113,2 * 30}{20000 * 0,85 - 0,6 * 113,2}$$

$$t = 0,2 \text{ [in]}$$

$$t_n = 0,2 + 0,125$$

$$t_n = 0,325 \text{ [in]}$$

Debido a que el espesor calculado no es un espesor comercial este se debe aproximar al espesor comercial más cercano por encima de este valor, el cual es: 3/8 de pulgada (0,375 in).

• **Espesor de las tapas, según ecuación 65**

$$t = \frac{113,2 * 30}{2 * 20000 * 0,85 - 0,2 * 113,2}$$

$$t = 0,1 \text{ [in]}$$

$$t_n = 0,1 + 0,125$$

$$t_n = 0,225 \text{ [in]}$$

Debido a que el espesor calculado no es un espesor comercial este se debe aproximar al espesor comercial más cercano por encima de este valor, el cual es: 1/4 de pulgada (0,25 in)

Se escoge el espesor de mayor valor entre el espesor de las tapas y del cilindro para así facilitar la unión entre ellos

4.5. DISEÑO BOMBA DE TRANSFERENCIA

Se debe tener en cuenta que son tres tanques los cuales deben tener una distancia mínima entre sí de 10 pies, debido a que la tubería utilizada es de golpe la cual viene con una longitud de cinco pies se debe tener en cuenta esto para el cálculo

de las longitudes mínimas. Según el caudal de la prueba el dimensionamiento del tanque debe ser: ancho 8,6 pies, alto 10 pies, largo 10 pies. Ver figura 28 para mayor entendimiento de distancias.

Tabla 34. Datos de entrada, diseño de bomba de transferencia

Caudal de mezcla (aceite-nafta) [BPD]; [ft ³ /s]	565,2226; 0,0367
Densidad de mezcla (aceite-nafta) medida en tanque [lb/ft ³]	59,5001
API medio en tanque	16,9667
Viscosidad de mezcla (aceite-nafta) medida en tanque [cp]; [lb/ft*s]	700; 0,4704
Altura de tanque [ft]	10
Distancia entre bomba-tanque [ft]	15
Distancia entre tanque y tanque [ft]	10
Ancho del tanque [ft]	8,6
Presión requerida [psi]	170
Gravedad específica de la mezcla (aceite-nafta)	0,9531
Densidad del agua [lb/ft ³]	62,4280
Presión atmosférica [psi]	14,7
Presión de vapor [psi]	10
Eficiencia de la bomba	85%
Eficiencia del motor	85%
Altura de la línea de descarga [ft]	3
Altura máxima de llenado	80%

Línea de succión de la bomba

Debido a que la distancia entre la bomba y el tanque 1 y la distancia entre la bomba y el tanque 3 es la misma (ver figura 28) y además poseen los mismos accesorios se procede a realizar un solo cálculo de pérdidas.

Diámetro nominal

Velocidad de flujo: ya que existen diferentes diámetros de tubería para cada uno de estos diámetros se calcula la velocidad de flujo según la ecuación 17

$$V = 0,012 * \frac{565,2226}{D^2}$$

Tabla 35. Velocidades de flujo para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
V[ft/s]	1,0852	0,7536	0,4239	0,1884	0,1060

Numero de Reynolds, según la ecuación 18

$$R_e = \frac{59,5001 * d * V}{700}$$

Tabla 36. Numero de Reynolds para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
Re	28,5989	23,8325	17,8743	11,9162	8,9372

Factor de fricción, debido a que el número de Reynolds es menor a 2300 el régimen de flujo es laminar por lo tanto se usa la ecuación 19.a para el cálculo del factor de fricción.

$$f = \frac{64}{R_e}$$

Tabla 37. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
F	2,2378	2,6854	3,5806	5,3708	7,1611

- **Perdidas por fricción**

Perdidas primarias según la ecuación 20

Longitud de línea bomba-tanque1-3=15+11,4+8,6=35 ft

Longitud de línea bomba- tanque 2=15

$$H_{LP} = \frac{f * l * V^2}{d * 2 * 32,1741}$$

Tabla 38. Perdidas por fricción para diferentes diámetros en la línea de succión de la bomba

Diámetro [in]	2,5	3	4	6	8
H _{LP@1-3tk} [psi]	6,8809	3,3183	1,0499	0,2074	0,0656
H _{LP@2tk} [psi]	2,9490	1,4221	0,4500	0,0889	0,0281

El diámetro seleccionado para línea de succión es de cuatro pulgadas, como se describió anteriormente la línea de descarga debe ser menores de la línea de succión se seleccionó un diámetro de tres pulgadas para la línea de descarga.

- **Perdidas secundarias, según la ecuación 21**

Los coeficientes de resistencia (K) correspondientes a cada accesorio son leído de la tabla A.1 del anexo A. Los accesorios tenidos en cuenta para esta sección se encuentran en la siguiente tabla

Tabla 39. Factor K, en la línea de succión de la bomba

Accesorio	K	Tanque 1-3		Tanque 2	
		#	K*#	K	K*#
Codos roscados 90°	1,5	1	1,5	0	0
Tee salida de lado	2	1	2	0	0
Tee paso directo	0,9	0	0	1	0,9
Uniones con extremo roscado	0,08	4	0,32	1	0,08

Válvulas compuerta	0,15	3	0,45	3	0,45
		ΣK	4,27	ΣK	1,43

$$H_{LS} = K * \frac{v^2}{2 * 32,1741}$$

Tabla 40. Pérdidas secundarias para un diámetro de 4 pulgadas en la línea de succión de la bomba

H _{LS@1-3tk} [psi]	0,0120
H _{LS@2tk} [psi]	0,0040

- **Pérdidas totales, según ecuación 22**

$$H_L = H_{LS} + H_{LP}$$

Tabla 41. Pérdidas totales para

H _{L@1-3tk} [psi]	1,0619
H _{L@3tk} [psi]	0,4540

Para cálculos posteriores se tomara el dato más crítico el cual es la línea donde mayor pérdida se presenta.

Línea de descarga

Previamente se había seleccionado un diámetro de tres pulgadas para la línea de descarga por lo tanto ya se poseen los siguientes datos. Esta línea se diseña con una distancia mínima de 15 pies.

$$V=0,7536 \text{ [ft/s]}$$

$$Re=23,8325$$

$$f=2,6854$$

$$H_{LP}=1,4221$$

- **Perdidas secundarias, según la ecuación 21**

Los coeficientes de resistencia (K) correspondientes a cada accesorio son leído de la tabla A.1 del anexo A. Los accesorios tenidos en cuenta para esta sección se encuentran en la siguiente tabla

Tabla 42. Factor K, línea de descarga de la bomba

Accesorio	K	#	K*#
Uniones con extremo roscado	0,08	2	0,16
Válvulas compuerta	0,15	2	3
Válvulas cheque	2	1	2
			2,46

$$H_{LS} = 2,46 * \frac{0,7536^2}{2 * 32,1741}$$

$$H_{LS} = 0,0218[psi]$$

- **Pérdidas totales, según ecuación 22**

$$H_L = 0,0218 + 1,4221$$

$$H_L = 1,4440[psi]$$

Presión de succión, según ecuación 67

$$P_s = 14,7 + \frac{8 * 0,9531}{2,3066} - 1,0619$$

$$P_s = 16,9437[psi]$$

Carga neta positiva, según ecuación 68

$$NPSHa = \frac{(16,9437 - 10) * 2,3066}{0,9531}$$

$$NPSHa = 16,8048 [ft]$$

Presión de descarga, según ecuación 69

$$P_D = 170 + \frac{3 * 0,9531}{2,30666} + 1,440$$

$$P_D = 172,6835 [psi]$$

Potencia de la bomba, según ecuaciones 70 y 71

$$\Delta P_D = 172,6835 - 16,9437$$

$$\Delta P_D = 155,7398 [psi]$$

$$HHP = \frac{0,0292 * 565,2226 * 155,7398}{1714}$$

$$HHP = 1,4979 [HP]$$

Potencia de frenado, según ecuación 72

$$BHP = \frac{1,4979}{0,85}$$

$$BHP = 1,7623 [HP]$$

Potencia del motor, según ecuación 73

$$HP = \frac{1,7623}{0,85}$$

$$HP = 2,0733 [HP]$$

Según lo consultado en la literatura y reportes de empresas operadoras las cuales brindaron información sobre el mantenimiento y uso de bombas se puede asegurar que para el manejo de crudos extrapesados las mejores bombas son las de tipo rotativo ya sea de tornillo, cavidades progresivas o lóbulos , debido a que el crudo posee nafta en dilución se debe tener en cuenta que el material seleccionado sea compatible químicamente con la nafta ya que si no lo es puede ocasionar daños y desgaste en el materiales de fabricación.

Para la selección de los materiales adecuados en la fabricación de la bomba se realizó según lo descrito en el anexo D. Estas tablas fueron realizadas por empresas reconocidas las cuales tienen gran experiencia en la fabricación de bombas.

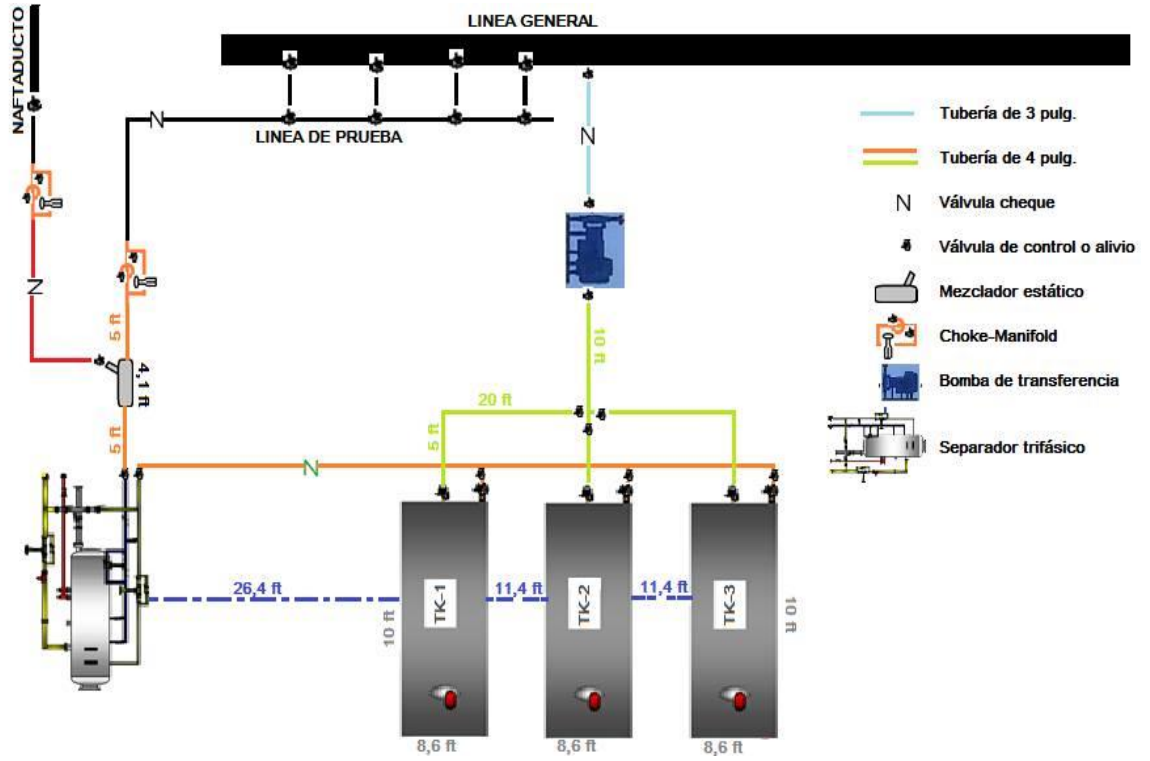
Se selecciona los materiales que fueran aplicables en los anexos los cuales fueron:

