



UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

**“DISEÑO DE UNA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD
PARA EL MANEJO DE 50.000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS”**

TESIS DE GRADO

**Previa la obtención del título de:
INGENIERO EN PETRÓLEO**

Autores:

**JOHNNY JAVIER SOLANO LINO
WINSTON BENITO TOMALÁ BAQUE**

Tutor:

ING. TARQUINO LÓPEZ CADENA

LA LIBERTAD – ECUADOR

2014-2015

UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

**“DISEÑO DE UNA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD
PARA EL MANEJO DE 50.000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS”**



TESIS DE GRADO
Previa la obtención del título de:
INGENIERO EN PETRÓLEO

Autores:
JOHNNY JAVIER SOLANO LINO
WINSTON BENITO TOMALÁ BAQUE

Tutor:
ING. TARQUINO LÓPEZ CADENA

LA LIBERTAD – ECUADOR
2014-2015

APROBACIÓN DEL TUTOR

En calidad de Tutor del Trabajo de Investigación “**DISEÑO DE UNA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50.000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS**”, desarrollada por los estudiantes Johnny Javier Solano Lino y Winston Benito Tomalá Baque, egresados de la Escuela de Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del Título de Ingeniero en Petróleo, me permito declarar que, luego de haber orientado, estudiado y revisado el proyecto, lo apruebo en todas sus partes, debido a que reúne los requisitos y méritos suficientes para ser sometido a la evaluación del tribunal.

.....
Ing. Tarquino López Cadena
Tutor

CERTIFICADO GRAMATÓLOGO

Después de revisar el contenido del trabajo de los señores JOHNNY JAVIER SOLANO LINO y WINSTON BENITO TOMALÁ BAQUE, cuyo tema es “**DISEÑO DE UNA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50.000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS**”, quienes constan como Egresados de la Facultad de Ciencias de la Ingeniería, Escuela de Ingeniería en Petróleo, previo a la obtención del título de Ingenieros en Petróleo.

CERTIFICO que este trabajo no presenta ningún error gramatical, por lo tanto puede ser expuesto ante el Tribunal respectivo.

La Libertad, junio del 2015.

Dora Rodríguez De la Cruz
**LICENCIADA EN
CIENCIAS DE LA EDUCACIÓN**

DECLARACIÓN EXPRESA

Los suscritos, Johnny Javier Solano Lino y Winston Benito Tomalá Baque, expresamos que el proyecto de investigación **“DISEÑO DE UNA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50.000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS”**, es de nuestra autoría; el mismo que no ha sido desarrollado anteriormente en ninguna tesis de grado en la Carrera de Ingeniería en Petróleo de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, adjuntamos las bibliografías consultadas que se incluyen en este trabajo.

La Libertad, Junio del 2015.

.....
Solano Lino Johnny Javier
C.I.: 0918563313

.....
Tomalá Baque Winston Benito
C.I.:0918882127

AGRADECIMIENTO

A Dios, por permitirme salir adelante frente a cada adversidad, y por darme la dicha de contar con personas que nos motivan a superarnos siempre, concediéndome la oportunidad de culminar con éxito esta meta propuesta.

A nuestra Alma Mater, a las autoridades y a cada uno de los docentes de la Escuela de Ingeniería en Petróleos, por los valiosos conocimientos impartidos, constante colaboración, motivación, asesoría y por la orientación recibida en cada etapa de nuestra preparación académica.

Johnny Javier Solano Lino.

AGRADECIMIENTO

A Dios por darme el conocimiento y la oportunidad de poder terminar una etapa de mi vida como es la Universidad.

Al ingeniero Ramón Muñoz Suárez, Decano de la Carrera de Ciencias de la Ingeniería, profesores y compañeros que supieron brindarme la ayuda necesaria para culminar mis estudios superiores.

Al ingeniero Tarquino López Cadena, director de tesis, por sus conocimientos y ayuda necesaria para el término de este proyecto.

Winston Benito Tomalá Baque.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a Dios ante todo, quien me protege y me llena de fortaleza todos los días para continuar mi camino.

A mis padres y hermanos por darme estabilidad emocional y económica, para alcanzar este logro, que definitivamente no hubiese sido una realidad sin su apoyo.

Gracias por enseñarme que todo se aprende y que todo esfuerzo al final tiene su recompensa.

A todos mis amigos, con los que compartí años de alegrías y tristezas, triunfos y fracasos que quedarán grabados para siempre en mi mente, y, a todos aquellos, que han quedado en los espacios más escondidos de mi memoria y mi corazón pero que también fueron partícipes de este crecimiento personal.

Johnny Javier Solano Lino

DEDICATORIA

A mis padres Ezequiel Calixto Tomalá Tomalá y Florentina Baque Quiroz, por brindarme su apoyo incondicional durante el transcurso de mi carrera universitaria.

A mis hermanos y familiares que supieron brindarme la ayuda necesaria para cristalizar mi objetivo propuesto.

Winston Benito Tomalá Baque.

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

Ing. Alamir Álvarez Loo.
DECANO DE LA FACULTAD DE
CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

Ing. Carlos Portilla Lazo.
DIRECTOR DE LA ESCUELA DE
INGENIERÍA EN PETRÓLEO

Ing. Tarquino López Cadena.
PROFESOR TUTOR

Ing. Raúl Morgner Mangold
PROFESOR DE ÁREA

Abg. Joe Espinoza Ayala
SECRETARIO GENERAL

ÍNDICE

	Pág.
RESUMEN.....	1
INTRODUCCIÓN.....	2
CAPÍTULO I.....	3
MARCO TEORICO	
1.1. PETRÓLEO CRUDO Y GAS NATURAL.....	3
1.1.1. Petróleo crudo.....	3
1.1.1.1. Clasificación.....	4
1.1.1.1.1. Gravedad API.....	5
1.1.1.1.2. Composición química.....	6
1.1.1.1.3. Contenido de azufre.....	7
1.1.2. Gas natural.....	7
1.1.3. Condensados.....	8
1.2. FLUJO DE FLUIDOS.....	8
1.2.1. Tipos de flujo.....	9
1.2.1.1. Flujo de fluido compresible.....	9
1.2.1.2. Flujo de fluido incompresible.....	9
1.2.2. Regímenes del flujo de fluidos.....	10
1.2.3. Variables del flujo de fluidos.....	11
1.2.3.1. Flujo.....	11
1.2.3.2. Presión.....	12
1.2.3.3. Temperatura.....	15
1.2.3.4. Longitud y cambio de elevación.....	16
1.2.4. Propiedades de los fluidos.....	16
1.2.4.1. Líquidos.....	17
1.2.4.1.1. Densidad de los líquidos.....	17
1.2.4.1.2. Viscosidad de los líquidos.....	18
1.2.4.1.3. Relación agua/petróleo.....	18

1.2.4.2. Gases.....	18
1.2.4.2.1. Densidad de los gases.....	19
1.2.4.2.2. Viscosidad de los gases.....	20
1.2.4.2.3. Relación gas/petróleo.....	20
1.3. EMULSIONES.....	20
1.3.1. Tipos de emulsiones.....	21
1.4. FACILIDAD DE SUPERFICIE.....	22
1.4.1. Proceso primario.....	23
1.4.2. Proceso secundario.....	24
1.4.3. Sistemas auxiliares.....	24
CAPITULO II.....	25
DESCRIPCIÓN DE LA CUENCA ORIENTE Y ETAPAS PARA EL MANEJO DE CRUDOS PESADOS	
2.1. GEOLOGÍA DE LA CUENCA ORIENTE.....	25
2.1.1. Ubicación del área de estudio.....	25
2.1.2. Estratigrafía de la cuenca oriente ecuatoriana.....	27
2.1.2.1. Formaciones correspondientes al cretácico.....	29
2.1.2.1.1. Formación Hollín.....	29
2.1.2.1.2. Formación Napo.....	29
2.1.2.1.2.1. Napo basal.....	29
2.1.2.1.2.2. Napo inferior.....	30
2.1.2.1.2.3. Napo medio.....	30
2.1.2.1.2.4. Napo superior.....	31
2.1.2.1.3. Formación Tena.....	31
2.1.3. Características del yacimiento campo Lago Agrio.....	32
2.2. PROCESO EN LA ESTACIÓN.....	32
2.2.1. Etapa de recolección.....	33
2.2.1.1. Líneas de flujo.....	33

2.2.1.2. Múltiples.....	34
2.2.2. Etapa de calentamiento.....	36
2.2.2.1. Calentadores.....	36
2.2.2.2. Calderas.....	37
2.2.3. Etapa de separación.....	37
2.2.3.1. Separadores gas-líquido.....	38
2.2.3.2. Separadores gravitacionales.....	39
2.2.4. Etapa de medición de crudo.....	39
2.2.5. Etapa de deshidratación.....	40
2.2.5.1. Eliminador de agua libre.....	41
2.2.5.2. Tanque de lavado.....	42
2.2.6. Proceso de almacenamiento.....	43
2.2.6.1. Almacenamiento de gas.....	43
2.2.6.2. Almacenamiento de petróleo.....	44
2.2.6.3. Almacenamiento de agua.....	45
2.3. PROCESOS DE ANÁLISIS EN LABORATORIO.....	45
2.3.1. Gravedad api. Método ASTM D 287-67.....	46
2.3.1.1. Procedimiento para calcular la gravedad api.....	46
2.3.1.2. Conversión de gravedad observada a gravedad API a 60°F.....	47
2.3.2. Agua y sedimentos (BS&W). Método de centrifugación ASTM D 96-98.....	47
CAPITULO III.....	50
EQUIPOS DE FACILIDADES EN UNA ESTACION DE PRODUCCIÓN	
3.1. TUBERÍAS.....	50
3.1.1. Selección de tuberías.....	50
3.1.2. Patrones de flujo en tuberías.....	51
3.1.2.1. Patrones de flujo horizontal.....	51
3.1.2.2. Patrones de flujo vertical.....	53

3.1.2.3. Determinación del patrón de flujo en tuberías.....	54
3.1.3. Variables que intervienen en el diseño de tuberías.....	56
3.1.4. Ecuaciones matemáticas para el cálculo de tuberías.....	57
3.2. CALENTADORES.....	64
3.2.1. Tipos de calentadores.....	65
3.2.2. Hornos, tipos y partes.....	66
3.2.3. Intercambiadores de calor, tipos y partes.....	69
3.2.3.1. Ecuaciones matemáticas para el cálculo de intercambiadores de calor.....	71
3.3. SEPARADORES, ELIMINADORES DE AGUA LIBRE Y DESHIDRATADORES ELECTROSTÁTICOS.....	83
3.3.1. Separadores.....	83
3.3.2. Eliminadores de agua libre (FWKO).....	85
3.3.3. Deshidratador electrostático.....	86
3.3.4. Ecuaciones matemáticas para el cálculo de separadores, eliminadores de agua libre y deshidratadores electrostáticos.....	87
3.4. TANQUES DE ALMACENAMIENTO.....	94
3.4.1. Ecuaciones matemáticas para el cálculo de tanques.....	94
CAPITULO IV.....	96
DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS	
4.1. OBTENCIÓN DE DATOS DEL CAMPO.....	96
4.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SEGÚN EL PROCESO.....	97
4.2.1. Dimensionamiento de las tuberías.....	97
4.2.2. Dimensionamiento del intercambiador de calor.....	99
4.2.3. Dimensionamiento del tanque de eliminación de agua libre...106	
4.2.4. Dimensionamiento del separador.....	108
4.2.5. Dimensionamiento del deshidratador electrostático.....	110

4.2.6. Dimensionamiento del tanque de almacenamiento.....	112
CAPITULO V.....	114
ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISEÑO DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS	
5.1. ANÁLISIS DE RESULTADOS OBTENIDOS POR CADA ETAPA...	114
5.2. DISEÑO DE LA ESTACIÓN-.....	115
5.3. BALANCE DE MATERIA.....	118
5.4. EQUIPOS Y SISTEMAS AUXILIARES DE UNA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN-.....	118
5.4.1. Equipos de medición.....	119
5.4.2. Equipos de seguridad.....	119
5.4.3. Sistema eléctrico.....	119
5.4.4. Sistema para prevenir la contaminación (fosas y sumideros).....	120
5.4.5. Equipos para bombear y controlar la inyección de química para prevenir la formación y/o eliminar espuma.....	120
5.4.6. Sistemas de para- rayos.....	120
5.4.7. Sistemas de telemetría para detectar fallas en equipos...	121
5.4.8. Protección Catódica.....	121
5.4.9. Tanques Auxiliares.....	121
 CAPITULO VI.....	 122
 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
6.1. CONCLUSIONES.....	122
6.2. RECOMENDACIONES.....	123
Bibliografía.....	124

ANEXOS.....	125
Anexo A1. Conversión de la gravedad observada a gravedad API a 60°F.....	126
Anexo B1. Diseño de tuberías.....	127
Anexo B2. Determinación de la viscosidad cinemática.....	128
Anexo B3. Diagrama de MOODY.....	129
Anexo C1. Nomenclatura TEMA para intercambiadores de calor.....	130
Anexo C2. Datos de tubos para intercambiadores.....	131
Anexo C3. Factor de corrección F.....	132
Anexo C4. Calores específicos de hidrocarburos líquidos.....	133
Anexo C5. Factor de fricción LUWDING.....	134
Anexo C6. Conductividad térmica de hidrocarburos líquidos.....	135
Anexo C7. Conductividad térmica de materiales y resistencia de ensuciamiento de fluidos.....	136
Anexo C8. Coeficiente de transferencia de calor por la carcaza.....	137

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Ejemplos de composición química de Alcanos y Aromáticos.....	4
Figura 2. Regímenes de flujo.....	10
Figura 3. El flujo como variable.....	11
Figura 4. Efecto de la presión hidrostática.....	13
Figura 5. Efecto de la presión diferencial.....	14
Figura 6. Análisis de efecto de la temperatura en crudos pesados.....	15
Figura 7. Efecto de la longitud y cambio de elevación en tuberías.....	16
Figura 8. Emulsión agua/petróleo.....	22
Figura 9. Diagrama de facilidades de superficie.....	23
Figura 10. Ubicación cuenca Oriente.....	26
Figura 11. Campos petrolíferos de la cuenca Oriente.....	27
Figura 12. Columna estratigráfica de la cuenca Oriente.....	28
Figura 13. Múltiple doble.....	35
Figura 14. Múltiple triple.....	36
Figura 15. Hornos.....	37
Figura 16. Separadores de producción y de prueba.....	38
Figura 17. Medidor de crudos.....	40
Figura 18. Esquema de producción para deshidratación de crudo.....	41
Figura 19. Eliminador de agua libre.....	42
Figura 20. Tanque de lavado.....	43
Figura 21. Almacenamiento de gas.....	44
Figura 22. Tanques de almacenamiento de crudo.....	45
Figura 23. BS&W en crudos.....	48
Figura 24. Patrones de flujo horizontal.....	52
Figura 25. Patrones de flujo vertical.....	54
Figura 26. Determinación de flujo horizontal.....	55