Tabla 43. Materiales de la bomba

Material	Tipos	Rango de temperatura [°F]
Plásticos	Nylon	0 – 200
	PVDF	10 – 250
Elastómeros	Viton	40 – 350
Metales	Acero inoxidable	

4.6. RESUMEN DE LOS EQUIPOS

Figura 28. Ubicación y distancia entre equipos



A continuación se presentan tablas con los especificadores de las líneas y equipos

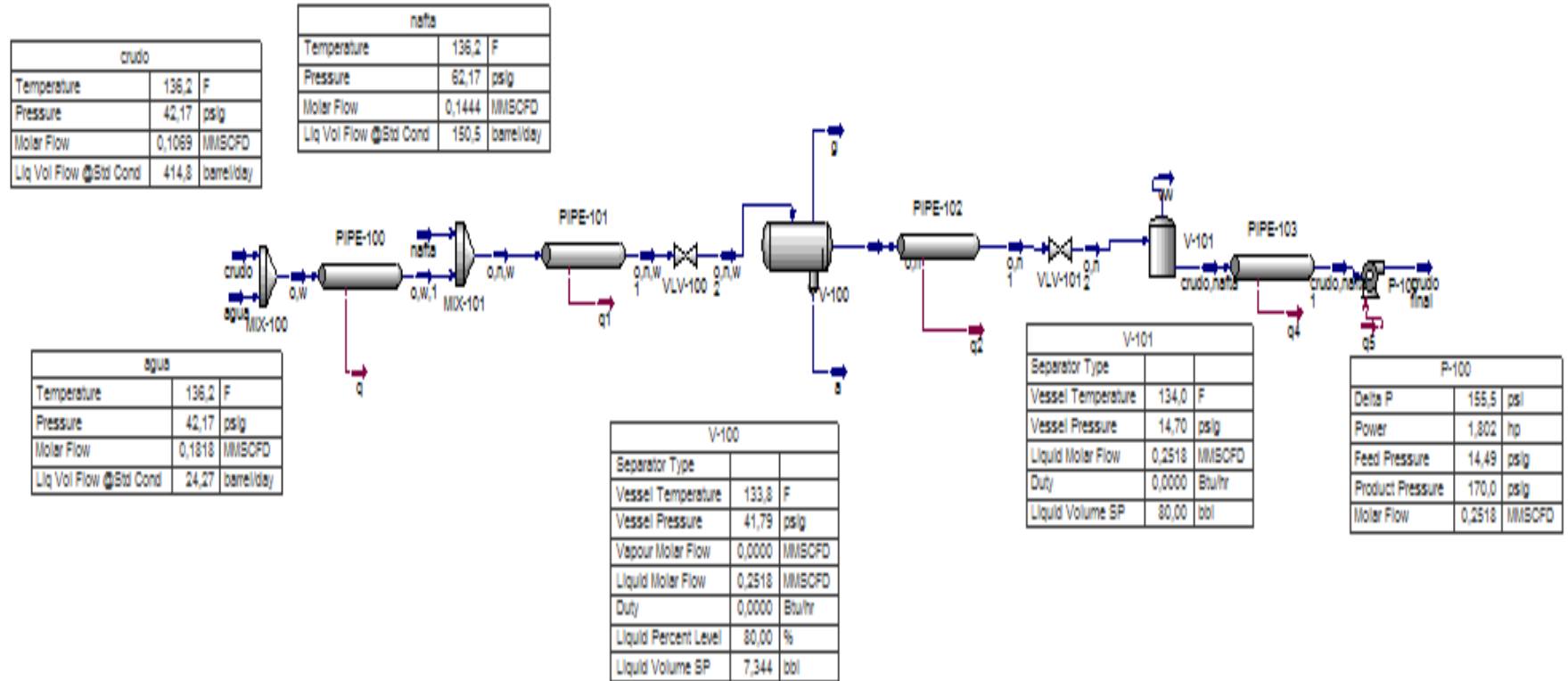
Tabla 44. Datos de las líneas de superficie

Líneas de superficie				
Empieza	Termina	Longitud [ft]	Diámetro nominal [in]	Espesor [in]
Choke	Mezclador	5	4	0,083
Mezclador	Separador	5	4	0,083
Separador	Tanque 1	35	4	0,083
	Tanque 2	55	4	0,083
	Tanque 3	75	4	0,083
Tanque 1-3	Bomba	35	4	0,083
Tanque 2		15	4	0,083
Bomba	Línea general	15	3	0,083

Tabla 45. Datos de los equipos

Mezclador tipo SMX	Separador trifásico	Tanque: gauge tank	Accesorios totales	Bomba rotativa				
Longitud [ft]	Diámetro [in]	30	Cantidad	3	Válvulas compuerta	17	Tipo	tornillo, cavidades progresivas o lóbulos
	Longitud [ft]	10	Capacidad [Bbl]	100	Válvulas cheque	2	Material	Nylon, PVDF, Viton, acero inoxidable
	Espesor del cilindro[in]	0,375	Alto [ft]	10	Codos	9	Carga neta positiva [ft]	16,8048
	Espesor de las tapas [in]	0,375	Ancho [ft]	8,6	Tee	2	Potencia de la bomba [hp]	1,4979
	Diámetro de la boquilla de entrada(se seleccionó teniendo en cuenta el diámetro de la tubería de entrada y el diámetro mínimo calculado)[in]	4	Largo [ft]	10	Cruz	1	Potencia de frenado[hp]	1,7623
	Diámetro de la boquilla de salida del aceite(se seleccionó teniendo en cuenta el diámetro de la tubería de entrada y el diámetro mínimo calculado)[in]	4			Uniones	24	Potencia del motor[hp]	2,0743
	Diámetro de la boquilla de salida de agua [in]	1						
	Diámetro de la boquilla de salida de gas [in]	1						

4.7. SIMULACION



4.8. PARAMETOS DE OPERACIÓN

Con la selección del espesor comercial (0,083 pulgadas) de la tubería se debe calcular una nueva presión de diseño y posteriormente una presión máxima de operación despejando la ecuación 15 y la ecuación 16b respectivamente.

$$P_D = \frac{2 * S * E * t_n}{D - 2 * Y * t_n}$$

$$PMO = \frac{P_D}{1,1}$$

Según la ecuación anterior tenemos para el diámetro de tubería de cuatro pulgadas tenemos

$$P_D = \frac{2 * 22070 * 0,8 * 0,083}{4 - 2 * 0,4 * 0,083}$$

$$P_D = 745,093 \text{ [psi]}$$

$$PMO = \frac{745,093}{1,1}$$

$$PMO = 677,357 \text{ [psi]}$$

Según las ecuaciones anteriores tenemos para el diámetro de tubería de tres tenemos:

$$P_D = \frac{2 * 22070 * 0,8 * 0,083}{3 - 2 * 0,4 * 0,083}$$

$$P_D = 999,078 \text{ [psi]}$$

$$PMO = \frac{999,078}{1,1}$$

$$PMO = 908,253[psi]$$

Con la selección del espesor comercial del cilindro (0,375 pulgadas) se debe calcular una nueva presión de diseño y posteriormente una presión máxima de operación despejando la ecuación 64.

$$P_D = \frac{S * E * t}{D + 0,6 * t}$$

$$P_D = \frac{20000 * 0,85 * 0,375}{30 + 0,6 * 0,375}$$

$$P_D = 210 [PSI]$$

$$PMO = 210 - 39,7$$

$$PMO = 170,3[psi]$$

Con la selección del espesor comercial de las tapas (0,25 pulgadas) se debe calcular una nueva presión de diseño y posteriormente una presión máxima de operación despejando la ecuación 65:

$$P_D = \frac{2 * S * E * t}{D + 0,4t}$$

$$P_D = \frac{2 * 20000 * 0,85 * 0,25}{30 + 0,4 * 0,25}$$

$$P_D = 282,39[psi]$$

$$PMO = \frac{282,39}{1,1}$$

$$PMO = 256,72[psi]$$

Para el cálculo de presión mínima para el caso de estudio en el sistema se deben tener en cuenta las pérdidas de carga por fricción en el sistema esta presión mínima debe ser mayor a las pérdidas totales en el sistema para que el fluido llegue al tanque.

$$P_{min} > 1,3229 + 0,1454 + 5,7297 + 4,1438$$

$$P_{min} > 11,34 \text{ [Psi]}$$

Según lo calculado anteriormente la presión máxima de operación para el separador y para el sistema (tubería, separador) es la más crítica que viene siendo la presión máxima de operación del cilindro.