Figura 27. Determinación de flujo vertical.....	56
Figura 28. Longitud total de un conjunto de tuberías.....	57
Figura 29. Interpretación de la ecuación de Bernoulli.....	59
Figura 30. Calentador de fuego indirecto.....	65
Figura 31. Calentador de fuego directo.....	66
Figura 32. Horno vertical-cilíndrico.....	68
Figura 33. Intercambiador de carcaza y haz de tubos.....	70
Figura 34. Dirección del flujo en intercambiadores.....	71
Figura 35. Arreglo de tubos en intercambiadores de calor.....	72
Figura 36. Separador horizontal.....	85
Figura 37. Deshidratador electrostático.....	87
Figura 38. Determinación del coeficiente β	89
Figura 39. Programa para diseño de tanques.....	95
Figura 40. Diseño de estación de producción para el manejo de 50000 barriles de crudos pesados.....	117

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición del petróleo crudo.....	3
Tabla 2. Clasificación del petróleo crudo por su gravedad API.....	6
Tabla 3. Régimen de flujo mediante el número de Reynolds.....	62
Tabla 4. Valores de rugosidad absoluta según el tipo de tubería.....	63
Tabla 5. Características del campo Cononaco.....	96
Tabla 6. Valores para diseño de tuberías. ASTM D 31.4.....	97
Tabla 7. Determinación de la gravedad api de la mezcla.....	98
Tabla 8. Determinación del número de REYNOLDS para tuberías.....	98
Tabla 9. Determinación de la caída de presión.....	99
Tabla 10. Datos de tubos para diseño de intercambiadores.....	99
Tabla 11. Determinación de la diferencia de temperatura promedio.....	100
Tabla 12. Determinación de la diferencia de temperatura efectiva.....	100
Tabla 13. Determinación del calor específico y conductividad térmica...	101
Tabla 14. Determinación del área total del intercambiador.....	101
Tabla 15. Determinación de la cantidad de calor y masa del fluido que circula por el exterior de los tubos.....	102
Tabla 16. Determinación de la masa y velocidad lineal del fluido que pasa por el interior de los tubos.....	102
Tabla 17. Determinación de la velocidad másica del fluido que circula por el exterior de los tubos.....	103
Tabla 18. Determinación del número de REYNOLDS y el factor de fricción LUWING.....	103
Tabla 19. Determinación del coeficiente película para el fluido fuera del tubo.....	104
Tabla 20. Determinación del coeficiente de película interna al tubo.....	104
Tabla 21. Determinación de la resistencia del material del tubo.....	104
Tabla 22. Determinación del coeficiente global de transferencia de calor.....	105
Tabla 23. Determinación del porcentaje de exceso del área.....	105

Tabla 24. Determinación de la caída de presión.....	106
Tabla 25. Características para el diseño del FWKO.....	106
Tabla 26. Dimensionamiento de las condiciones del tanque.....	107
Tabla 27. Dimensiones finales del FWKO.....	108
Tabla 28. Características para diseño del separador.....	109
Tabla 29. Dimensionamiento de las características del separador.....	109
Tabla 30. Dimensiones finales del separador trifásico.....	110
Tabla 31. Características para diseño del deshidratador electrostático.....	111
Tabla 32. Dimensionamiento de las características del deshidratador electrostático.....	111
Tabla 33. Dimensiones finales del deshidratador electrostático.....	112
Tabla 34. Dimensionamiento de tanque de almacenamiento.....	113
Tabla 35. Determinación de la capacidad de operación.....	113
Tabla 36. Balance de materia del proceso.....	118

SIMBOLOGIA

A:	Área.
A_a:	Área total.
A_i:	Área lateral interna del tubo por cada longitud del tubo.
A_{it}:	Área de flujo externa por los tubos.
A_o:	Área externa de los tubos.
API:	INSTITUTO AMERICANO DEL PETRÓLEO.
A_r:	Área requerida.
a_s:	Área de flujo cruzado por la carcaza.
A_T:	Área interna del tubo.
$\frac{A_w}{A}$:	Relación de áreas.
B:	Espaciamiento entre los deflectores.
BWG:	Birmingham Wire Gauge.
C¹:	Claro entre los tubos.
C_a:	Capacidad de almacenamiento.
CMTD:	Diferencia de temperatura efectiva logarítmica.
C_p:	Calor específico del fluido.
C_{p-e}:	Calor específico del fluido externo de los tubos.
C_{p-i}:	Calor específico del fluido interno de los tubos.

C_{p-o} :	Calor específico del petróleo.
D :	Diámetro interno de la tubería.
d :	Diámetro mínimo del separador.
D_e :	Diámetro externo de tubería.
D_i :	Diámetro interno de los tubos del intercambiador.
d_m :	Diámetro de partícula.
d (max):	Diámetro máximo del equipo.
DP :	Presión diferencial.
D_s :	Diámetro interno de la carcaza.
E :	Arreglo de los tubos.
F :	Fuerza.
f :	Factor de fricción de Moody.
f :	Factor de fricción LUWDING.
f_o :	Fracción de petróleo.
f_s :	Factor de fricción para tubos lisos.
f_w :	Fracción de agua.
FWKO :	Free Water Knock Out.
g :	Constante de gravedad.
G_i :	Velocidad másica del fluido interno de los tubos.
G_s :	Flujo másico por unidad de área del fluido fuera de los tubos.

GTTD:	Diferencia terminal de temperatura mayor.
H:	Altura.
h_i:	Coefficiente de película interna al tubo.
H_L:	Pérdida de carga.
h_o:	Coefficiente de película del lado externo de los tubos.
H_o:	Espesor de aceite.
$(H_o)_{max}$:	Altura máxima del aceite.
H_w:	Espesor de agua.
J_h:	Coefficiente de transferencia de calor por la carcaza.
K_e:	Conductividad térmica del fluido parte externa de los tubos, a temperatura promedio.
K_i:	Conductividad térmica del fluido parte interna de los tubos, a temperatura promedio.
K_w:	Conductividad térmica del material del tubo.
L:	Longitud de tubería.
L_{eff}:	Longitud efectiva del equipo.
LLC:	Control de nivel de líquido.
LMTD:	Diferencia de temperatura promedio logarítmica.
L_{ss}:	Longitud entre costuras.
LTTD:	Diferencia terminal de temperatura menor.
M:	Masa.

m:	Tasa de flujo másica.
m_e:	Masa del flujo del fluido en la parte externa de los tubos.
m_i:	Tasa de flujo másica del fluido parte interna de los tubos.
N:	Número total de tubos.
n:	Número de pasos por los tubos.
P:	Presión del fluido.
p:	Paso o pitch.
P_{atm}:	Presión atmosférica.
PM:	Peso molecular del gas.
Q:	Flujo de calor.
q:	Caudal del fluido.
q_g:	Tasa de flujo del gas.
q_l:	Tasa de flujo del líquido.
Q_o:	Flujo de calor del petróleo.
q_o:	Caudal del crudo.
q_w:	Caudal de agua.
RE:	Relación de esbeltez.
Re:	Número de Reynolds.
r_{fi}:	Resistencia de ensuciamiento interno.
r_{fo}:	Resistencia de ensuciamiento externo.

r_w:	Resistencia del material del tubo.
SG:	Gravedad Específica del líquido relativa al agua.
SG_e:	Gravedad específica del fluido parte externa de los tubos.
SG_g:	Gravedad específica del gas relativo al aire.
SG_l:	Gravedad específica del líquido relativo al agua.
SG_o:	Gravedad Específica del petróleo.
t:	Tiempo.
T_{C1}:	Temperatura de entrada del fluido frío.
T_{C2}:	Temperatura de salida del fluido frío.
TEMA:	Tubular Exchanger Manufacturers Association.
T_{gas}:	Temperatura del gas.
T_{H1}:	Temperatura de entrada del fluido caliente.
T_{H2}:	Temperatura de salida del fluido caliente.
$(t_r)_w$:	Tiempo de residencia del agua.
$(tr)_o$:	Tiempo de residencia del aceite.
U:	Coficiente Global de transferencia de calor.
V:	Velocidad del líquido.
V_t:	Velocidad de asentamiento.
V_T:	Velocidad del fluido interno por los tubos.

Z:	Cabeza de Elevación.
Z_{gas}:	Factor de compresibilidad de los gases.
δ:	Densidad del líquido.
δ_{gas}:	Densidad del gas.
δ_i:	Densidad fase interna de los tubos.
δ_m:	Densidad de la mezcla.
δ_o:	Densidad del petróleo.
δ_w:	Densidad del agua.
ΔP:	Caída de presión.
ΔT:	Diferencia de temperatura.
ΔSG:	Diferencia de gravedades específicas.
Ṽ:	Volumen del fluido.
μ:	Viscosidad dinámica.
μ_e:	Viscosidad del fluido parte externa de los tubos a temperatura promedio.
μ_i:	Viscosidad del fluido parte interna de los tubos a temperatura promedio.
μ_o:	Viscosidad del crudo.
ν:	Viscosidad cinemática.
Ṽ:	Volumen real.

$(N_c + 1)_{\text{real}}$: Número de veces que el fluido cruza el intercambiador desde la entrada hasta la salida.

ϕ_s : Relación de viscosidades, adimensional.

(% C): Porcentaje de operación del tanque.

RESUMEN

El presente trabajo de titulación “Diseño de una estación de producción con capacidad para el manejo de 50000 barriles de crudos pesados”, se realiza en base a los conceptos teóricos que definen y clasifican los fluidos presente en los volúmenes de petróleo provenientes del pozo, características y propiedades del crudo para el diseño de las instalaciones de facilidades de superficie.

El diseño describe las características de la producción del yacimiento del campo Cononaco de la cuenca Oriente. En análisis realizados a las muestras tomadas de los Manifolds de prueba del campo en mención correspondiente a la Arena “U”, cuya gravedad API del crudo es de 16,8; con una viscosidad de 20 centistokes, Temperatura de 204 °F, contenido de BS&W del 20% y el agua de formación con una gravedad específica de 1,02. Mediante consulta técnica realizada al personal que labora en instalaciones de producción se obtuvo que el diámetro de la gota corresponde a 500 micrones y el tiempo de residencia del petróleo es de 25 minutos.

Se detallan las etapas, los procesos y los equipos que pueden estar presentes en una estación de producción. Además, las ecuaciones y nomogramas para el dimensionamiento de los equipos; y los análisis de los resultados obtenidos por cada etapa de la estación de producción para el manejo de los 50000 barriles de crudo pesados.

INTRODUCCIÓN

El crudo pesado posee alta viscosidad a temperatura ambiente, densidad y alto contenido porcentual de sales, azufre y metales pesados. Además, de cantidades significativas de agua de formación, por lo que se hace necesario un manejo diferente en superficie.

Los crudos pesados presentes en la cuenca Oriente requieren de otros métodos de tratamiento para mejorar su calidad y sus condiciones químicas diferentes a los diseñados para crudos livianos.

El objetivo principal del presente trabajo de titulación es diseñar una estación de producción de crudos pesados con las características del crudo Napo de la cuenca Oriente, para el manejo de 50000 barriles de crudo, como planta de apoyo que facilitará y mejorará la calidad y transportación del petróleo hacia el oleoducto para su posterior comercialización, cuya gravedad API promedio es 14,799.

Por el incremento de la explotación de crudo pesado en el Oriente Ecuatoriano, nace la necesidad de diseñar esta estación de producción, la misma que fue realizada mediante un proceso investigativo de campo tomando como base las características de yacimientos similares de petróleo crudo proporcionadas por campos vecinos.

CAPÍTULO I

MARCO TEÓRICO

1.1. PETRÓLEO CRUDO Y GAS NATURAL

El petróleo crudo y el gas natural son hidrocarburos que se producen en un pozo, es necesario un conocimiento amplio de los mismos para un manejo y diseño técnico de sus instalaciones, el mismo que brinde facilidades en el proceso de producción.

1.1.1. Petróleo Crudo

El petróleo crudo es una mezcla combinada de diferentes tipos de hidrocarburos, cuyas moléculas están compuestas por Carbono e Hidrógeno, con pequeños porcentajes de compuestos heteroatómicos, como oxígeno, nitrógeno y azufre, que se encuentran formando estructuras de hidrocarburos complejas; y, trazas de compuestos organometálicos (vanadio, níquel, hierro, y otros), además contiene sedimentos inorgánicos y agua. En la tabla 1 se puede observar la composición aproximada de un análisis elemental de crudo.

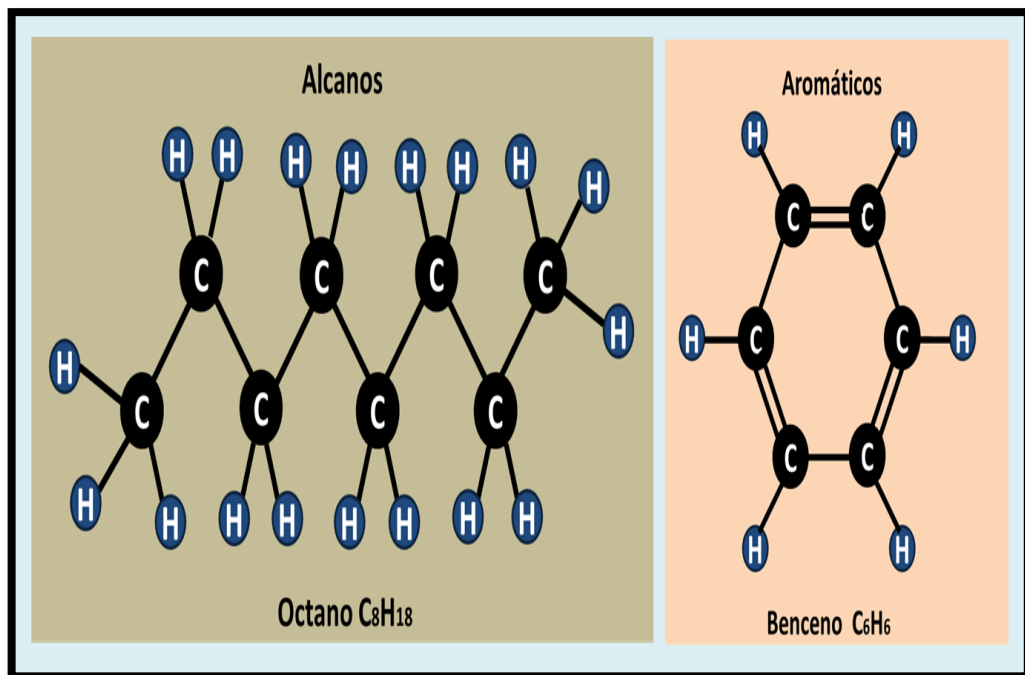
Tabla 1. Composición del Petróleo Crudo

CRUDOS	COMPOSICIÓN % PESO
Carbono	84 - 87
Hidrógeno	11 - 14
Azufre	0 - 5
Nitrógeno	0 - 0,2
Oxígeno	0 - 0,5

Fuente: Lluch, J. 2011. Tecnología y margen del Refino del Petróleo. Pág. 1

El petróleo crudo también es una mezcla compleja que contiene más de 200 compuestos orgánicos diferentes, en mayor proporción hidrocarburos alcanos (C_nH_{2n+2}) y pequeñas fracciones de aromáticos derivados del benceno (C_6H_6). En la figura 1 a la izquierda observamos un ejemplo de hidrocarburos alcanos y a la derecha de hidrocarburos aromáticos.

Figura 1. Ejemplos de composición química de Alcanos y Aromáticos



Fuente: Havard, D. 2009. Oil and Gas Production Handbook. Pág. 19

1.1.1.1. Clasificación

Cuando se trata de petróleo crudo se refiere a los hidrocarburos líquidos no refinados, su coloración varía del amarillo al negro dependiendo de su composición y gravedad API, en esta sección se hará un detalle de su clasificación:

1.1.1.1.1. Gravedad API

La gravedad API está relacionado con la densidad, es decir que la gravedad específica resulta dividiendo la densidad del crudo para la densidad del agua, tal como se muestra en la ecuación 1.

$$\boxed{SG_o = \frac{\delta_o}{\delta_w}}$$

(Ec. 1)

Donde:

SG_o = Gravedad específica del petróleo

δ_o = Densidad del petróleo

δ_w = Densidad del agua

Nota: La densidad del agua es 1 gr/cm^3 por lo que su gravedad específica es numéricamente igual a su densidad en gr/cm^3 , en instalaciones petroleras se usa unidades de campo y su valor es $62,4 \text{ lb/ft}^3$.

La gravedad específica de los crudos se encuentra en un rango del 0,768 a 0,996 es decir 52,6 a 10,5 grados API determinados mediante la ecuación 2.

$$\boxed{^\circ \text{API} = \frac{141,5}{SG_o} - 131,5}$$

(Ec. 2)

Donde:

API = INSTITUTO AMERICANO DEL PETRÓLEO

Nota: Si tomamos la gravedad específica del agua como 1 podemos determinar mediante la ecuación 2 que su valor es 10° en escalas API.

Los valores de las lecturas API se encuentran estandarizados a presión de 1 atmósfera y 60 ° F; en el capítulo, 2 sección 2.3.1.1 y anexo A1 se explica detalladamente la transformación de los valores API a esta presión y temperatura. Mientras más alto sea el API más liviano será el crudo, es así como tenemos la tabla 2 con la siguiente clasificación:

Tabla 2. Clasificación del Petróleo Crudo por su Gravedad API

Clase	API
Extra liviano	Mayor a 40
Liviano	30 - 39,9
Mediano	22 - 29,9
Pesado	10 - 21,9
Extra pesado	Menor a 9,9

Fuente: INSTITUTO AMERICANO DEL PÈTRÓLEO

1.1.1.1.2. Composición Química

En razón de su origen y evolución, el petróleo crudo se encuentra conformado de la mezcla de diferentes tipos y cantidades de familias químicas hidrocarbonadas, es así que de acuerdo a su mayor proporción del tipo de hidrocarburos forman bases y su clasificación es la siguiente:

- **Crudos de Base Parafínica:** Son hidrocarburos que contienen grandes cantidades de parafina y poco o nada de material asfáltico.

- **Crudos de Base Nafténica:** Son hidrocarburos con alto contenido de material asfáltico y pequeñas o ninguna proporción de parafina.
- **Crudos de Base Mixta o Intermedia:** Son hidrocarburos en cuya composición se encuentran presentes los hidrocarburos parafínicos y asfálticos con proporciones de hidrocarburos aromáticos.

1.1.1.1.3. Contenido de Azufre

Para su valoración el petróleo crudo depende también de su contenido de azufre, por tanto es importante conocer su clasificación:

- ✓ **Crudos Agrios.-** Son los crudos que tienen un alto contenido de azufre.
- ✓ **Crudos Dulces.-** Son los crudos con un bajo contenido de azufre.

1.1.2. Gas Natural

El gas natural usado para consumo está compuesto mayormente por metano. Sin embargo, la composición primaria del metano recogida en el cabezal del pozo (árbol de producción) no es pura. El gas natural crudo viene de tres tipos de pozos: pozos de petróleo, pozos de gas y pozos de condensados.

El gas natural que viene de pozos de petróleo es típicamente llamado “gas asociado”. Este fluido puede existir separado del petróleo en la formación (gas libre), o disuelto en el petróleo crudo (gas disuelto). El gas natural en pozos de gas y condensados, en el cual hay poco o nada de petróleo crudo, es llamado “gas no asociado”.

Típicamente los pozos de gas natural lo producen solamente crudo. Sin embargo, los pozos de condensados producen abundante gas natural libre con un hidrocarburo condensado, cualquiera que sea la fuente del

gas natural, una vez separado del petróleo crudo (si está presente), esto comúnmente existe en mezclas con otros hidrocarburos, principalmente etano, propano, butano y pentanos. Adicionalmente, el gas natural crudo contiene vapor de agua, sulfuro de hidrogeno (H_2S), dióxido de carbono, helio, nitrógeno, y otros compuestos.

El procesamiento del gas natural consiste en la separación de todos o varios hidrocarburos y fluidos para obtenerlo en su forma pura, para producir lo que se conoce como gas natural seco el mismo que es conducido a través de gaseoductos.

1.1.3. Condensados

Aunque el etano, propano, butano, y pentanos pueden ser removidos del gas natural, no significa que sean todos “residuos”. De hecho, hidrocarburos asociados, conocido como “gas natural licuado” (NGL), pueden ser muy importantes para productos del procesamiento del gas natural. Los gases naturales licuados incluyen etano, propano, butano, iso-butano, y gasolina natural, estos son vendidos por separado y tienen una variedad de usos tales como materia prima para refinerías de petróleo o plantas petroquímicas, como fuente de energía, y para recuperación mejorada de petróleo en pozos petroleros. Los condensados son también usados como diluyentes para petróleo pesado.

1.2. FLUJO DE FLUIDOS

Un fluido es toda sustancia que ofrece una pequeña o nula resistencia, debido a su capacidad de fluir, que hace que los mismos sean incapaces de soportar a las fuerzas cortantes o tangenciales que se le apliquen.

El objetivo de esta sección es el estudio de los tipos, regímenes, variables de un pozo y propiedades del flujo de fluidos para poder determinar las condiciones iniciales y finales del fluido en cuestión, y dar soluciones a los problemas que puedan presentarse en el tema de flujo de fluidos proveniente de los pozos en una estación de producción.

1.2.1. Tipos de Flujo

Existen diferentes tipos de flujo, en esta sección se va a definir los correspondientes al gas, petróleo y agua, los mismos que se encuentran presentes en una estación de producción.

1.2.1.1. Flujo de Fluido Compresible

*“El flujo se considera compresible cuando la caída de presión debido al paso de un gas por un sistema es lo suficientemente grande, en comparación con la presión de entrada, para ocasionar una disminución del 10 % o más en la densidad del gas”.*¹ Se puede considerar al petróleo como fluido ligeramente compresible.

1.2.1.2. Flujo de Fluido Incompresible

*“El flujo se considera incompresible cuando la sustancia en movimiento es un líquido, o si se trata de un gas cuya densidad cambia de valor en el sistema en un valor mayor al 10 %”.*² Como ejemplo de fluido incompresible tenemos el agua.

¹ Manual de diseño de procesos, CEPET & PDVSA, pagina 456.

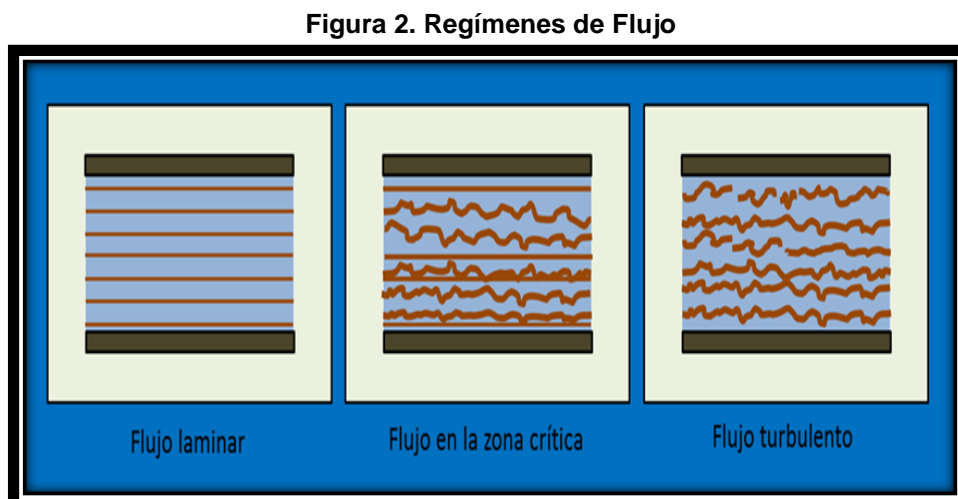
² Manual de diseño de procesos, CEPET & PDVSA, pagina 456.

1.2.2. Regímenes del Flujo de Fluidos

Existen dos tipos de flujo de fluidos: laminar y turbulento.

El flujo de fluidos es laminar cuando la descarga y la velocidad media es pequeña. En la figura 2, a la izquierda podemos observar como las láminas del fluido tienen un desplazamiento en línea recta. A medida que hay un incremento del caudal, estas láminas siguen en movimiento en línea recta hasta que alcanzan una velocidad tal que las láminas empiezan a ondularse y romperse bruscamente, como se observa al centro, a esto se lo llama zona crítica.

Cuando la velocidad es mayor que la crítica los filamentos empiezan a dispersarse indeterminadamente a través de toda la corriente, a esta velocidad, como se observa a la derecha de la figura 2, se denomina régimen turbulento. Las partículas del fluido en régimen turbulento tienen un movimiento irregular e indeterminado en direcciones transversales a través del flujo.



Fuente: Crane. Flujo de Fluidos. Sección 1-4.

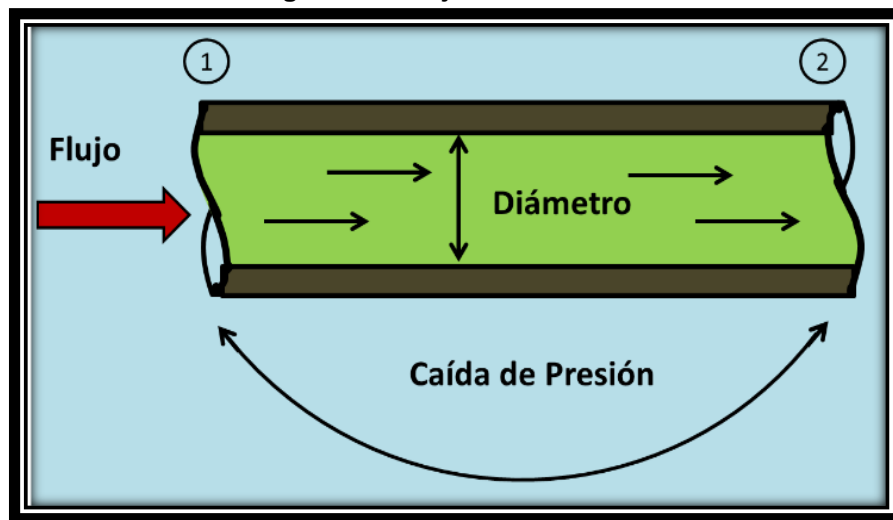
1.2.3. Variable del Flujo de Fluidos

En esta sección se va a identificar las variables que intervienen en la transferencia del flujo de fluidos en una estación de producción y obtener las ecuaciones que las relacionen.

1.2.3.1. Flujo

Dentro de las variables el flujo corresponde al manejo del caudal requerido que está relacionado con la caída de presión y el diámetro, tal como se muestra en la figura 3.

Figura 3. El flujo como variable



Fuente: López C. Láminas de Facilidades de Superficie. Sección 2.

Existen 3 tipos de variables de flujo: flujo molar, másico y volumétrico. En esta sección no vamos a referir al flujo volumétrico representado por el gas medido en pies cúbicos por segundo por la ecuación 3 para encontrar el caudal.

$$\mathbf{q} = \frac{\tilde{\mathbf{V}}}{\mathbf{t}}$$

(Ec. 3)

Donde:

\mathbf{q} = Caudal del fluido; BPD

$\tilde{\mathbf{V}}$ = Volumen del fluido, Barriles

\mathbf{t} = Tiempo, día

Nota: Si flujo volumétrico es un líquido, este se mide en barriles por día (BPD), y si es gas, se mide en pies cúbicos normales por segundos (PCNS)

1.2.3.2. Presión

Otra de las variables de mayor importancia es la Presión la misma que se define como la fuerza ejercida sobre un área (ecuación 4).

$$\mathbf{P} = \frac{\mathbf{F}}{\mathbf{A}}$$

(Ec. 4)

Donde:

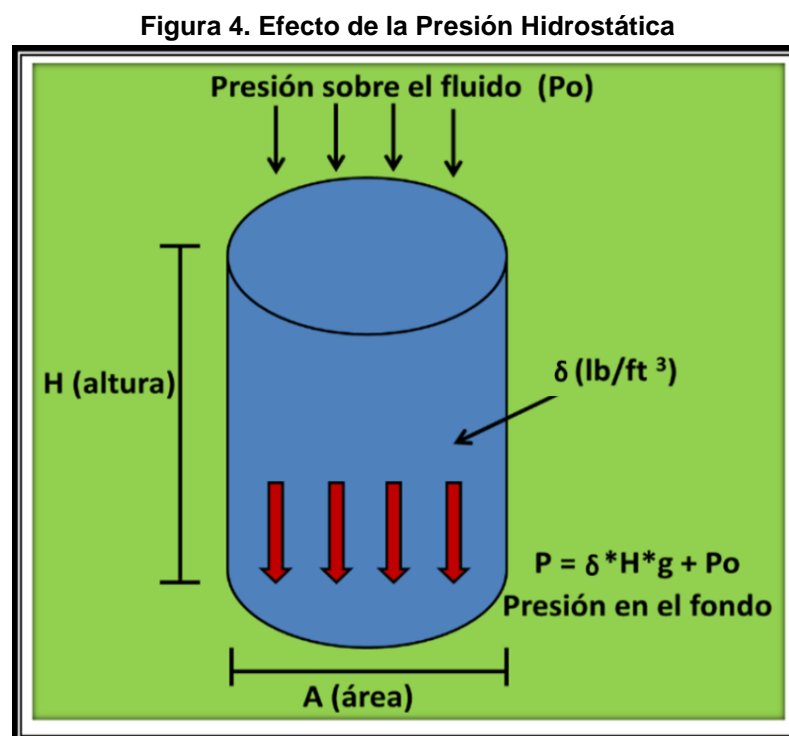
\mathbf{P} = Presión del fluido, PSI

\mathbf{F} = Fuerza, lbf

\mathbf{A} = Área, pulg²

La presión atmosférica corresponde a 1 atmosfera; 1,01325 bares; 14,7 PSI; o 760 mm de mercurio. La presión manométrica es la presión medida por encima de la presión atmosférica, medida por un manómetro en instalaciones petroleras, y la presión absoluta es la suma de las presiones manométrica y la atmosférica.