La temperatura máxima de operación debe ser la misma que la temperatura con la que se realizaron los cálculos de diseño ya que si cambia esta temperatura las propiedades del material cambian específicamente el esfuerzo máximo permitido del material a esa temperatura (S)

$$TMO = 161,5 \text{ [}^\circ F\text{]}$$

Calculo de caudales máximo según ecuaciones 48, 49, 50, 51,52

$$X_{wt} = \frac{24,68}{565,22 + 24,68}$$

$$X_{wt} = 0,04184$$

$$l_{eff} = 10 - \frac{30}{12}$$

$$l_{eff} = 7,5 \text{ [ft]}$$

$$Q_{omax} = \frac{30^2 * 7,5 * 1,4 * 0,8}{5 + 5 * 0,04184}$$

$$Q_{omax} = 1451,28 [Bbl]$$

$$Q_{wmax} = 0,04184 * 1451,28$$

$$Q_{wmax} = 60,72 [Bbl]$$

$$Q_{gmax} = \frac{30 * 7,5 * 42,17}{420 * 580 * 596,23 * 0,9779 * \left(\frac{0,2009}{58,2539 - 0,2009} * \frac{0,6474}{500} \right)^{0,5}}$$

$$Q_{gmax} = 0,03156 [MMSCFD]$$

El mínimo API de un crudo para un proceso de separación es de 13 API ya que si este es menor puede ocasionar daños en el equipo.

$$API > 13$$

$$GE > 0,9792$$

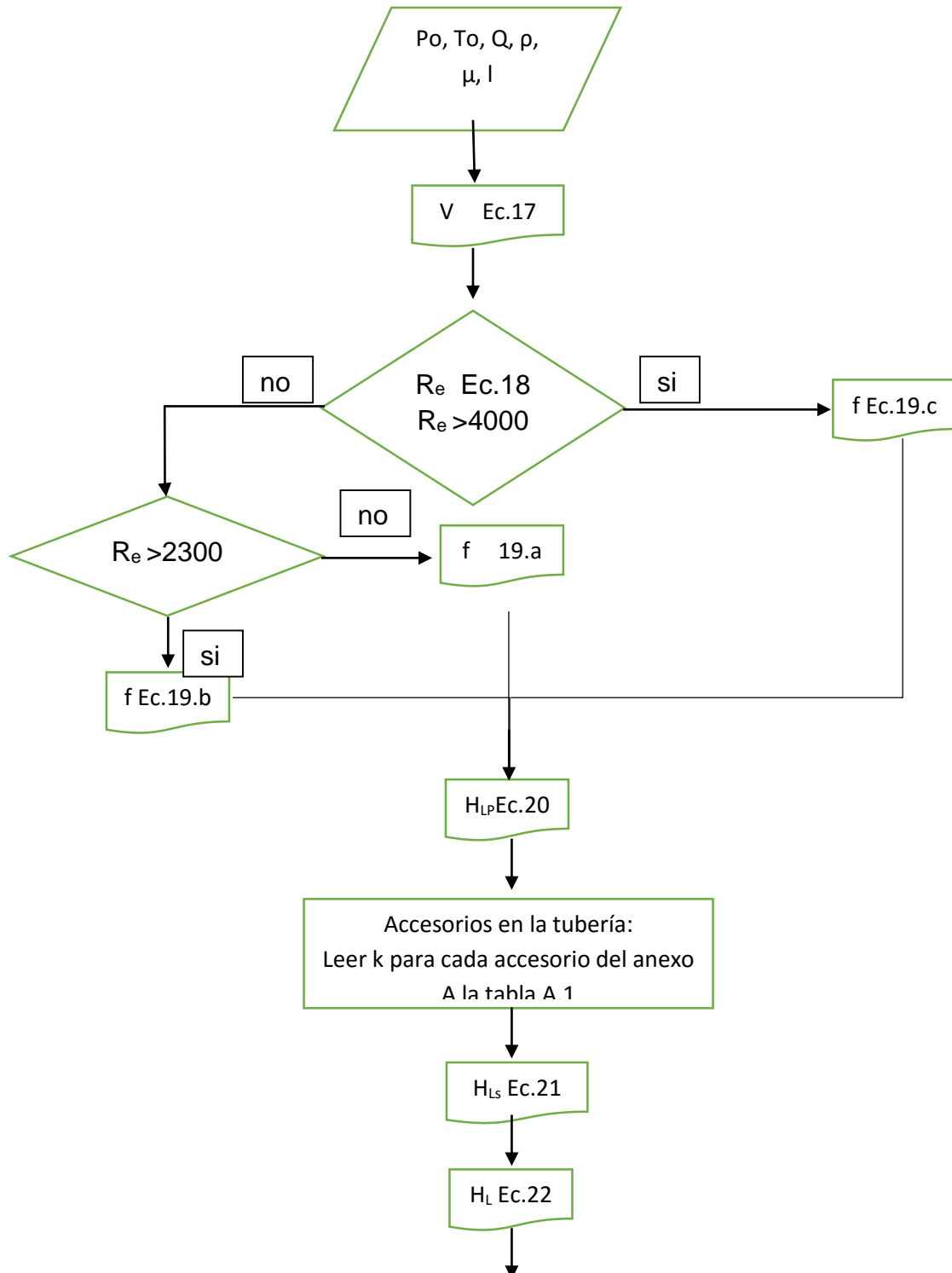
$$\rho > 61,1257 \text{ lb/ft}^3$$

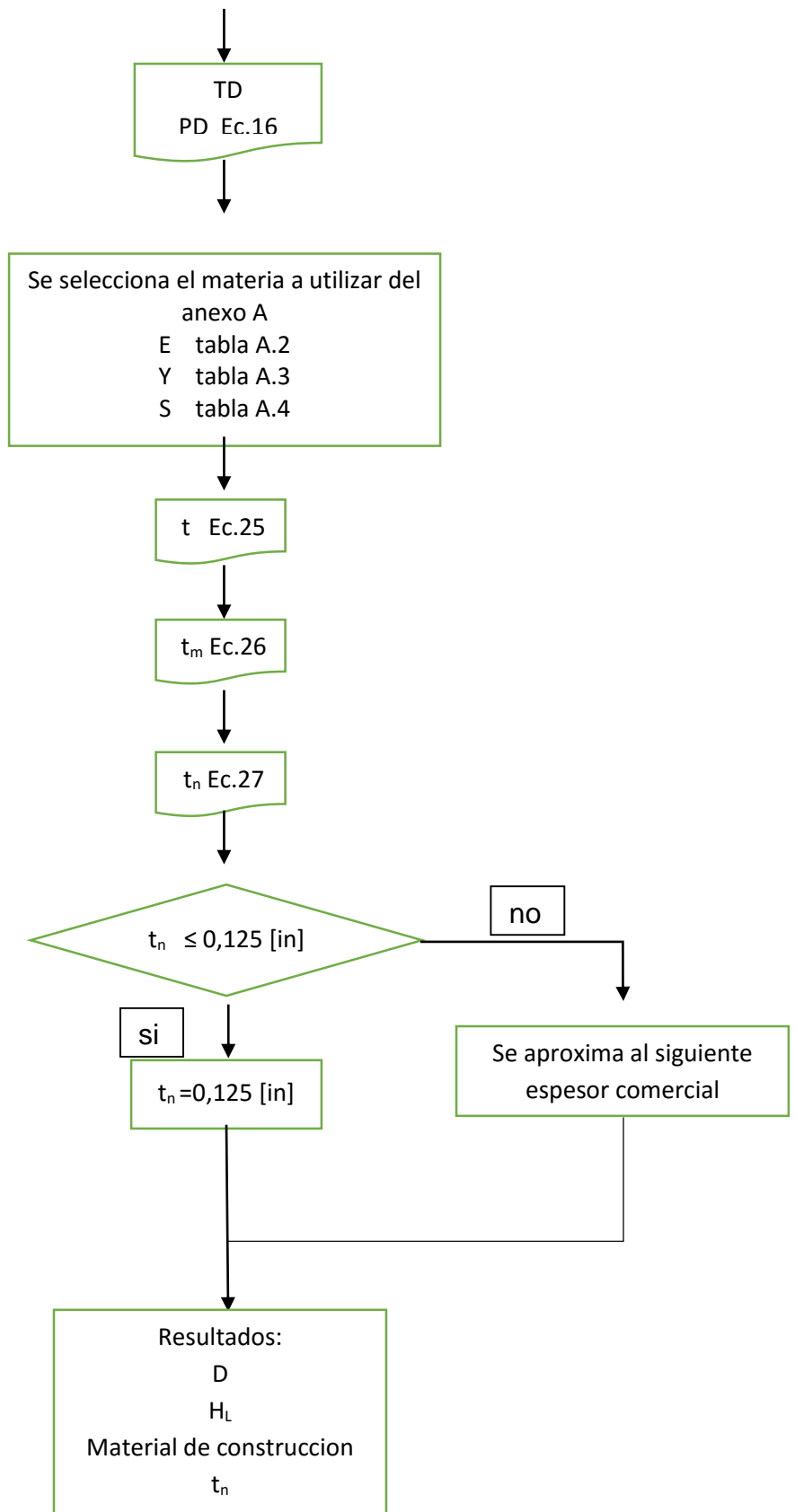
Tabla 46. Parámetros de operación

Presión máxima en tubería [psi]	908
Presión máxima en el separador [psi]	170,3
Presión mínima [psi]	10,993
Temperatura máxima de operación [°F]	161,5
Caudal de aceite-nafta máximo [Bbl/dia]	1451,28
Caudal de agua máximo [Bbl/dia]	60,72
Caudal de gas máximo [MMSCFD]	0,03155

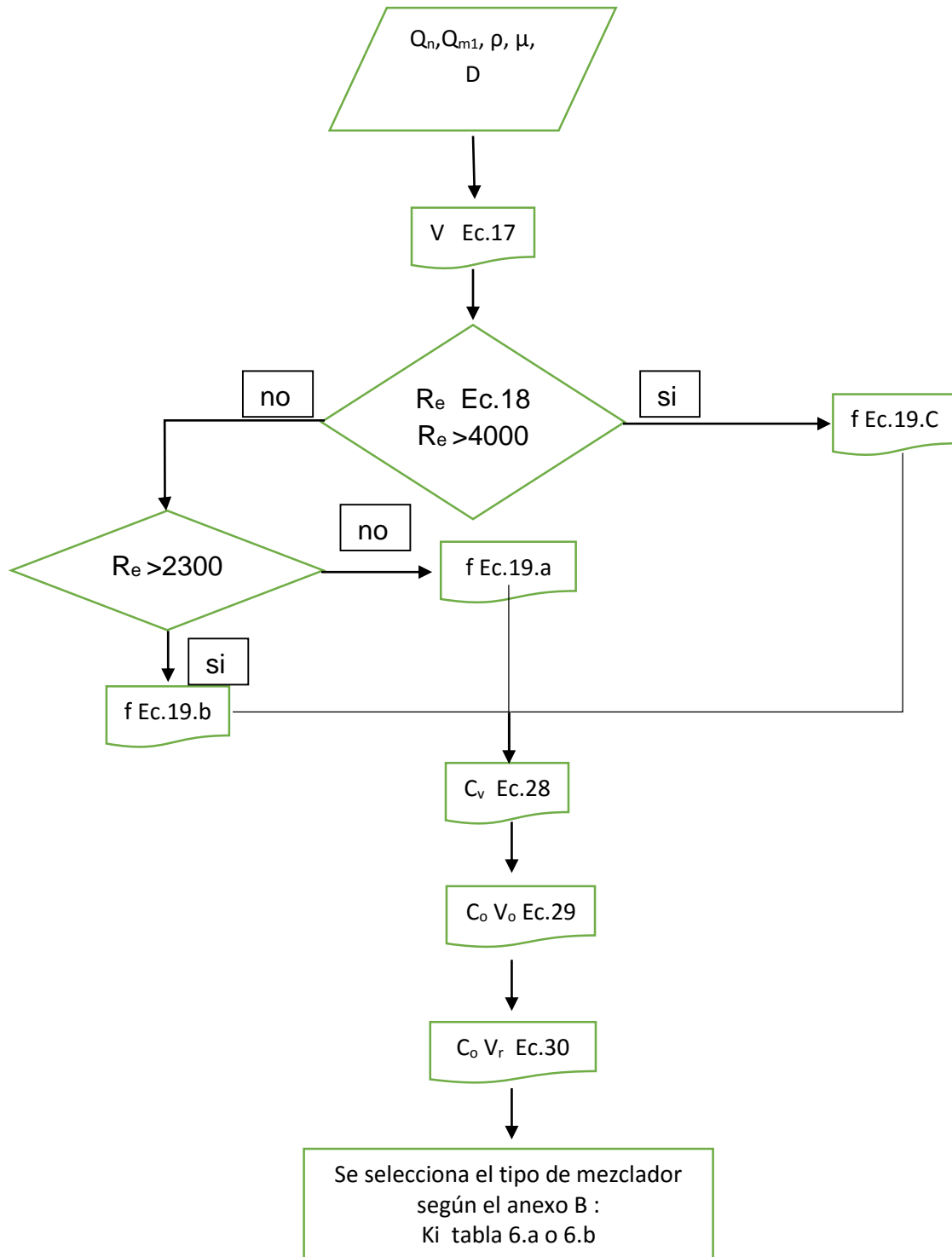
4.9. ESQUEMAS DE PROCEDIMIENTO DISEÑO DE EQUIPOS