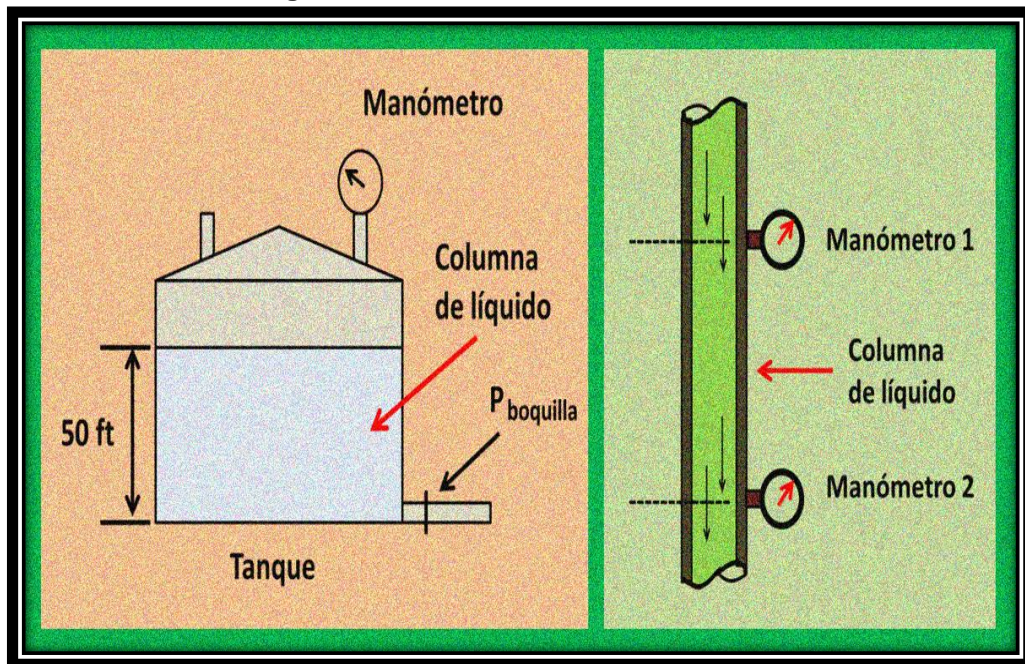
La presión hidrostática es la presión ejercida por la densidad, área y altura más la presión que actúa sobre el fluido, mostrada en la figura 4.



Fuente: López C. Láminas de Facilidades de Superficie. Sección 2.

En la figura 5, a la izquierda, podemos observar un tanque de almacenamiento con una columna de líquido, con un manómetro en la parte superior y, a la derecha, una tubería vertical con una columna de líquido y dos manómetros, la lectura de la presión medida es llamada presión diferencial.

Figura 5. Efecto de la Presión Diferencial



Fuente: López C. Láminas de Facilidades de Superficie. Sección 2.

La presión diferencial depende de su altura y columna de líquido obteniendo la ecuación 5.

$$DP = \frac{H * \delta}{144}$$

(Ec. 5)

Donde:

DP = Presión diferencial, PSI

H = Altura, ft

δ = Densidad del líquido, lb/ft³

144 = Factor de conversión

1.2.3.3. Temperatura

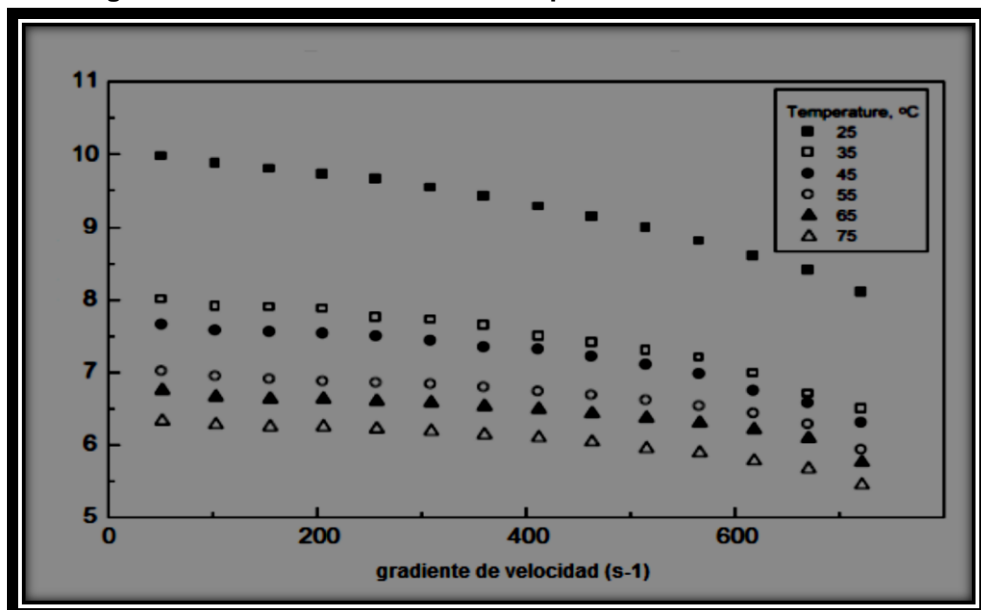
Existen casos en las instalaciones petroleras encontramos la temperatura en grados centígrados y se hace necesario utilizar la ecuación 6 para transformar estas temperaturas a valores de campo.

$$\text{° } F = \left(\frac{9}{5} * \text{° } C \right) + 32 \quad (\text{Ec. 6})$$

En crudos pesados surge un fuerte efecto la temperatura sobre la viscosidad y el comportamiento reológico.

En la figura 6 se “muestra un análisis realizado a un crudo pesado con un efecto de la temperatura sobre la velocidad de corte con incrementos de 10°C”.

Figura 6. Análisis de efecto de la temperatura en Crudos Pesados

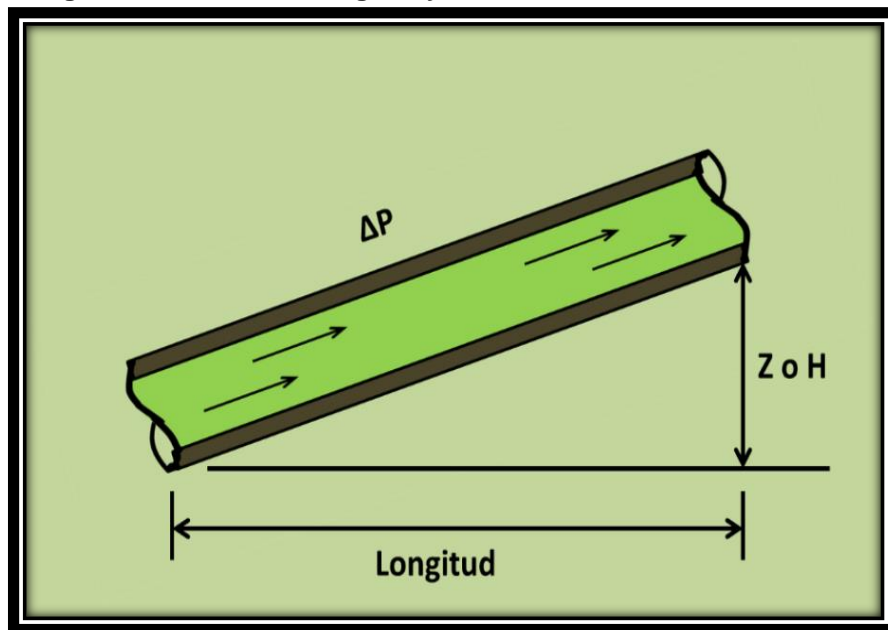


Fuente: Sánchez, K. 2012. Tesis comportamiento Reológico de Crudo Pesado del Oriente Ecuatoriano. Pág. 12.

1.2.3.4. Longitud y cambio de Elevación

La longitud y el cambio de elevación tienen un papel importante dentro del diseño de equipos de estaciones de producción, en la figura 7 se observa que entre más extensa sea la longitud (L) en una tubería y mayor sea su altura (Z o H), va a existir una disminución de la presión (ΔP) del fluido que circula a través de la misma.

Figura 7. Efecto de la longitud y cambio de elevación en Tuberías



Fuente: López C. Láminas de Facilidades de Superficie. Sección 2.

1.2.4. Propiedades de los Fluidos

El conocimiento previo de las propiedades del fluido nos va a permitir solucionar cualquier problema relacionado con el flujo de fluidos en una estación de producción. Las propiedades de los fluidos se dan tanto para líquidos como para gases.

1.2.4.1. Líquidos

Los fluidos líquidos que circulan en estaciones de producción mayormente son petróleo y agua, por lo que es necesario conocer sus propiedades, entre estas tenemos la densidad, viscosidad y la relación agua/petróleo.

1.2.4.1.1. Densidad de los Líquidos

La densidad de una sustancia es por definición la masa por unidad de volumen, expresada en la ecuación 7.

$$\delta = \frac{M}{\tilde{V}}$$

(Ec. 7)

Donde:

δ = Densidad del fluido, gr/cm³

M = Masa, gr

\tilde{V} = volumen, cm³

Las unidades de densidad usadas en instalaciones petroleras se describieron en la sección 1.1.1.1.1 de la gravedad API.

La composición química del petróleo se encuentra reflejada por su densidad; es decir que a mayor presencia de hidrocarburos pesados (asfáltenos) su densidad será mayor; y para crudos más livianos su densidad será menor.

1.2.4.1.2. Viscosidad de los Líquidos

Se define a la viscosidad como la facilidad que posee un fluido para fluir si a este se le aplica una fuerza externa. La viscosidad de la mayor parte de los fluidos depende del trabajo que se realice sobre ellos. El petróleo es un fluido muy viscoso en comparación con el agua. La temperatura es inversamente proporcional a su viscosidad, es decir que si su temperatura aumenta su viscosidad disminuye.

La viscosidad del petróleo puede ser:

- Viscosidad Absoluta o Dinámica (μ).- Se define como la relación que existe entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad; su unidad es el centipoise (cP).
- Viscosidad Cinemática (ν).- Esta se obtiene dividiendo la viscosidad absoluta por la densidad del fluido; su unidad es el centistokes (cSt).

Su viscosidad varía entre 0,3 a 100 centipoise y depende si el petróleo está saturado de gas para el primer valor o si se encuentra libre de gas para el segundo valor.

1.2.4.1.3. Relación Agua/Petróleo

La relación agua/petróleo (RAP) es la relación entre el agua libre producida con respecto a los barriles de petróleo producido a condiciones estándar, ambos medidos en barriles.

1.2.4.2. Gases

Otro de los fluidos producidos por los pozos es el gas natural por lo que se hace necesario conocer sus propiedades para el mejor manejo en las

instalaciones petroleras. Entre las propiedades más importantes tenemos la densidad, viscosidad y la relación gas/petróleo.

1.2.4.2.1. Densidad de los Gases

La densidad de los gases está relacionada por su gravedad específica, por lo tanto esta puede ser determinada mediante la ecuación 8.

$$\mathbf{SG_g = \frac{PM}{29}}$$

(Ec. 8)

Donde:

SG_g = Gravedad específica del gas

PM = Peso molecular del gas

29 = Peso molecular del aire

A diferencia de los líquidos, la densidad del gas varía grandemente con la presión, y se calcula con la ecuación 9.

$$\mathbf{\delta_{gas} = \frac{2,7 * SG_g P_{atm}}{T_{gas} Z_{gas}}}$$

(Ec. 9)

Donde:

δ_{gas} = Densidad del gas

SG_g = Gravedad específica del gas

P_{atm} = Presión atmosférica

T_{gas} = Temperatura del gas

Z_{gas} = Factor de compresibilidad de los gases

1.2.4.2.2. Viscosidad de los Gases

La viscosidad se describe en la sección 1.2.4.1.2. En los gases, la viscosidad es menor con relación a la del agua; la temperatura es directamente proporcional a su viscosidad, es decir que a medida que su temperatura aumenta su viscosidad también aumenta.

Para medir la viscosidad de los gases se requiere de una enorme habilidad experimental.

1.2.4.2.3. Relación Gas/Petróleo

La relación gas/petróleo (RGP) no es más que la relación entre el gas en pies cúbicos con respecto a los barriles de petróleo, ambos producidos a condiciones normales de presión y temperatura.

1.3. EMULSIONES

Una emulsión es un sistema heterogéneo que se encuentra constituido de, al menos, un líquido no miscible en forma de gotas dentro de otro líquido, los diámetros de las gotas suelen ser mayores a 0,10 micras.

Las emulsiones constan de dos fases; la fase continua y la dispersa; además se necesita de la presencia y agitación de un agente emulsificante para que se pueda estabilizar la mezcla, entre ellos los asfáltenos, resinas, sedimentos arcilla, etc. Los pozos petroleros producen agua y petróleo como la fase líquida, una parte de agua (agua libre) se separa con facilidad del crudo por acción de la gravedad cuando la velocidad de los fluidos es relativamente baja, la otra parte se encuentra formando una emulsión como gotas de agua (fase dispersa) combinadas con el aceite (fase continua).

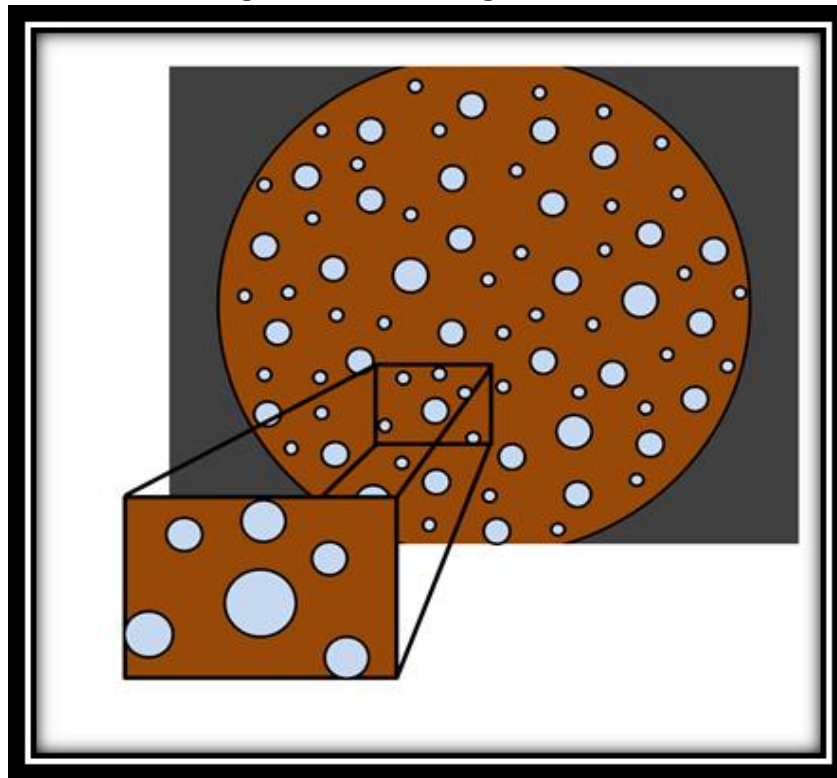
1.3.1. Tipos de Emulsiones

Existen dos tipos de emulsiones:

- Emulsión Normal.- Se denomina a las emulsiones agua-aceite (W/O), donde las gotas de agua se encuentran dispersas en el aceite.
- Emulsión Inversa.- Se denomina a las emulsiones aceite-agua (O/W), donde las gotas de aceite se encuentran dispersas en el agua.