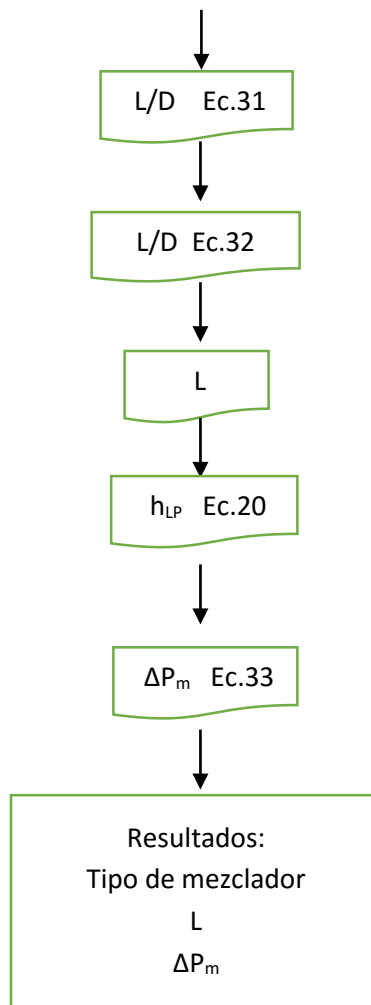
4.9.1. Esquema procedimiento diseño de tubería



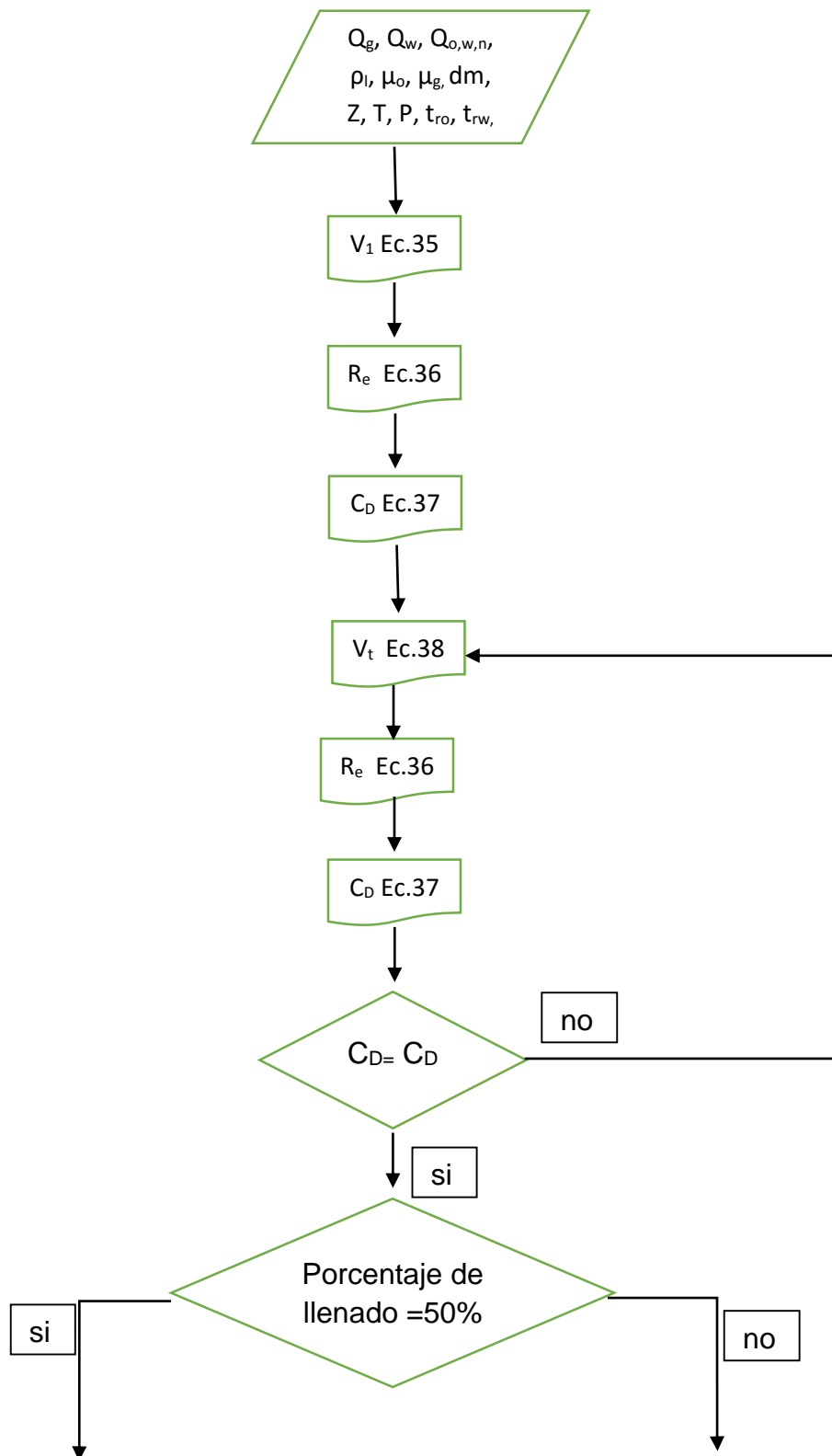


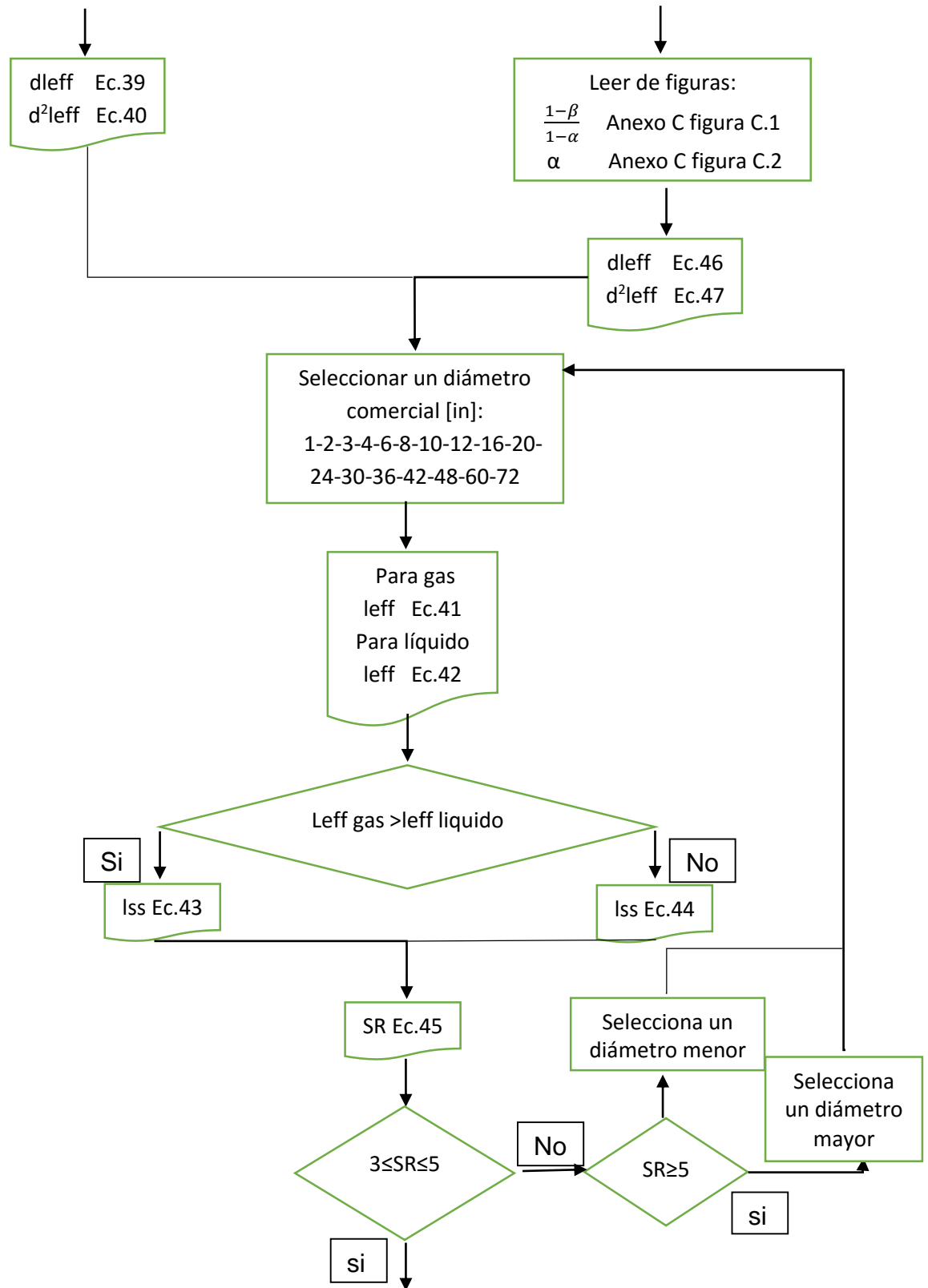
4.9.2. Esquema procedimiento diseño de mezclador

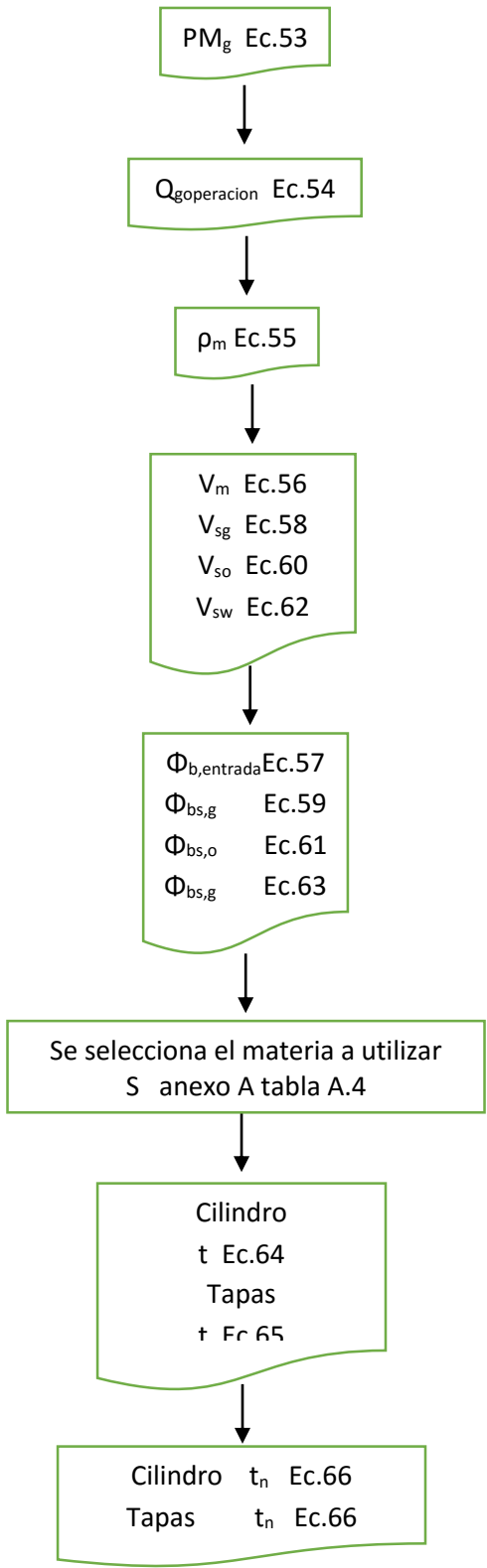


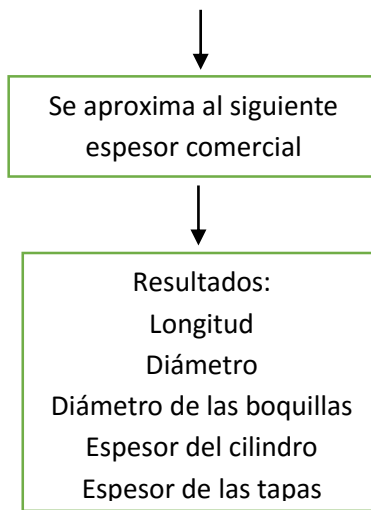


4.9.3. Esquema procedimiento diseño de separador trifásico horizontal

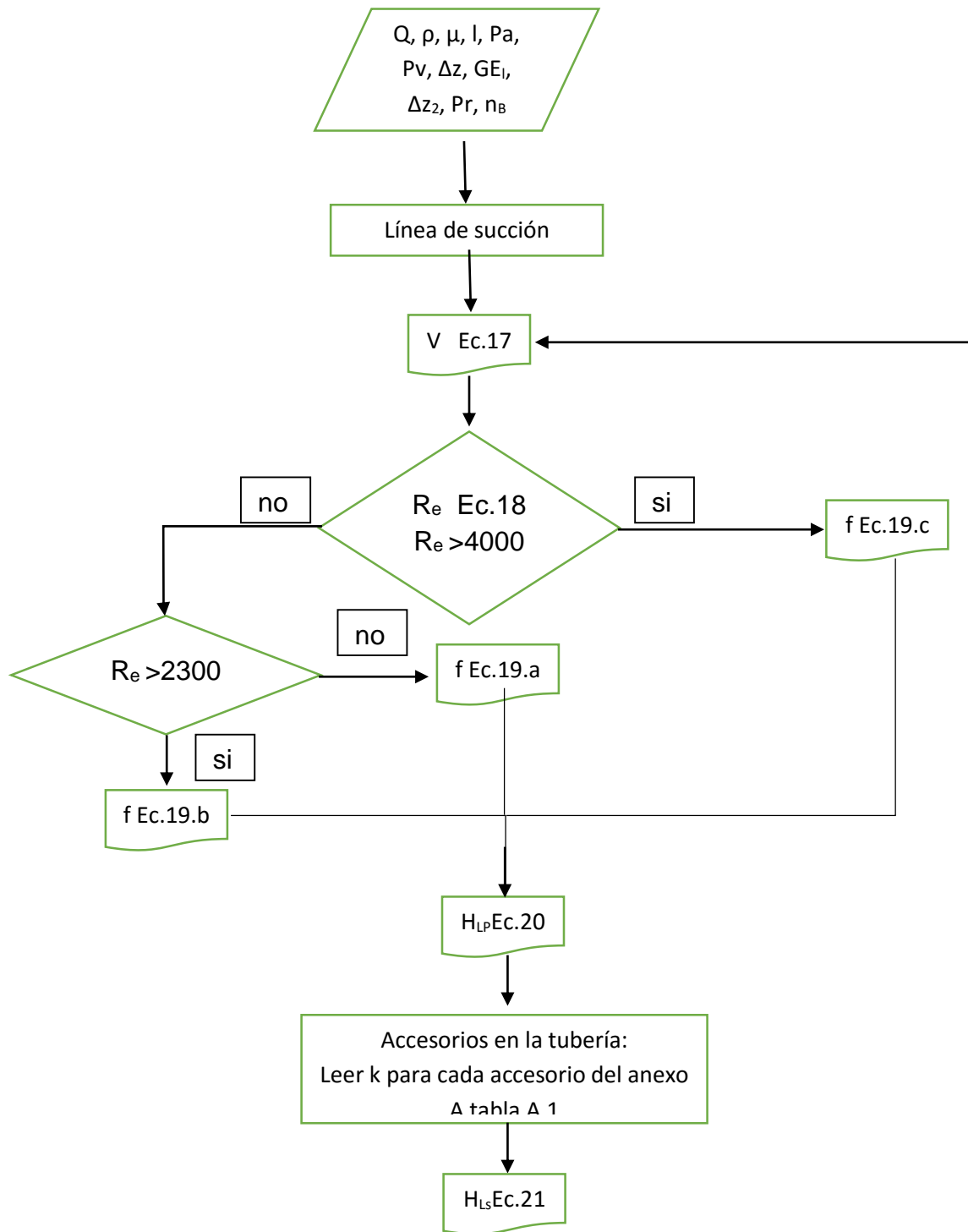


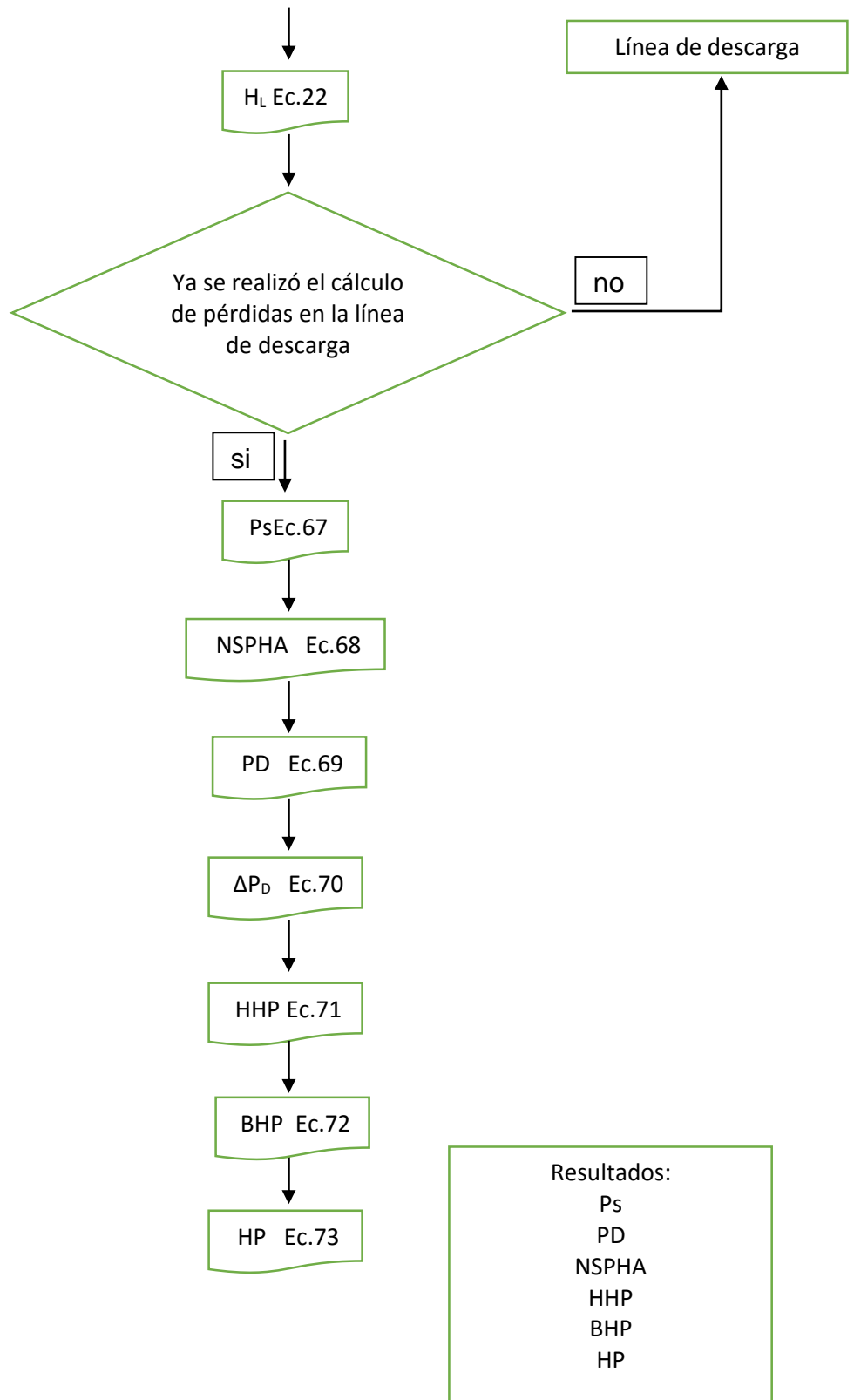






4.9.4. Esquema procedimiento diseño de bomba





5. CONCLUSIONES

La presión máxima que soporta el cuerpo del separador (250 psi) a una temperatura de diseño 136,5°F, esta presión se establece como presión máxima de operación en el sistema debido a que esta es la más crítica, si se supera esta presión se pone en riesgo la integridad de los equipos y el personal que opera estos mismos; y se establece como presión mínima (12 psi) ya que con esta presión se vencen todas las pérdidas del sistema garantizando que el fluido llegue al tanque.