En la industria petrolera el tipo que se encuentra más es la emulsión normal, rara vez se produce una emulsión inversa. En la figura 8 tenemos un análisis microscópico de una emulsión agua en petróleo crudo.

Figura 8. Emulsión Agua/Petróleo



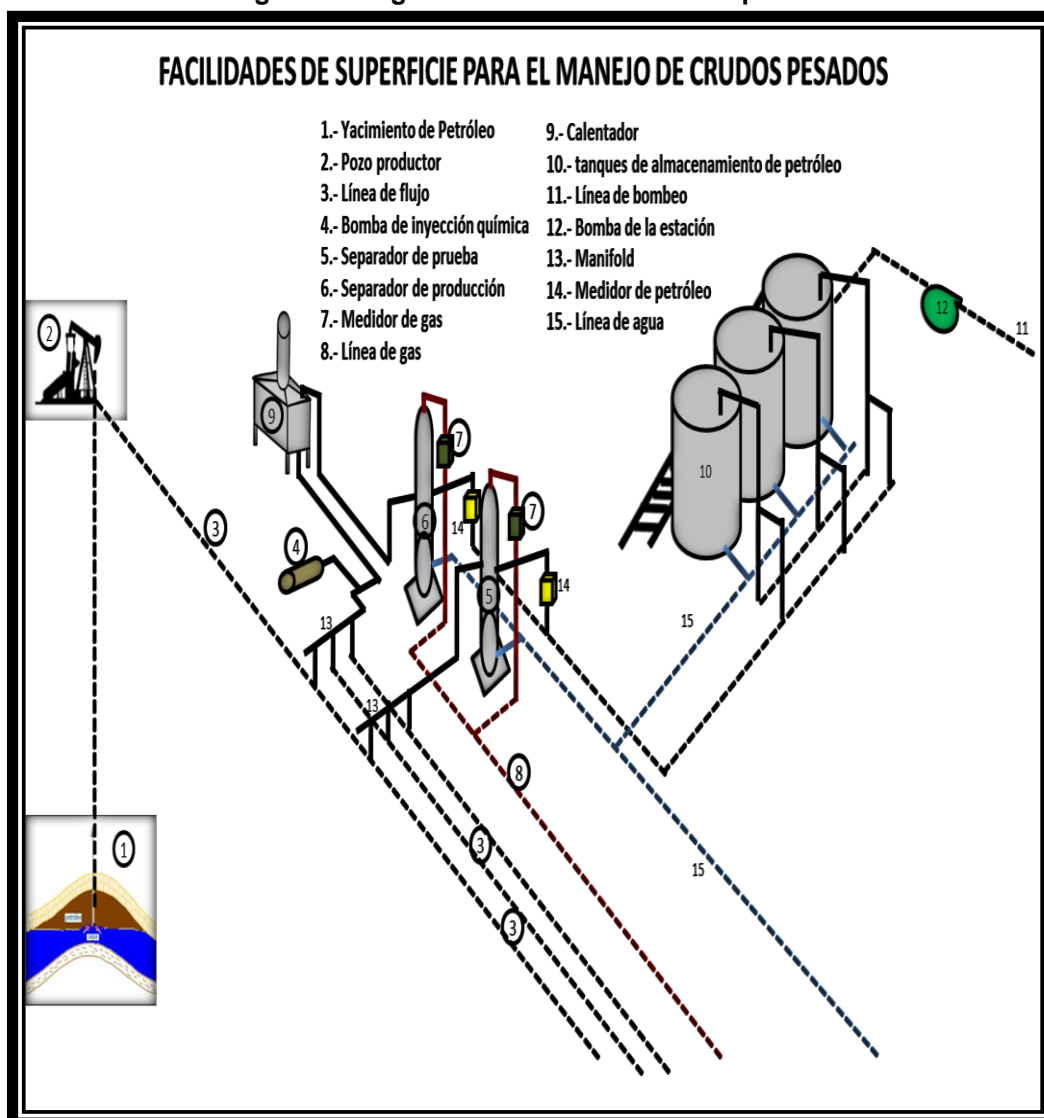
Fuente: Marfisi & Salager. 2004. Deshidratación de Crudo. Pág. 3

Para el rompimiento de estos sistemas se utilizan agentes activos o sólidos finamente divididos dependiendo de las condiciones de los mismos.

1.4. FACILIDAD DE SUPERFICIE

Las facilidades de superficie son un conjunto de equipos interrelacionados, los mismos que son los encargados de hacer que la producción del petróleo crudo sean recolectados y transportados de la mejor manera posible antes de ser almacenados o llevados a la refinería. En la figura 9 se pueden identificar algunos equipos de facilidades de superficie en una instalación típica para el manejo de crudos pesados.

Figura 9. Diagrama de Facilidades de Superficie



Fuente: CEPET & PDVSA. 1992. Estaciones Recolectoras de Flujo. Sección 2-4A

1.4.1. Proceso Primario

La función primaria de una facilidad es separar el petróleo, agua y sólidos; tratar el petróleo para encontrar contenidos de sales (ejemplo: BS&W, contenido de sales, presión de vapor); medir y muestrear el petróleo para determinar estos valores; y, entregarlos a los sistemas de transportación (ejemplos: oleoductos, camiones, embarcaciones o carro tanques).

1.4.2. Proceso Secundario

Además del procesamiento del petróleo y gas a ser vendidos, la producción de agua y sólidos puede ser tratado por eliminación. Para el agua producida, el tratamiento usualmente incluye la extracción de hidrocarburos dispersos, disueltos y, además de separación o desnatado del petróleo, puede incluir filtración, deionización o bombeo.

Si el tratamiento de sólidos es requerido, puede incluir lavado del agua y agitación de los sólidos a remover del petróleo y después separarlos del agua.

1.4.3. Sistemas Auxiliares

Adicionalmente a los sistemas de proceso, se emplean procesos auxiliares de calentamiento y enfriamiento requeridos. Los procesos de calentamiento son usualmente necesarios para el tratamiento del petróleo y sobrecalentamiento al gas, combustible para uso en generación de turbinas de gas o compresores. El proceso de enfriamiento es usualmente requerido para compresión de gas.

Aunque si es necesario, las instalaciones pueden funcionar con energía eléctrica, generalmente se incluye generación de potencia y un gran o complejo sistema eléctrico, o para las habitaciones del personal que viven en las instalaciones.

Toda facilidad requiere sistemas de seguridad, incluyendo instrumentación de seguridad y cierre de sistemas; detección de fuego y gas; equipos contra incendio; un medio de evacuación; y otros equipos, dependiendo de la ubicación y complejidad de las facilidades.

CAPITULO II

DESCRIPCIÓN DE LA CUENCA ORIENTE Y ETAPAS PARA EL MANEJO DE CRUDOS PESADOS

2.1. GEOLOGÍA DE LA CUENCA ORIENTE

La cuenca Oriente se encuentra ubicada al este de la Cordillera Real del Ecuador, su morfología se caracteriza por relieves con alturas comprendidas entre 1.000 y 2.000 metros en los relieves sub-andinos, e inferiores a 200 metros en la planicie amazónica. La zona sub-andina está formada por el levantamiento Napo, al noroeste, la Cordillera Cutucú al suroeste, entre los cuales desemboca el río Pastaza.

Esta cuenca fue estructurada dentro de un extenso sistema, desarrollado en el periodo Permo-Triásico y el Jurásico, presentando posteriores esfuerzos transpresivos a partir del periodo Cretácico Tardío, provocando la emersión de la cordillera Real y la formación de la Cuenca ante-país propiamente dicha.³

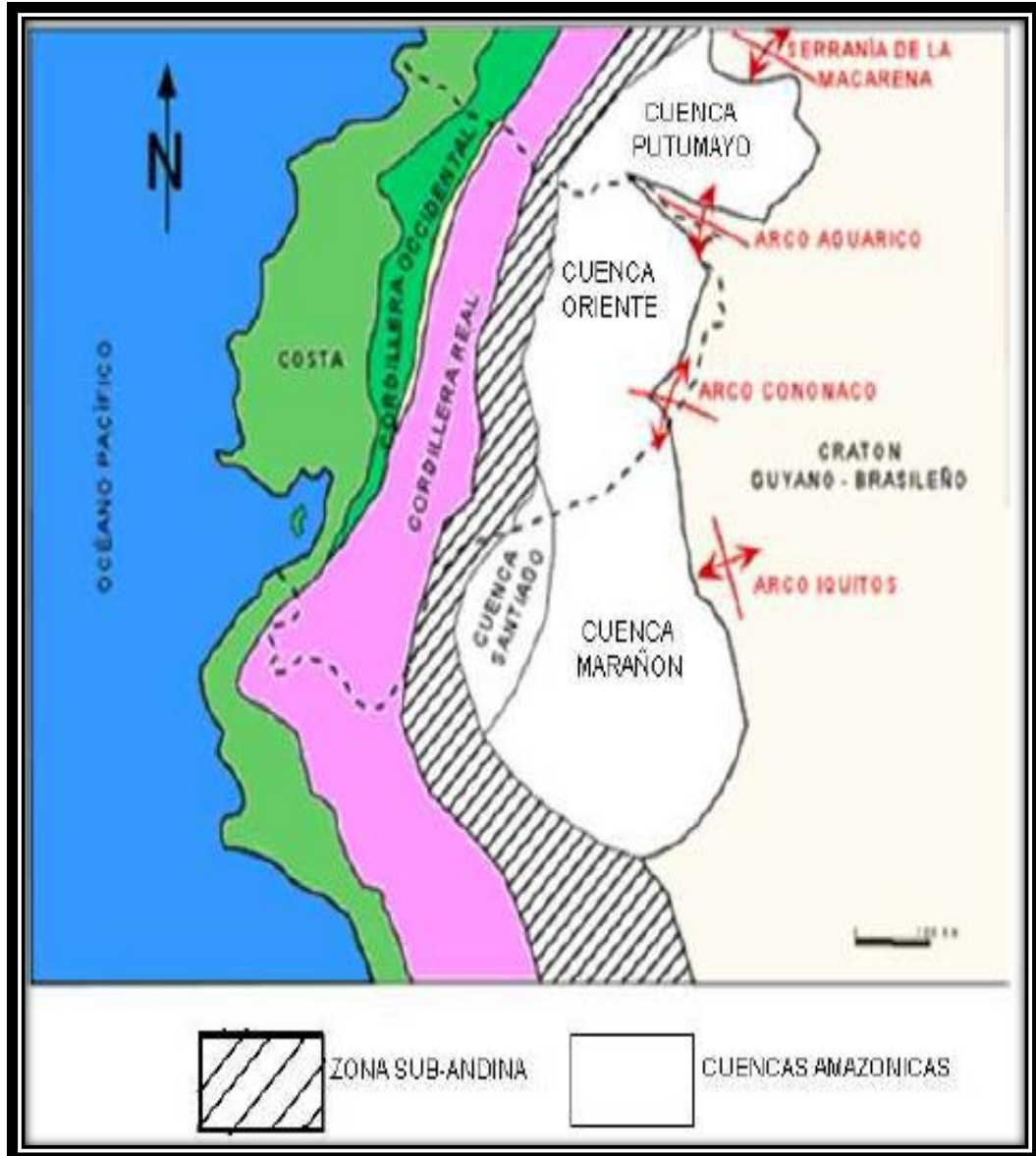
2.1.1. UBICACIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

La cuenca Oriente está localizada entre la Cordillera de los Andes al oeste y el Escudo Guayanés hacia el este, la cuenca Putumayo al norte y la cuenca Marañón al sur, la misma que cubre un área aproximada de 100.000 Km².

³ Rivadeneira B, La Cuenca Oriente: 1999, página 7

En la figura 10 se muestra la ubicación de la Cuenca Oriente.

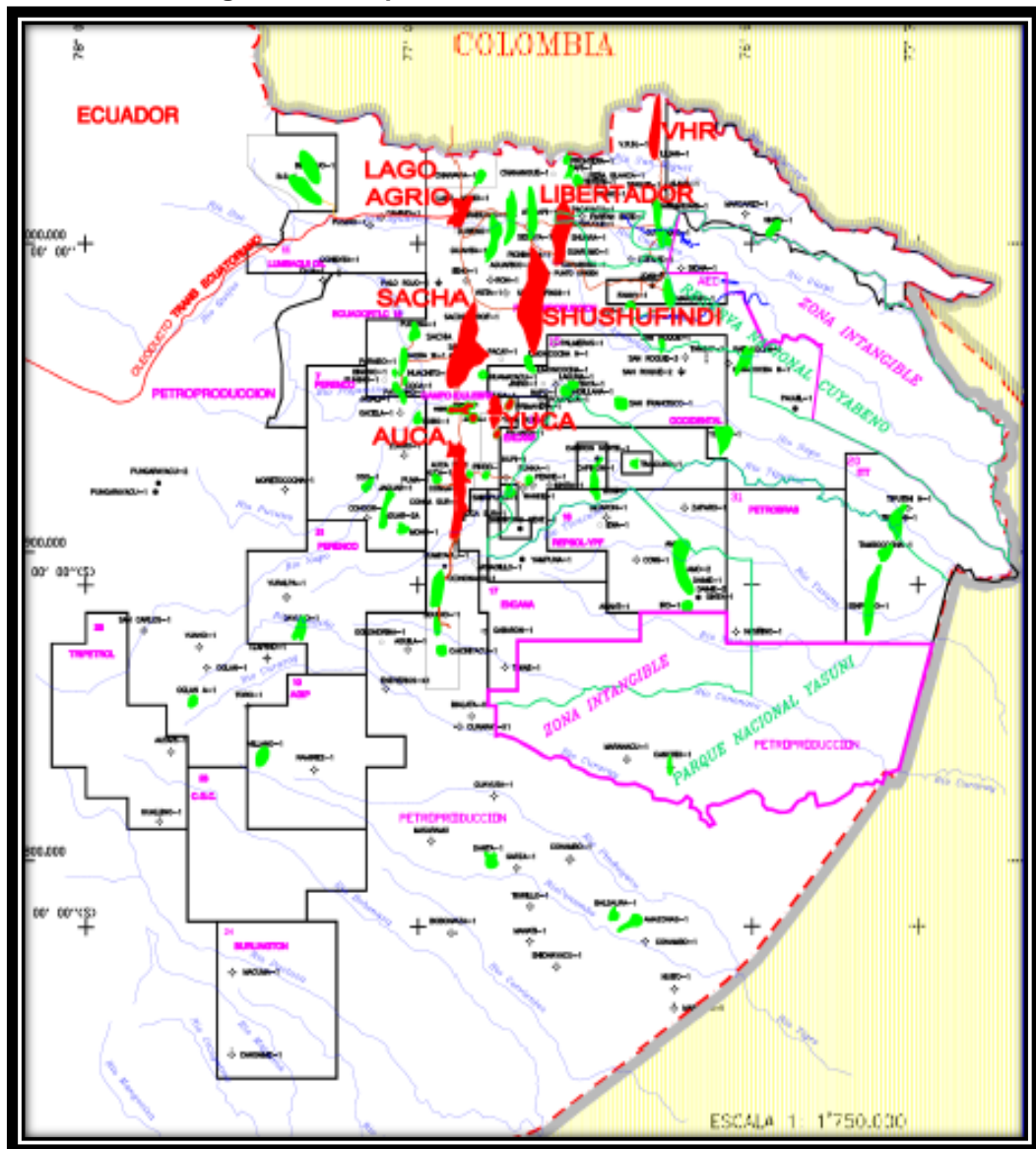
Figura 10. Ubicación Cuenca Oriente



Fuente: Departamento de Cartografía. EPETROECUADOR

La cuenca Oriente consta de los siguientes campos petrolíferos: Lago Agrio, Auca, Sacha, Shushufindi, Libertador, Yuca y Víctor Hugo Ruales, tal como se muestra en la figura 11.