Se determina el caudal máximo de operación (crudo, nafta, agua, con un aproximado de 25% de dilución de nafta y un porcentaje aproximado de 5% representado en agua) 1512 BPD garantizando que la prueba sea representativa, ya que se garantiza la separación de las fases. Se debe tener en cuenta que para cada caudal determinado se deben realizar los diferentes cálculos de pérdidas de carga para obtener la presión mínima se determinó que para el caudal máximo de operación la presión mínima debe ser de 24 psi y así garantizar que el fluido llegue al tanque; además se debe calcular los nuevos parámetros de la bomba, para este caudal se calculó la potencia mínima real de la bomba y del motor son: 4,64 y 5,46 [hp] respectivamente.

Se concluye que las especificaciones de los equipos óptimos para las pruebas de pozo en el caso de estudio son: tubería de golpe de cuatro y tres pulgadas, fabricado con acero al carbón con este material se garantiza el bajo deterioro por corrosión debido a los componentes del crudo extrapesado, mezclador estático tipo SMX con un diámetro de cuatro pulgadas y una longitud de 4,1 pies con esta longitud se garantiza una mezcla homogénea, un separador trifásico con un diámetro de 30 pulgadas, una longitudes entre costuras de 10 pies y un espesor de 0,3125, un diámetro de boquilla de entrada, de salida de agua, salida de aceite y salida de gas de: 4, 1, 4 y 1 pulgada respectivamente, tres gauge tank con capacidad de 100

barriles con un dimensionamiento de: alto 10 pies, ancho 8,6 pies y largo 10 pies, y una bomba de transferencia rotativa ya sea de tipo tornillo, cavidades progresivas o lóbulos con un valor mínimo de : carga neta positiva de 16,6039 pies, potencia real de la bomba de 1,7672 hp y potencia del motor de 2,0791 hp.

6. RECOMENDACIONES

Se recomienda diseñar los demás equipos que son utilizados en las demás pruebas de pozo ya que en este proyecto solo se diseñan los equipos usados en las pruebas de potencial de producción del pozo.

Se recomienda recalcular las pérdidas de carga por fricción teniendo en cuenta las pérdidas de calor en la tubería, ya que estas afectan directamente la viscosidad del fluido.

Realizar un análisis financiero con el fin de verificar la viabilidad económica del proyecto.

Realizar el sistema de alivio del gas.

Realizar la validación en un software especializado.

BIBLIOGRAFIA

ARENAS G, Flaminio . Determinación de un modelo de relación de influjo de producción (IPR) para crudos extrapesados con movilidad caso formación San Fernando. Proyecto de Maestría UIS. 2011.

ARNOLD K., STEWART M. design of oil handling systems and facilities, Surface production operations, volume 1, elsevier, Amsterdam.2008.

ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition. .

BANZER, Carlos S, Correlaciones numéricas P.V.T., Maracaibo: Universidad del Zulia, 1996.

BLANCO M, Nelson Ramiro. Diseño de un sistema de descarga de crudo pesado desde carrotanques para campo Rubiales, Meta en la empresa ingeniería Strycon,Ltda, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Universidad Industrial de Santander. 2010.

GARCÍA CORONADO, David Alejandro y VARGAS BOHÓRQUEZ, José Abraham. Metodología para la implementación de la tecnología de inyección de solventes para mejorar la productividad de crudos extrapesados. Proyecto de Pregrado UIS. 2014.

GARCÍA R, Marco Andrés. Propuesta para el diseño de las facilidades de superficie para un campo de gas condensado de la compañía Cepcolsa que cumpla con las especificaciones de comercialización de crudo y gas. Proyecto de Pregrado UIS. 2015.

GÓMEZ RAMÍREZ, Juan Sebastián y RUEDA OSMA, Harley Gonzalo. Viabilidad técnica y financiera de la implementación de tecnología de medición multifásica para la realización de pruebas de producción en los campos Floreña y Pauto. Proyecto de Pregrado UIS. 2014.

GREENE, Richard. Válvulas selección, uso y mantenimiento. (F. G. Noriega, Trans). McGraw-Hill , México.

GUZMAN G, Miguel Alejandro. Manual de diseño para sistemas de tuberías y tanques atmosféricos de techo fijo, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Universidad Simón Bolívar. Sartenejas.2012.

HURTADO S, Obed Said. Viabilidad técnica y financiera de la implementación de tecnología de medición multifásica para la realización de pruebas de producción en los campos floreña y pauto. Proyecto de Pregrado UIS. 2013.

H. F. Pochettino. GIS of Surface Facilities. SPE 69656.2001.

LEON, Juan Manual. Manual diseño y cálculo de recipientes sujetos a presión.

MARTÍNEZ Q, Juan José. Deshidratación de crudo pesado en la terminal marítima dos bocas. Proyecto de Pregrado Universidad Autónoma de México. 2009.

McALEESE S, operational aspects of oil and gas well testing, Elsevier, Amsterdam.

MORENO B, Paola Maryury. Manual de recomendaciones técnicas y buenas prácticas para el diseño, montaje y operación de pruebas iniciales de

producción. Caso: pozos exploratorios de petrominerales Colombia. Tesis especialización en producción de hidrocarburos UIS. 2013.

ORELLANA G, Elías Gerardo. Calculo computacional de la dinámica de fluidos de un mezclador a través del software FLUENT, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero Mecánico. Universidad del Bio-Bio. 2006.

PACHÓN T, Samir Emilio. Propuesta técnico-económica para la implementación de equipos de superficie móviles en las pruebas iniciales de producción de petrominerales. Tesis especialización en producción de hidrocarburos UIS. 2015.

PARRA N, Ramiro. Propuesta de optimización de las facilidades de superficie de un campo productor de aceite negro para asegurar la entrega de crudo y gas en especificaciones de comercialización. Proyecto de Pregrado UIS. 2015.

PAUL E, ATIOOME-OBENG, V, KRESTA, S. Handbook of industrial mixing science and practice. New Jersey: John Wiley & Sons. 2004.

PDVSA. Manual de procesos (tambores separadores) principios básicos. Sección MDP-03-S-01. 1995.

REQUENA G, José L y RODRIGUEZ M, Mauricio F. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, Trabajo de Grado para optar al título de ingeniero de Petróleo. Universidad Central de Venezuela. 2006.

SANABRIA PATIÑO, Johana Carolina y CIFUENTES BERMÚDEZ, Iván Darío. Análisis y diseño de las facilidades de superficie para manejo de crudos pesados y bituminosos. Proyecto de Pregrado UIS. 2010.

WILLIAM f. Forsthofer's Rotating Equipment Handbooks Pumps, volume 2,
Elsevier.

ANEXOS

ANEXO A. TABLAS PARA DISEÑO DE TUBERIA

Tabla A. 1 Calculo de coeficientes de fricción en válvulas y accesorios

	K
CODOS	
Radio corto 90° con bridas o extremo liso	0,3
Radio corto 90° extremos roscados	1,5
Radio largo 90° con bridas o extremo liso	0,2
Radio largo 90° extremos roscados	0,7
Radio largo 45° con bridas	0,2
Radio corto 45° extremos roscados	0,4
CURVAS	
Curvas a 180° con bridas	0,2
Curvas a 180° con extremos roscados	1,5
TEES	
Paso directo con bridas o extremos lisos	0,2
Paso directo con extremos roscados	0,9
Salida de lado con bridas o extremos lisos	1
Salida de lado con extremos roscados	2
UNION	
Unión con extremos roscados	0,08
VÁLVULAS	
Válvula de globo	10
Válvula de ángulo	2
Válvula de compuerta	0,15
Válvula cheque	2
Válvula bola	0,05

Fuente: CRANE. Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. México: McGRAW HILL

Tabla A. 2. Factor de calidad de fundición básico Ec.

Material	Especificación	Descripción	Ec
Acero al carbón	ASTM A-216	Fundiciones de acero al carbón.	0,80
	ASTM A-352	Fundiciones de acero ferrítico.	0,80
Aceros de aleación baja o intermedia	ASTM A-217	Fundiciones de aleación y acero inoxidable martensítico.	0,80
	ASTM A-352	Fundiciones de acero ferrítico.	0,80
	ASTM A-426	Tubo vaciado centrífugamente.	1,00
Acero inoxidable.	ASTM A-351	Fundiciones de acero austenítico.	0,80
	ASTM A-451	Tubo vaciado centrífugamente.	0,90
	ASTM A-487	Fundiciones de acero.	0,80

Fuente: ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

Tabla A. 3. Valores del coeficiente Y.

Material	Temperatura, °C (°F)					
	≤482 (900)	510 (950)	538 (1000)	566 (1050)	593 (1100)	≥621 (1150)
Aceros ferríticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros austeníticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7
Otros metales dúctiles	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4

Fuente: ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

Tabla A. 4. Esfuerzo permitido(S)

Esfuerzo permitido(S).(multiplíquelo por 1000 para obtener psi)a temperatura del metal °F										
100	200	250	300	400	500	600	650	700	Tipo o grado	No. Espec.
									Acero al carbón y tuberías y tubos	
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	B	A 53
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	B	A 106
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	6	A 333
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	6	A 334
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	b	API 5L
24,7	22,5	...	21,9	21,1	20,0	18,3	17,9	17,8	A-1	A 210
26,7	24,3	...	22,9	23,7	21,6	19,7	19,4	19,2	C	A 106
26,7	24,3	...	22,9	23,7	21,6	19,7	19,4	19,2	c	A 210
28,0	X42	API 5L
30,7	X46	API 5L
34,7	X52	API 5L
37,3	X56	API 5L
40,0	X60	API 5L
43,3	X65	API 5L
46,7	X70	API 5L
53,3	X80	API 5L
									Forjas y accesorios	
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	WPB	A 234
23,3	21,3	...	20,7	20,0	18,9	17,3	16,9	16,8	WPL6	A 420
24,0	21,9	...	21,3	20,6	19,5	17,7	17,5	17,3	LF2	A 350
24,0	21,9	...	21,3	20,6	19,5	17,7	17,5	17,3	...	A 105
26,7	24,3	...	23,7	22,9	21,6	19,7	19,4	19,2	WPC	A 234
									Acero de baja y media aleación. Tuberías y tubos	
20,0	18,5	...	17,5	16,9	16,3	15,7	15,4	15,1	P1	A 335
21,3	19,3	...	18,1	17,3	16,7	16,3	16,1	15,8	P12	A 335
20,0	18,7	...	17,9	17,5	17,2	16,7	16,2	15,7	P11	A 335
20,0	18,1	...	17,4	17,2	17,1	16,8	16,6	16,3	P5	A 335
20,0	18,5	...	18,1	17,9	17,9	17,9	17,9	17,9	P22	A 335

Fuente: ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

Tabla A. 5. Factor de reducción de esfuerzo en junta soldada (W)

Temperatura	W
$T \leq 510^{\circ}\text{C}$ (950°F)	1,0
$T = 815^{\circ}\text{C}$ (1500°F)	0,5
$510^{\circ}\text{C}(950^{\circ}\text{F}) < T < 815^{\circ}\text{C}(1500^{\circ}\text{F})$	Se debe interpolar
$T > 815^{\circ}\text{C}(1500^{\circ}\text{F})$	El diseñador es responsable del valor W

Fuente: ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.

ANEXO B.TABLAS Y FIGURAS PARA DISEÑO DEL MEZCLADOR

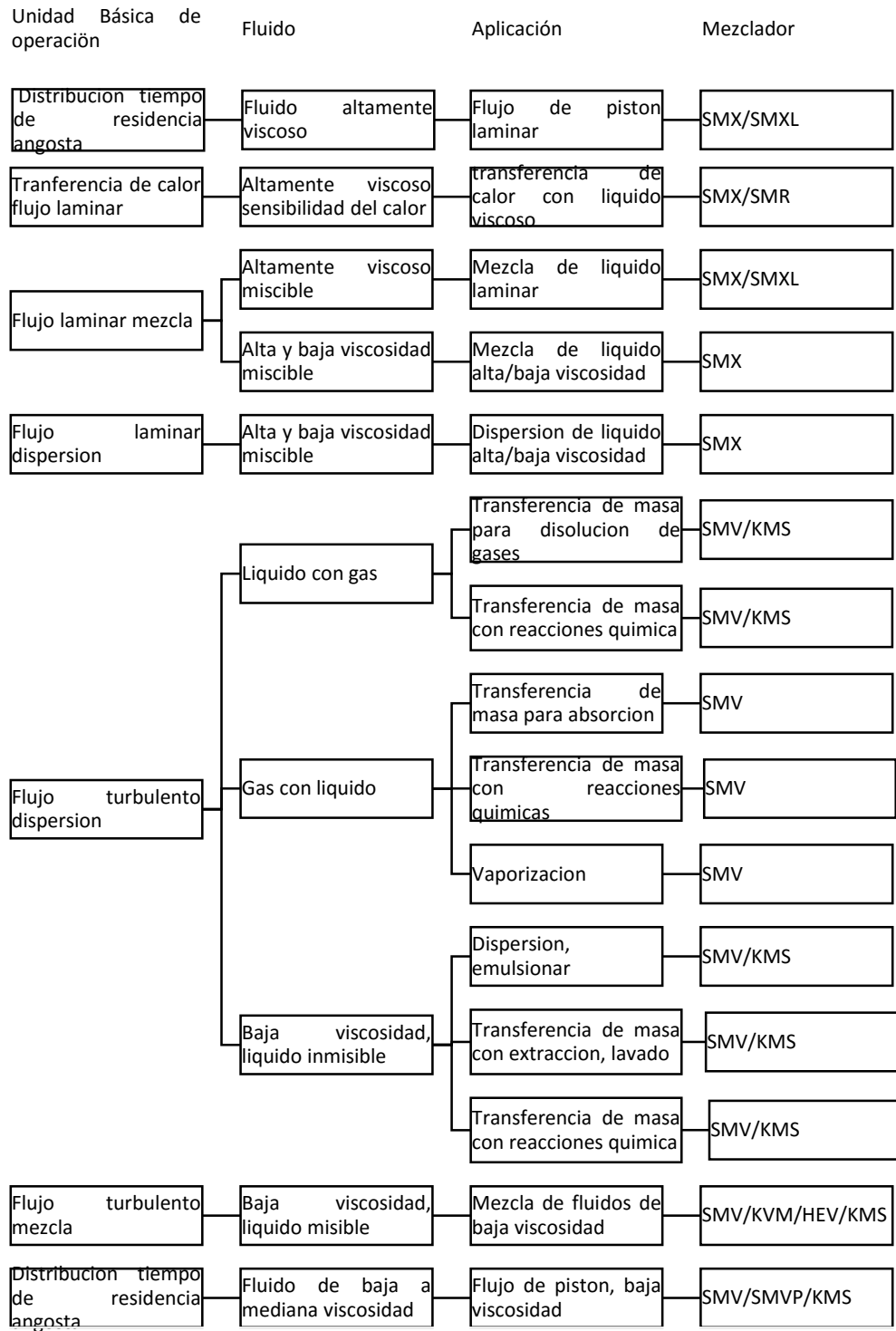
Tabla B. 1. Pautas generales para la aplicación de mezcladores en flujo laminar y flujo turbulento

Régimen de flujo	Mezclador estático									
	KM S	KM X	HE V	SM V	SM X	SMX L	SM R	KV H	SM F	IS G
Laminar										
Mezclar	C	a			c	c			a	A
Alta-baja viscosidad		a			c	a				A
Dispersión	a	a			c	a				A
Transferencia de calor	c				b	c	c			
Turbulencia alta	a		c	c				C		
Turbulencia baja	c			c	A	a			a	
Dispersión										
Líquido-líquido	c			c	a	A	c		a	
Gas en líquido	c			c	a	A	c		a	
Líquido en gas	a			c	a					

a aplicable; b típicamente aplicable; c mejor opción de diseño

Fuente: Fuente: Handbook of industrial mixing science and practice, por: Paul, E, Atiome-Obeng, V, Kresta, S. 2004. New Jersey: John Wiley & Sons.

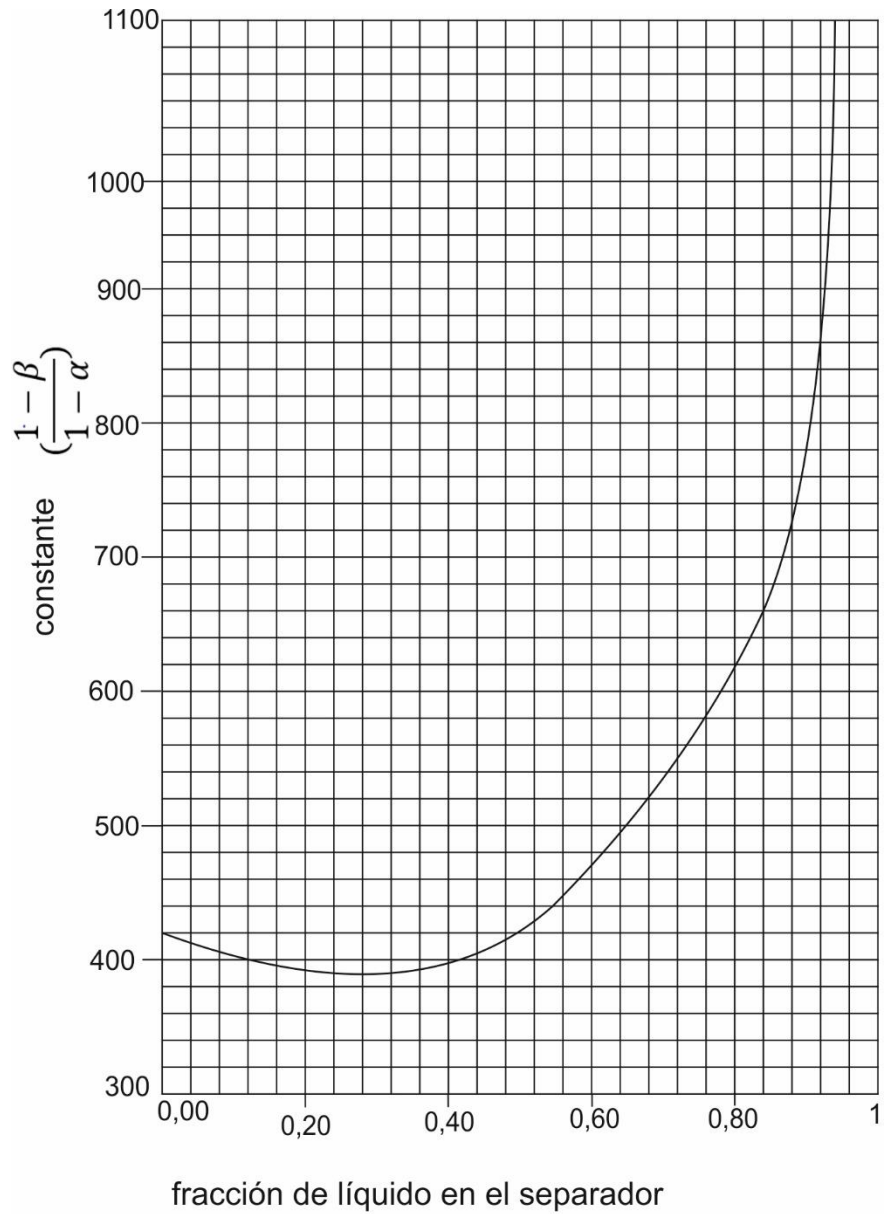
Figura B. 1. Parámetros selección de mezclador



Fuente: Fuente: Handbook of industrial mixing science and practice, por: Paul, E, Atiome-Obeng, V, Kresta, S. 2004. New Jersey: John Wiley & Sons.