Figura 11. Campos Petrolíferos de la Cuenca Oriente

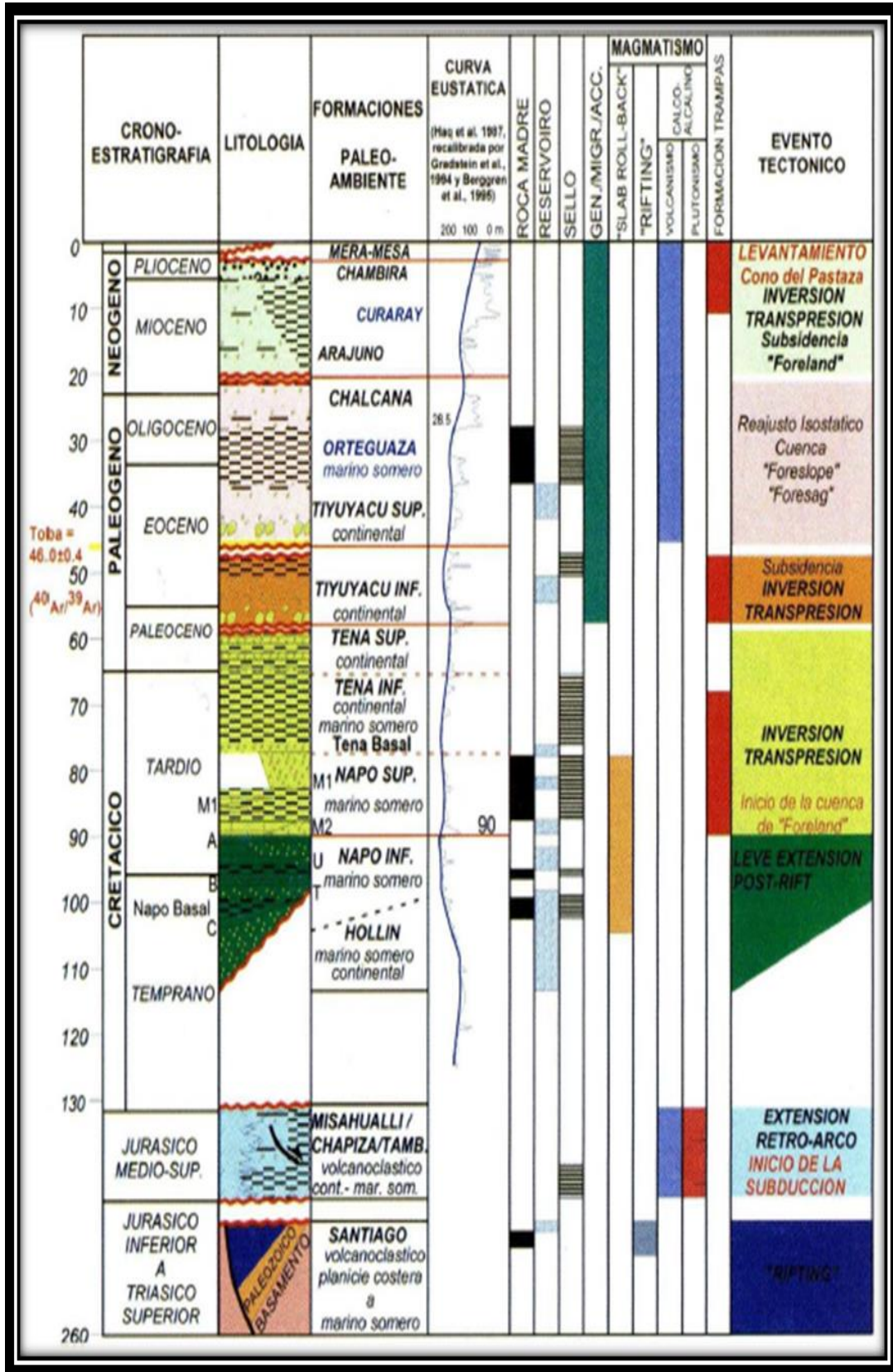


Fuente: Departamento de Cartografía. EPETROECUADOR

2.1.2. Estratigrafía de la Cuenca Oriente Ecuatoriana

Las formaciones de la Cuenca Oriente se muestran en la figura 12 donde se considera la descripción estratigráfica con su respectivo intervalo de tiempo geológico.

Figura 12. Columna Estratigráfica de la Cuenca Oriente



Fuente: Departamento de Cartografía. EPPETROECUADOR

2.1.2.1. Formaciones correspondientes al Cretácico

La mayor parte de las formaciones petrolíferas encontradas en el Oriente ecuatoriano corresponden al Cretácico, por esta razón esta sección va a referirse a estas formaciones entre las que se encuentran Hollín, Napo y Tena.

2.1.2.1.1. Formación Hollín

La formación Hollín está conformada por dos secciones diferenciadas litológicamente:

- ❖ Hollín Inferior: Consta de areniscas limpias, y se presenta como un reservorio de agua salada de baja resistividad.
- ❖ Hollín Superior: Llamada también principal, consta de areniscas cuarzosas que corresponden a depósitos de plataforma marina poco profunda.

2.1.2.1.2. Formación Napo

La formación Napo se divide litológicamente en grupos, los mismos que son descritos a continuación:

2.1.2.1.2.1. Napo Basal

La formación Napo Basal se subdivide en:

Arenisca Basal, se encuentra constituida de areniscas cuarzosas glauconíticas, lutitas, margas y calizas.

Caliza "C", consta de lutitas negras y calizas masivas, con presencia de fosfatos.

Lutitas "T", está formada por lutitas negras no calcáreas y calizas intercaladas con areniscas glauconíticas.

Arenisca "T", comprende areniscas de grano fino a medio.

2.1.2.1.2.2. Napo Inferior

Esta formación está subdividida en:

Caliza "B", consta de lutitas carbonatadas y calizas fosilíferas y margosas.

Lutita "U", formada por lutitas láminas negras, calizas margosas y arcillosas.

Arenisca "U", constituye una sucesión de areniscas cuarzosas, areniscas glauconíticas de grano fino, calizas y lutitas margosas.

2.1.2.1.2.3. Napo Medio

La formación Napo Medio se subdivide en:

Caliza "A", formada por calizas masivas y laminadas con alto contenido de pirita en su parte inferior y calizas fosilíferas parcialmente dolomitizada en su parte superior.

Arenisca M-2, consta de una sucesión de areniscas bien finas con intercalaciones de lutitas calcáreas al este de la cuenca y margas arenosas hacia el oeste de la cuenca.

Caliza M-2, constituida por calizas margosas fosilíferas en su parte superior y calizas interestratificadas con lutitas en su parte inferior.

2.1.2.1.2.4. Napo Superior

Se encuentra subdividida por:

Caliza M-1, la misma que comprende una sucesión de lutitas, calizas y margas.

Lutita M-1, formada por lutitas negras y gris oscuras ricas en materia orgánica.

Limolita M-1, consta de intercalaciones arenosas y, a veces, carbonatadas.

Arenisca M-1, integrada por areniscas gruesas frecuentemente microconglomeráticas.

2.1.2.1.3. Formación Tena

Esta formación se divide en tres secciones: basal, inferior y superior.

- ❖ Tena Basal.- Litológicamente en la parte central y norte consta de cuarzo-arenitas y cuarzo-arenisca; areniscas arkósicas al este y hacia la zona sub-andina consta de areniscas cuarzosas y microconglomerados.
- ❖ Tena Inferior.- Su litología está conformada por limonitas y areniscas rojas de grano fino.
- ❖ Tena Superior.- Constituida por limonitas y areniscas de grano grueso.

2.1.3. Características del Yacimiento Campo Lago Agrio

El yacimiento lo constituye la formación Hollín, de edad cretácico. El campo Lago Agrio está ubicado en el occidente del sistema petrolífero Sacha-Shushufindi, tiene una estructura de anticlinal alargado, limitado en su lado oriental por una falla transpresional con dirección sur, terminando en una falla inversa la misma que cierra su estructura. El sistema de fallas cortan las formaciones del periodo cretácico en forma inversa.

Entre las características del petróleo crudo de este yacimiento, según análisis de laboratorio, se encuentran que tiene una gravedad API de 16,8 y un BS&W de 0,20 % al llegar a la estación Lago Agrio, las demás características del crudo se describen en el Anexo B Recepción OCP.

2.2. PROCESO EN LA ESTACIÓN

Los sistemas de producción de crudos pesados empiezan en el cabezal del pozo, que debería incluir mínimo un estrangulador, a menos que el pozo sea por levantamiento artificial. La mayor caída de la presión entre la presión de la tubería del pozo fluyente y la presión de operación del separador inicial se produce a través del estrangulador. El diámetro de la entrada en el estrangulador determina la tasa de flujo, porque la presión de corriente arriba es determinada, primeramente, por la presión de la tubería del pozo fluyente, y la presión de corriente abajo es determinada posteriormente por la válvula de control de presión en el primer separador en el proceso.

Para pozos de alta presión es deseable tener un estrangulador positivo en serie con un estrangulador ajustable. El estrangulador positivo se hace cargo y mantiene la tasa de producción dentro de los límites si el estrangulador ajustable falla. En todo caso, las válvulas de bloqueo se necesitan para poder realizar el mantenimiento en el estrangulador si hay

una larga línea de flujo. Luego de esto el crudo pesado y gas provenientes de los pozos productores ligados a la estación de producción deben pasar por distintas etapas antes de ser trasladados a otras instalaciones o ser comercializados; entre las etapas para el manejo de petróleo crudo constan las siguientes:

- ✚ Etapa de recolección.
- ✚ Etapa de calentamiento.
- ✚ Etapa de separación.
- ✚ Etapa de medición de crudo.
- ✚ Etapa de deshidratación.
- ✚ Etapa de almacenamiento.

2.2.1. Etapa de Recolección

Los procesos de recolección consisten en la operación que realizan los equipos destinados a recolectar el crudo desde los pozos hasta la estación entre los cuales tenemos:

- Líneas de flujo.
- Múltiples.

2.2.1.1. Líneas de flujo

Son un conjunto de tuberías cuya función es transportar el fluido desde los pozos hasta las estaciones recolectoras de flujo. Su fabricación depende del tipo, temperatura y presión de flujo del sistema; en el capítulo 3 se especifican las series, diámetros y rangos de trabajo de los diferentes tipos de tuberías las mismas que pueden ser construidas de:

- ✓ Junta o brida.
- ✓ Junta soldada.

- ✓ Cuello y rosca.

Entre los problemas que mayormente se presentan en las líneas de recolección de crudo y la forma de prevenirlo se tienen:

- Corrosión.- Se debe revestir la tubería de forma adecuada.
- Vibración.- Utilizar soportes de concreto para evitar el contacto directo con el suelo.
- Dilatación.- Se usa mangas de aislamiento.

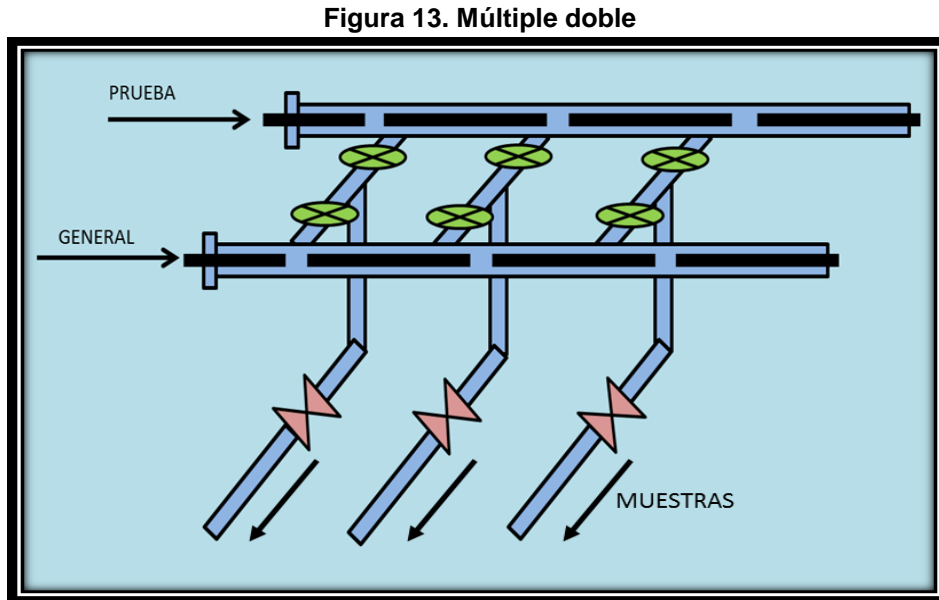
2.2.1.2. Múltiples

Los múltiples de recolección son un conjunto de válvulas y tuberías prefabricadas donde se ensamblan las líneas de flujo que recolectan el crudo de los diferentes pozos existentes en el campo.

Estos múltiples constan de dos o tres tubos instalados en dirección horizontal en formas paralelas y conectadas a la línea de flujo del crudo procedente de los pozos. En el ensamblaje entre la línea de flujo y el múltiple se instala una válvula que sirve para la toma de muestras de crudo, una válvula de retención (check), que evita el retorno del crudo si existiera roturas en la línea de flujo y válvulas de cierre o paso del fluido entre las más usadas se encuentran las de tipo bola, compuerta o tapón.