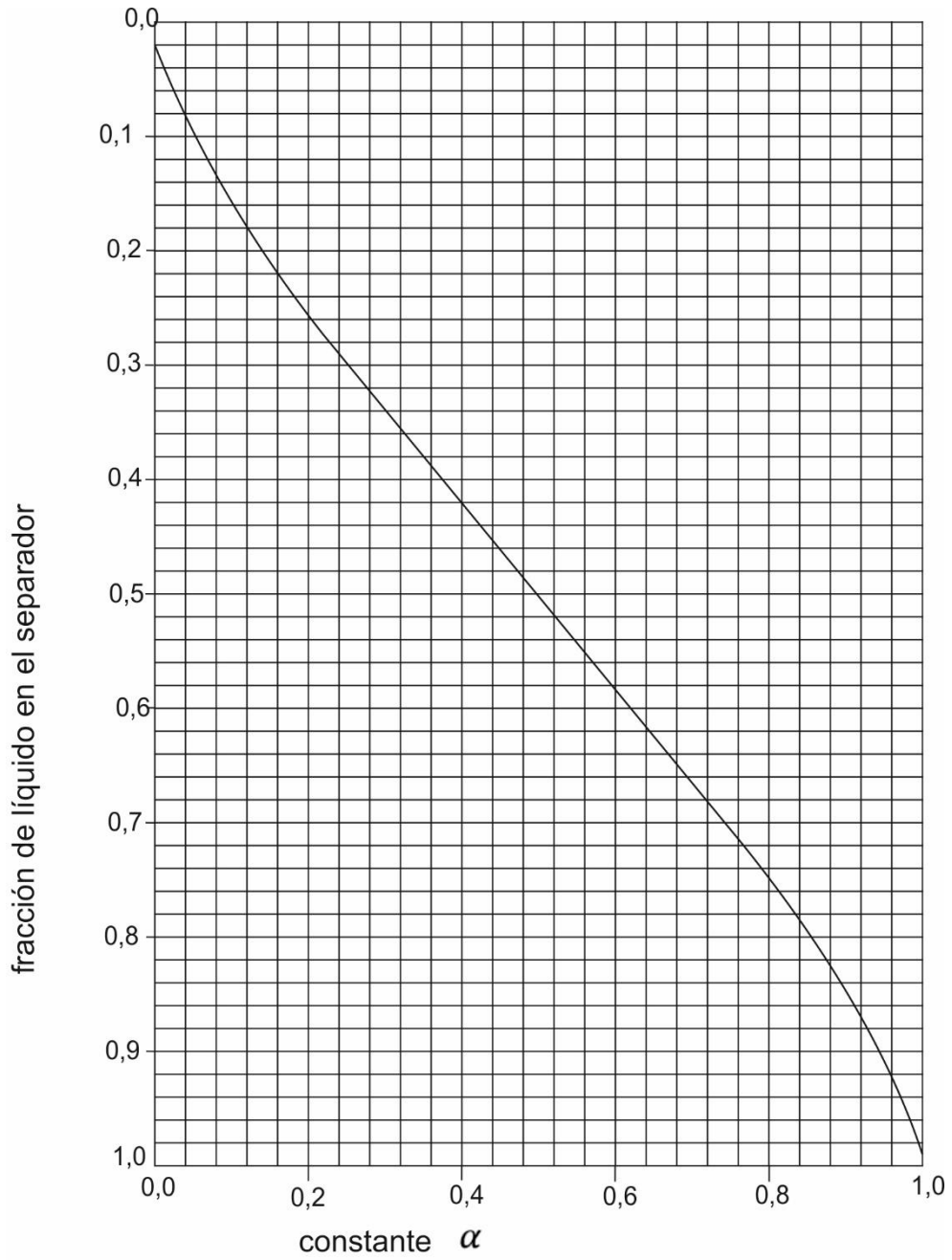
ANEXO C. FIGURAS PARA DISEÑO DE SEPARADOR

Figura C. 1. Constante para la capacidad de gas $(1-\beta)/(1-\alpha)$



Fuente: Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Figura C. 2. Constante para la capacidad de líquido α



Fuente: Surface production operations, por K. Arnold y M. Stewart, 2008, Amsterdam: Elsevier

Tabla C.1. Valor máximo esfuerzo admisible para Aceros al carbón (Edición 2007)

TEMPERATURA		Div. 1		Div. 2
		Mayores a	-20 °F	-20 °F
		Menores a	650 °F	100 °F
METAL				
Placas de acero al carbón	SA-516	Grado 55	15,700	18,300
		Grado 60	17,100	20,000
		Grado 65	18,600	21,700
		Grado 70	20,000	23,300
	SA-285	Grado A	12,900	15,000
		Grado B	14,300	16,700
		Grado C	15,700	18,300
	SA-36		16,600	16,900

Fuente: ASME B31.3. Process Piping, 2008 edition.


Clasificación de separadores según ANSI

Clase	Presión máxima de operación [psig]	
	-20°F a 100°F	100°F a 200°F
150	285	250
300	740	675
400	990	900
600	1480	1350
900	2220	2025
1500	3705	3375
2500	6170	5625

Fuente: ANSI B16.5.

ANEXO D. TABLAS DISEÑO DE BOMBA

La información de las siguientes tablas pertenecen a las empresas American-Marsh y Wilden, esta información se va a utilizar sólo como guía en la selección de materiales para la fabricación de la bomba. Antes de la instalación, se debe probar el equipo con los productos químicos y a condiciones de operación. Las calificaciones de comportamiento químico que figuran en estas tablas se aplican a un período de exposición de 48 horas.

FLUIDO	ELASTOMETROS							METALES					PLASTICOS			
	WL-Flex	Poliuretano	Neopreno	Buna	Nordel	Viton	Teflon PTFE	Saniflex TPE	Aluminio	Hierro fundido	316 Acero Inoxidable	Hastelloy	Halar ECTFE	Nailon	Polipropileno	PVDF
 <p>WILDEN® WILDEN PUMP & ENGINEERING CO. 22059 Van Buren Street Grand Terrace, California 92313-6627 Telephone (951) 422-1700 • FAX (951) 793-3142 www.wildenpump.com</p>																
Mostaza	A	-	C	B	-	A	-	-	B	C	A	A	-	A	A	A
Gas Mostaza	B	-	A	-	A	A	A	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nafta	C	C	D	B	D	A	A	A	A	B	A	B	A	A	C	A
Naftalina	C	B	D	D	D	A	A	B	B	B	B	A	A	A	A	A
Gas natural	C	B	A	A	C	A	A	-	A	A	A	-	A	-	A	-
Pentano	A	D	B	A	D	A	A	-	A	-	C	B	-	A	-	A
Ácido Per-clorhídrico	C	D	A	D	B	A	A	-	D	D	D	B	A	D	A	A
Petrolato	B	-	B	A	-	A	-	-	B	-	A	A	-	D	A	A
Petróleo	B	B	B	A	D	A	A	-	A	A	A	-	A	A	A	A

FLUIDO	PLASTICOS										ELASTOMETROS					METALES															
	Plástico ABS	CPVC	Acetato	Epoxy	Hvtre	LDPE	NORYL	Nailon	Policarbonato	Polinorileno	PPS	Teflón PTFE	PVC	PVDF	Buna	EPDM	Hypalon	Kel-f	Caucho Natural	n-propano	Silicona	Tygon	Viton	304 Acero inoxidable	316 Acero Inoxidable	Aluminio	Latón	Bronce	Hierro fundido	Cobre	Titanio
Aceite de motor	C	B	A	-	B	C	A	A	A	A	A	A	B	B	A	D	-	A	-	B	-	A	-	A	A	A	-	A	-	-	A
Mostaza	B	C	A	A	-	A	A	A	A	A	-	A	B	A	B	A	-	-	B	A	-	B	D	A	A	B	-	A	D	-	A
Nafta	D	D	A	A	B	A	D	A	B	B	A	B	B	B	A	D	D	A	D	D	D	C	A	A	A	A	A	A	B	A	B
Naftalina	D	D	D	A	B	C	D	A	-	B	A	A	D	A	D	D	D	A	D	D	D	C	A	A	A	B	-	A	A	-	A
Gas natural	B	B	-	-	-	A	-	-	-	A	-	A	A	-	A	D	-	-	-	A	A	A	A	A	A	A	-	A	A	-	-
Petrolato	-	B	-	A	-	B	-	D	-	D	-	C	B	A	A	A	-	-	C	A	D	B	A	A	A	-	-	A	-	-	-
Petróleo	B	B	A	A	B	C	D	A	-	B	-	A	-	A	A	D	D	-	D	B	D	-	A	A	A	D	-	A	-	B	A
Fenol (10%)	D	B	A	C	-	B	D	D	B	B	A	A	C	A	D	B	D	B	A	D	D	C	A	B	B	A	-	B	D	B	B
Fenol (ácido carbólico)	D	D	B	C	D	D	D	D	D	B	A	A	D	A	D	B	D	B	D	D	D	B	A	B	B	A	D	B	D	D	A
Ácido fosfórico	B	D	A	A	-	A	A	B	A	A	A	A	B	B	D	B	B	A	B	B	C	D	A	D	C	C	D	B	D	D	C

Dónde: A: Altamente resistente, B: Resistente., C: Baja resistencia, D: No recomendado

ANEXO E. PRUEBA PVT

	Component	Mole %	Weight %
H ₂	Hydrogen	0.00	0.00
H ₂ S	Hydrogen Sulphide	0.00	0.00
CO ₂	Carbon Dioxide	6.26	0.68
N ₂	Nitrogen	0.99	0.07
C ₁	Methane	11.68	0.46
C ₂	Ethane	1.05	0.08
C ₃	Propane	1.04	0.11
iC ₄	i-Butane	0.57	0.08
nC ₄	n-Butane	1.06	0.15
C ₅	Neo-Pentane	0.10	0.02
iC ₅	i-Pentane	0.69	0.12
nC ₅	n-Pentane	0.68	0.12
C ₆	Hexanes	0.39	0.08
	Methyl-Cyclopentane	0.17	0.03
	Benzene	0.04	0.01
	Cyclohexane	0.21	0.04
C ₇	Heptanes	0.58	0.14
	Methyl-Cyclohexane	0.26	0.06
	Toluene	0.10	0.02
C ₈	Octanes	0.71	0.20
	EthylBenzene	0.06	0.02
	M/P-Xylene	0.08	0.02
	O-Xylene	0.10	0.03
C ₉	Nonanes	0.57	0.18
	TrimethylBenzene	0.11	0.03
C ₁₀	Decanes	1.17	0.41
C ₁₁	Undecanes	1.51	0.55
C ₁₂	Dodecanes	1.10	0.44
C ₁₃	Tridecanes	2.09	0.91
C ₁₄	Tetradecanes	2.38	1.12
C ₁₅	Pentadecanes	1.86	0.95
C ₁₆	Hexadecanes	3.24	1.79
C ₁₇	Heptadecanes	2.77	1.63
C ₁₈	Octadecanes	2.62	1.63
C ₁₉	Nonadecanes	2.79	1.82
C ₂₀	Eicosanes	2.42	1.65
C ₂₁	Heneicosanes	2.20	1.59
C ₂₂	Docosanes	2.20	1.66
C ₂₃	Tricosanes	2.29	1.80
C ₂₄	Tetracosanes	1.67	1.37
C ₂₅	Pentacosanes	1.75	1.50
C ₂₆	Hexacosanes	1.56	1.39
C ₂₇	Heptacosanes	1.44	1.33
C ₂₈	Octacosanes	1.61	1.55
C ₂₉	Nonacosanes	1.52	1.52
C ₃₀	triacontanes	1.46	1.51
C ₃₁	Hentriacontanes	1.24	1.33
C ₃₂	Dotriacontanes	1.35	1.48
C ₃₃	Tritriacontanes	1.12	1.27
C ₃₄	Tetratriacontanes	1.14	1.34
C ₃₅	Pentatriacontanes	1.08	1.31
C ₃₆ ⁺	Hexatriacontanes +	24.92	62.40
	Totals :	100.00	100.00

Table 6-2
Summary ANSI Pressure Ratings Material Group 1.1

Class	MAWP, psig	
	-20°F to 100°F	100°F to 200°F
150	285	250
300	740	675
400	990	900
600	1480	1350
900	2220	2025
1500	3705	3375
2500	6170	5625