La función de los múltiples de recolección es recibir la mezcla de fluido líquido y gas de los pozos productores y permitir un mejor manejo de crudo en las facilidades de superficie. El tubo de producción general al que llega toda la producción de los pozos puede ser de 6, 8 o 10 pulgadas de diámetro según su rango de trabajo y su longitud depende del número de pozos conectados al múltiple. La línea de prueba puede ser de 2,4 o 6 pulgadas de diámetro según su rango de trabajo y se utiliza para aislar la tubería de producción general y poder así medir su producción individual.

En la figura 13 se describe un múltiple doble con la línea general y la línea de prueba.



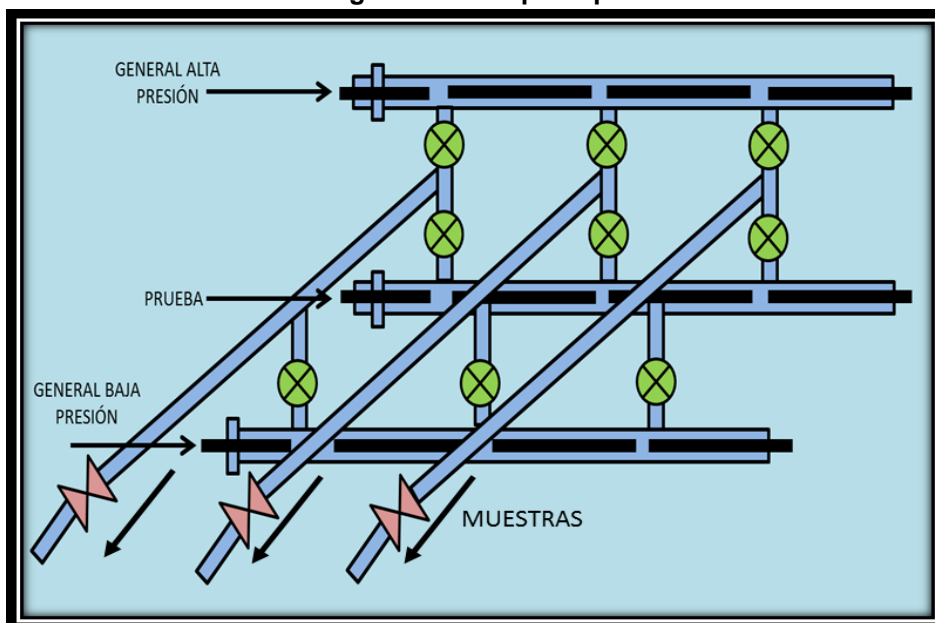
Fuente: CEPET & PDVSA. 1992. Estaciones Recolectoras de Flujo. Sección 3-5A

La clasificación de los múltiples es la siguiente:

- a) De acuerdo a su temperatura.- El múltiple convencional es el que recibe el crudo proveniente de los pozos a condiciones de temperatura y presión normales, y el múltiple caliente está diseñado para condiciones especiales de altas temperaturas del fluido provenientes de los yacimientos.
- b) De acuerdo a la presión de trabajo.- Se clasifican en múltiples de baja presión, si la presión del fluido producido por el pozo es baja; y, alta presión si la presión del fluido producido por el pozo es alta.

En la figura 14 tenemos un múltiple triple con una línea de prueba y dos líneas generales, una de baja presión y otra de alta presión.

Figura 14. Múltiple triple



Fuente: CEPET & PDVSA. 1992. Estaciones Recolectoras de Flujo. Sección 3-5A

2.2.2. Etapa de Calentamiento

El crudo pesado debe pasar por un sistema de calentamiento aumentando su temperatura para poder disminuir su viscosidad y facilitar así su transportación, impidiendo las excesivas presiones en las líneas de bombeo. Los equipos usados en este proceso son los calentadores (hornos) y calderas.

2.2.2.1. Calentadores

Constituye el equipo principal de una estación de crudos pesados y sirve para calentar los sistemas de tuberías o serpentines por donde fluye el petróleo debido a la generación de energía calorífica (BTU) que produce, y de esta manera mantener o elevar la temperatura requerida en el proceso. Las partes y diseño de estos equipos se describen en el capítulo 3. En la figura 15 se muestran dos hornos de alta conversión usados en estaciones de producción.

Figura 15. Hornos



Fuente: EPPETROECUADOR

2.2.2.2. Calderas

Son equipos de vapor diseñados para operar automáticamente con una presión de 145 PSI, cuando la presión pasa por encima de los 145 PSI se abre la válvula de seguridad para aliviar la carga. Las calderas son abastecidas por dos bombas de alimentación una en operación y otra como repuesto.

2.2.3. Etapa de separación

El crudo pesado luego de ser calentado para disminuir su viscosidad se somete a un proceso de separación mediante un separador dentro del cual se separan a bajas y altas presiones, en PSI, dependiendo de las características del yacimiento.

Existen 2 tipos de separadores en las instalaciones de producción:

- ✚ Separadores gas-líquido
- ✚ Separadores gravitacionales

2.2.3.1. Separadores Gas-Líquido

En los separadores la mezcla de fluidos al entrar a estos equipos choca con las placas de impacto desviadores, para poder separar sus fases mediante la reducción de velocidad y diferencia de densidad. Según su función los separadores pueden ser de producción general y de prueba: los primeros son los que reciben los fluidos provenientes de los pozos y los otros reciben la producción solo con el objeto de medirla.

En la figura 16 se muestran separadores de producción y de prueba.

Figura 16. Separadores de Producción y de Prueba



Fuente: Zerpa, A. 2003. Manual de costos para Estaciones de Flujo

En el mercado de esta rama se encuentran diferentes tipos: bifásicos y trifásicos; horizontales y verticales. Los separadores trifásicos y verticales son los más usados en la industria petrolera y deben poseer instrumentos de control para mantener las presiones correspondientes a cada fase. Las partes y diseño de estos equipos son descritos en el capítulo 3, sección de separadores.

2.2.3.2. Separadores Gravitacionales

Estos separadores son grandes tanques, llamados tanques de lavado, sedimentadores, y eliminadores de agua libre (FWK), los mismos que funcionan mediante asentamiento gravitacional. Estos equipos son de construcción y operación simple, remueven el agua por la fuerza de la gravedad y no requieren del uso de combustibles, en su interior se encuentran baffles para direccionar el flujo y los platos de coalescencia. Los FWK solo remueven el agua libre.

2.2.4. Etapa de Medición de crudo

Esta etapa se la realiza con el objetivo de conocer la producción general de cada pozo en una estación de producción, y luego procesar los datos para fines de control de fluidos; además, para la fiscalización de los tanques de almacenamiento se lo mide utilizando una plomada como medida de nivel y se lo realiza en coordinación con las autoridades de regulación y control de hidrocarburos. En la figura 17 se muestra un equipo de medición de crudo usado en instalaciones de Facilidades de Superficie.

Figura 17. Medidor de Crudos



Fuente: EPPETROECUADOR

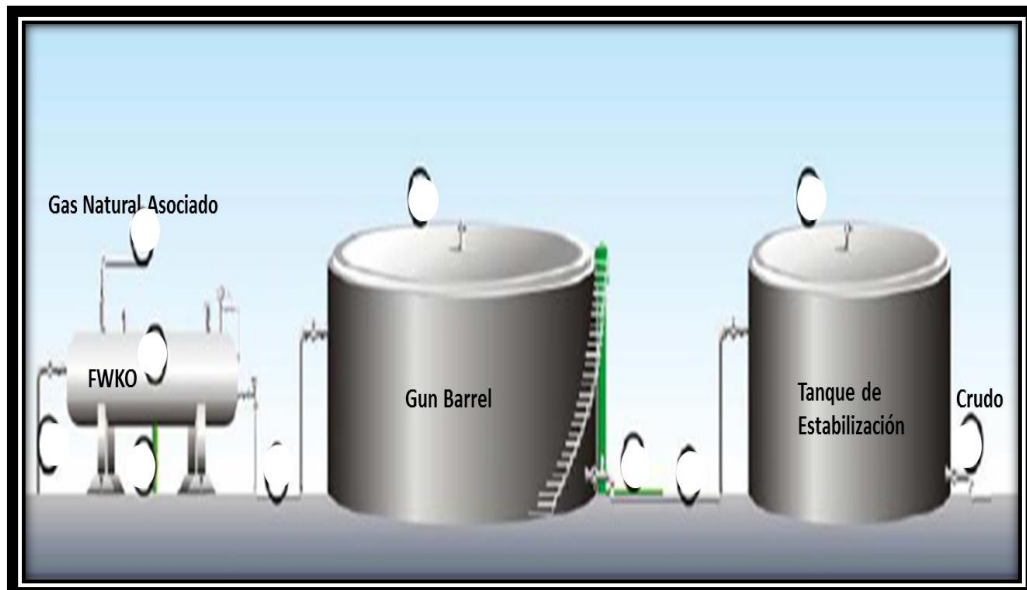
2.2.5. Etapa de Deshidratación

El agua libre se separa fácilmente del petróleo por efecto de la gravedad, cuando la velocidad de los fluidos es mínima. El agua que no se puede separar o que se encuentra combinada con el petróleo en forma de emulsión requiere de químicos especiales que puedan lograr separar las fases.

Entre los equipos usados para deshidratación constan los eliminadores de agua libre, tanques de lavado y los deshidratadores electrostáticos. En esta sección trataremos de los eliminadores de agua libre y los tanques de lavado, en el capítulo 3 describiremos los deshidratadores electrostáticos.

En la figura 18 se observa un esquema de producción para deshidratación de crudo.

Figura 18. Esquema de Producción para Deshidratación de Crudo



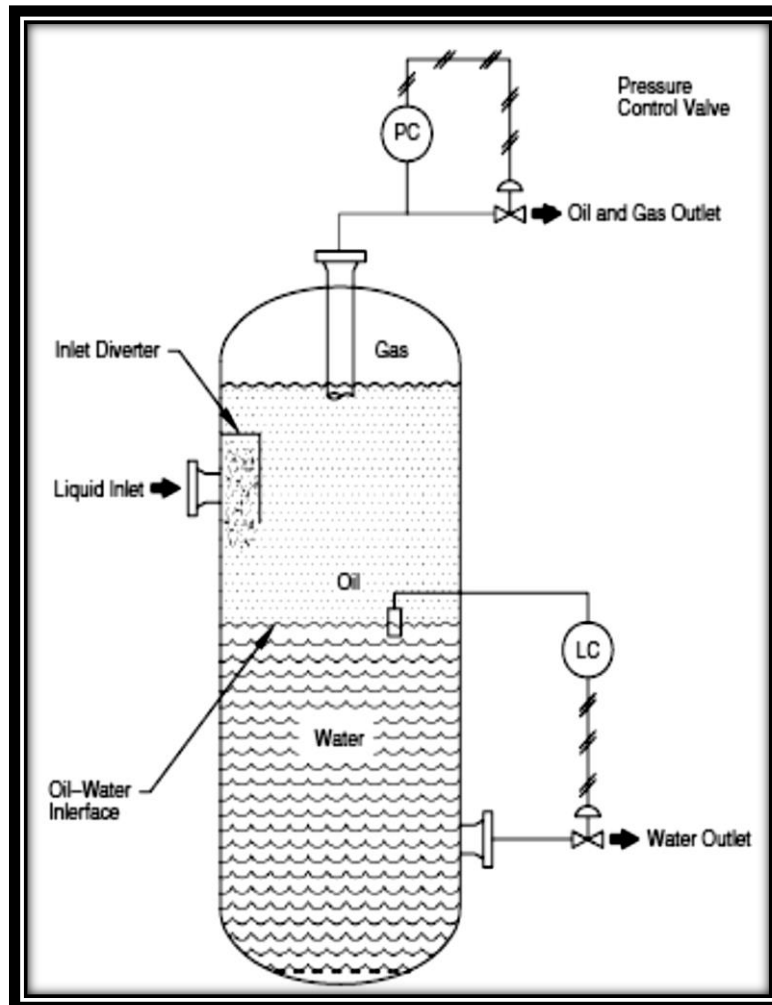
Fuente: Parra, CH. 2007. Definición de estándares operativos para los procesos de Deshidratación y Desalado del Crudo.

2.2.5.1. Eliminador de agua libre

Su diseño es parecido a un separador, la diferencia que un FWK solo tiene dos salidas de fluidos, una para la fase de hidrocarburos y otra para la fase de agua, la salida de agua se controla por un medidor de nivel.

Estos equipos solo son usados para remover grandes cantidades de agua libre. Su parte interior consta de baffles para direccionar el flujo y platos de coalescencia, y están protegidos por ánodos para prevenir la corrosión por la acción del agua salada. En la figura 19 se muestra las partes de un FWKO.

Figura 19. Eliminador de agua libre



Fuente: Arnold & Stewart. 2008. Surface Production Operations. Pág. 252.

2.2.5.2. Tanque de lavado

Estos equipos funcionan con la mitad de agua y mitad de petróleo, su operación es por coalescencia donde la mezcla de petróleo crudo entra en contacto con el agua del recipiente por la parte inferior y por la parte superior el aceite sale limpio; para tener una mayor eficiencia se usan químicos para romper la emulsión. En la figura 20 se muestra un tanque de lavado en una instalación de EP-PETROAMAZONAS.

Figura 20. Tanque de lavado



Fuente: EPPETROAMAZONAS

2.2.6. Proceso de Almacenamiento

Después del proceso de separación y tratamiento del petróleo crudo, las fases resultantes son almacenadas temporalmente en tanques para luego bombearlos a oleoductos o procesos de refinación. Cada fase tiene un tratamiento diferente, explicado a continuación:

2.2.6.1. Almacenamiento de Gas

El gas es almacenado en bombonas y transportado por gaseoductos o, a su vez, es enviado a una planta de tratamiento de gas para ser utilizado en procesos de recuperación secundaria por inyección de gas. En la figura 21 se muestra una bombona de almacenamiento de gas en estaciones de producción.

Figura 21. Almacenamiento de Gas



Fuente: EPETROECUADOR

2.2.6.2. Almacenamiento de Petróleo

Después de las etapas de tratamiento antes mencionadas el petróleo es almacenado en tanques, en los procesos de tratamiento de gas y agua también existe un resultante de petróleo estos son regresados a los tanques de almacenamiento de petróleo, siendo fiscalizados para su posterior comercialización y venta. En la figura 22 se muestra un tanque de almacenamiento con capacidad para 50.000 barriles de crudo.

Figura 22. Tanques de Almacenamiento de Crudo



Fuente: EPETROECUADOR

2.2.6.3. Almacenamiento de agua

El agua resultante de los procesos de tratamiento de gas y petróleo son almacenados en tanques y tratada para un futuro proceso de recuperación de hidrocarburos por inyección de agua o para el mismo proceso de tratamiento de petróleo.

2.3. PROCESOS DE ANÁLISIS EN LABORATORIO

El crudo pesado a ser vendido debe poseer características tales como: gravedad API, contenido de agua y sedimento y viscosidad, entre las más importantes; para determinar estas características se realiza pruebas de laboratorio cumpliendo con las normas y regulaciones nacionales e internacionales. Los resultados obtenidos en estas pruebas sirven como referencia para poder comercializar este crudo, utilizando los siguientes métodos:

2.3.1. Gravedad API. Método ASTM D 287-67

Para la determinación de la gravedad API utilizamos el método ASTM D 287-67, el mismo que describe los procedimientos utilizados para obtenerla, mediante el uso de hidrómetros de vidrio según su rango y especificaciones tanto para crudos livianos como para crudos pesados.

La gravedad API obtenida debe cumplir con las condiciones de presión y temperatura (14,7 PSI y 60° F), para esto se utiliza tablas de conversiones a valores estándar.

Entre los equipos usados para determinar la gravedad API tenemos:

- ❖ **HIDROMETRO.-** Es un instrumento de vidrio, con indicaciones graduadas en grados API, según las especificaciones ASTM E-100.
- ❖ **TERMÓMETRO.-** Para medir la temperatura de los crudos se utilizan termómetros con escala en °F, y poder así corregir la gravedad de acuerdo a los requerimientos basados en las especificaciones ASTM E-1.
- ❖ **PROBETA.-** Es un recipiente de vidrio transparente con escala graduada en c.c., su altura debe ser tal que al realizar las pruebas el hidrómetro flote al menos unos 25 mm del fondo, y su diámetro interno de un mínimo de 25 mm mayor que la parte inferior del hidrómetro.

2.3.1.1. Procedimiento para calcular la gravedad API

- a) Verter la muestra de crudo en el hidrómetro tomando las debidas precauciones para no salpicarla y evitar así la formación de burbujas de aire.
- b) Dejar reposar la muestra a temperatura ambiente.

- c) Introducir lentamente el hidrómetro en la muestra teniendo en cuenta que este no toque las paredes de la probeta y esperar que se estabilice.
- d) Se presiona el hidrómetro para sumergirlo y divisar su escala, luego se lo deja flotar libremente hasta que quede estacionario.
- e) Leer la gravedad indicada en el hidrómetro (GRAVEDAD OBSERVADA), teniendo en cuenta el menisco formado por el líquido.
- f) Introducir el termómetro agitando el crudo el tiempo que sea necesario hasta que se estabilice la lectura en el termómetro y se toma su lectura.
- g) Registrar los valores obtenidos de gravedad y temperatura en la tabla de datos.

2.3.1.2. Conversión de gravedad observada a gravedad API A 60 °F

Para realizar la conversión de gravedad API se utiliza la tabla de anexo A1, donde en la columna de la izquierda tenemos la temperatura observada y en la fila superior tenemos la gravedad observada.

La gravedad API corregida a 60 ° F se determina con la intersección de la columna y la fila de la temperatura y gravedad observada respectivamente.

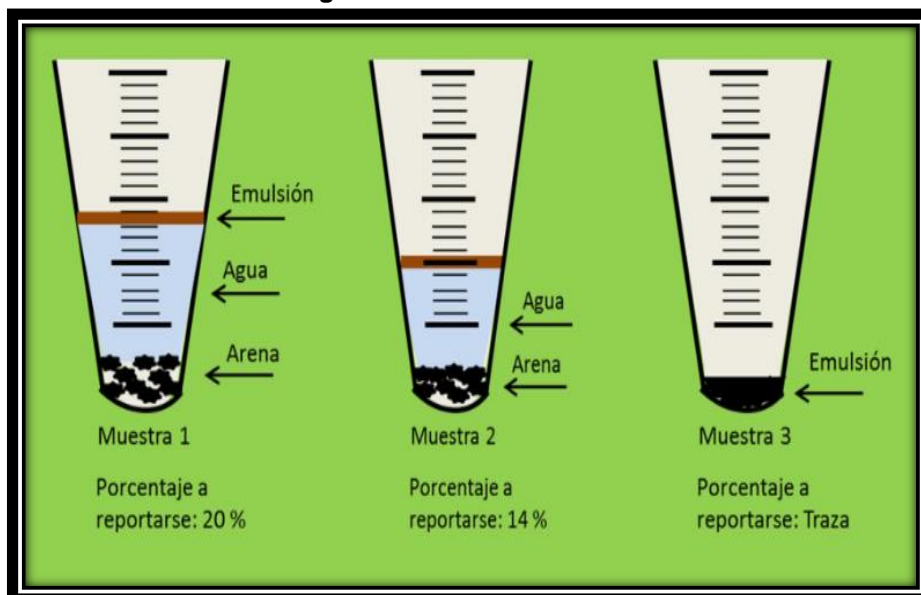
2.3.2. Agua y Sedimentos (BS&W). Método de Centrifugación ASTM D 96-98

Para la determinación de agua y sedimentos (BS&W) que se encuentran suspendidas en el crudo se utilizan normas internacionales entre las cuales tenemos el método ASTM D 96-68 y en método API-2542. En la

figura 23 se puede observar los siguientes componentes, formados después del proceso de centrifugación realizadas a tres muestras diferentes:

- EMULSIÓN.- Mezcla de crudo/agua que no puede separarse y se considera como crudo.
- AGUA LIBRE.- Se forma por debajo de la emulsión.
- SEDIMENTOS.- Parte sólida depositada en el fondo del recipiente.
- TRAZAS.- Pequeñas proporciones de sólidos/agua menores al 0,05 % formadas al fondo, considerando completamente limpio al crudo

Figura 23. BS&W en Crudos



Fuente: CEPET & PDVSA. 1992. Estaciones Recolectoras de Flujo. Sección 5-35

Entre los equipos usados para determinar el BS&W tenemos:

CENTRIFUGA.- Equipo especial para pruebas de crudos con velocidad de 1500 RPM, en su parte interna consta de un cabezal con las dimensiones adecuadas para 4 probetas.

PROBETAS.- Son instrumentos de vidrio con capacidad para 100 cc, existen de dos tipos: tipo pera y tipo zanahoria.

PORTADOR DE PROBETAS.- Estas deben poseer la misma figura de las probetas.

SOLVENTE.- Generalmente se usa Tolueno o Benzol como solvente, pero de los dos el más usado es el Tolueno por ser menos tóxico, de acuerdo a las especificaciones ASTM D-362 el Tolueno debe estar saturado con agua a temperatura ambiente.

CAPITULO III

EQUIPOS DE FACILIDADES EN UNA ESTACION DE PRODUCCIÓN

3.1. TUBERIAS

Una vez que el petróleo y gas son localizados y los pozos posteriormente perforados y completados, la producción debe ser transportada hasta una estación de producción a través de una línea de flujo (tuberías), por lo que para la selección de la misma se requiere analizar la trayectoria, recorrido y tipo de fluido a ser transportado, además los conceptos básicos y las ecuaciones utilizadas para su selección, las que se describen a continuación:

3.1.1. Selección de tuberías

Para seleccionar una tubería se deben considerar los siguientes factores: Material, espesor, diámetro, presión de trabajo y uniones; a más de esto, existen normas internacionales tales como la ASTM (Sociedad Americana de Pruebas y Materiales), ASME (Sociedad Americana de Ingeniería Mecánica), API (Instituto Americano del Petróleo), las mismas que se aplican en función del tipo de fluido y el servicio que prestan.

Las normas ASME utilizadas para la selección de tuberías son las siguientes:

ASME B 31.4: para facilidades de producción de petróleo On-Shore (en tierra), (Anexo B1).

ASME B 31.8: para líneas de gas On-Shore (en tierra).

ASME B 31.3: Se utiliza para refinación o plantas químicas.

Debido a los cambios de presión y temperatura en las operaciones de producción, se puede presentar flujo bifásico (petróleo/gas), y en algunos casos presencia de agua libre en las líneas de flujo.

3.1.2. Patrones de Flujo en Tuberías

Los patrones de flujo en tuberías dependen de las fases líquido-gas, si estas se encuentran como fase continua o no. A continuación se describen los patrones de flujo bifásico para tubería horizontal y vertical.

3.1.2.1. Patrones de Flujo Horizontal

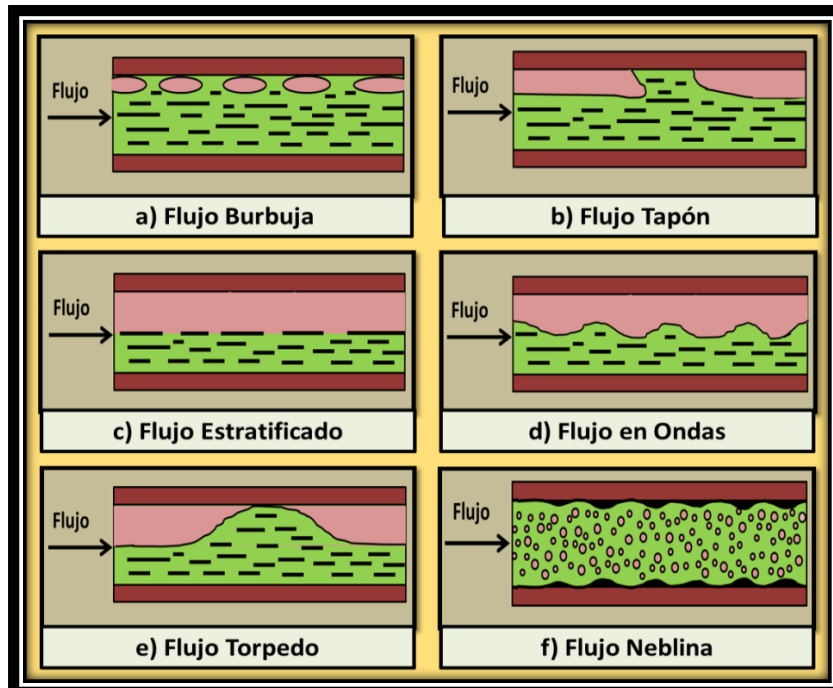
En el flujo bifásico horizontal al circular por las tuberías se pueden presentar los siguientes patrones:

- Si el líquido presenta una serie de burbujas de gas, este es llamado flujo burbuja tal como se observa en la figura 24.a);
- El flujo bifásico continua circulando por la tubería y la relación gas-líquido aumenta, las burbujas se juntan y forman tapones, este es llamado flujo tapón tal como se observa en la figura 24.b);
- Si la relación gas-líquido continua aumentando y los tapones se unen provocando la separación de las dos fases que fluyen en forma paralela, este es llamado flujo estratificado tal como se observa en la figura 24.c);
- La tasa de flujo continua en aumento y en la interface líquido-gas se forman olas u ondas, este es llamado flujo en ondas tal como se observa en la figura 24.d);

- El flujo continua circulando y la cresta de las ondas aumenta, se forma tapones de líquido que cubren el diámetro de la tubería, los mismos que son empujados por el gas, este es llamado flujo torpedo tal como se observa en la figura 24.e);
- La relación gas-líquido llega a su mayor incremento y existe un movimiento centrifugo al líquido, se produce un flujo anular y el líquido se dispersa en forma de pequeñas gotas suspendidas en el gas, donde el líquido pasa a ser la fase dispersa y el gas la fase continua, este es llamado flujo neblina tal como se observa en la figura 24.f).

Consideración general: Al cambiar de comportamiento la fase continua se debe alterar el factor de fricción y considerar el sistema de flujo como una sola fase líquido o gas, según sea el que predomine; es necesario conocer el perfil de presiones “curva de gradiente de presión” a lo largo de la línea de flujo, es decir determinar la contrapresión existente entre el cabezal de pozo y los Manifold-Separador.

Figura 24. Patrones de Flujo Horizontal



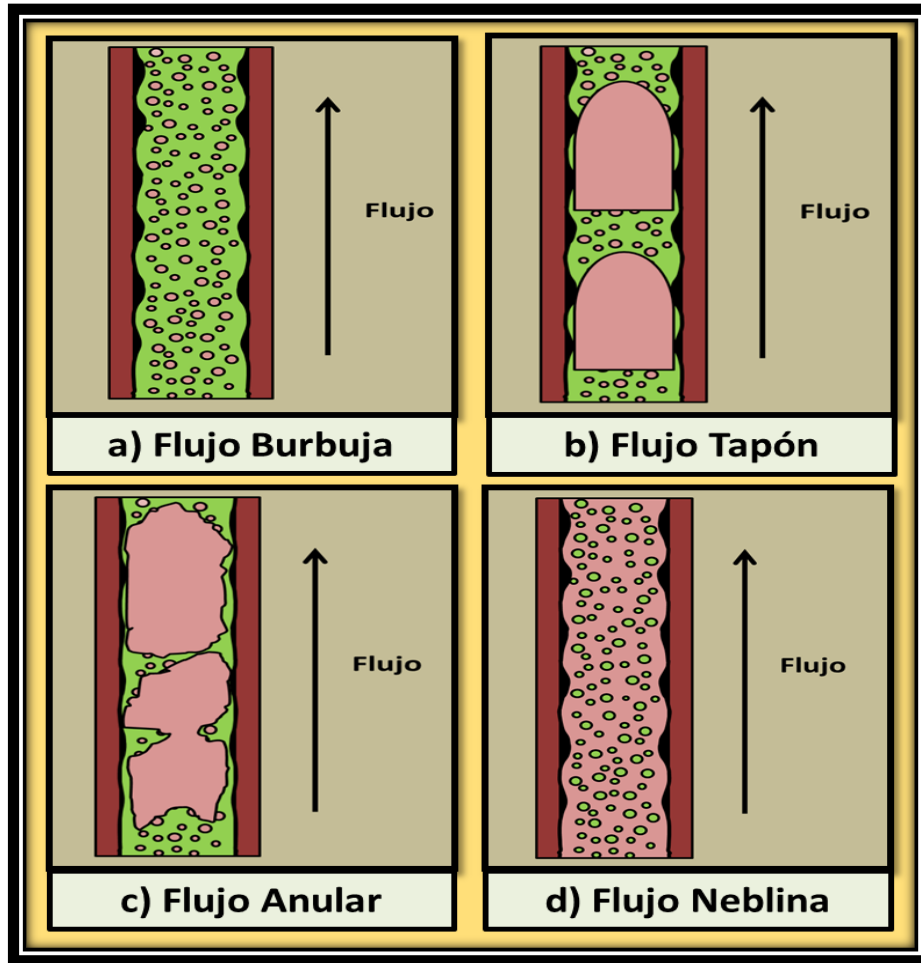
Fuente: Riofrío, E. Facilidades de Superficie

3.1.2.2. Patrones de flujo vertical

En el flujo bifásico vertical al circular por las tuberías en forma ascendente se encuentran los siguientes patrones:

- Si el líquido presenta tasas altas de flujo y bajas relaciones gas-líquido, la fase de gas se encuentra dispersa en forma de pequeñas gotas en la fase líquida, este es llamado flujo burbuja tal como se observa en la figura 25.a);
- El flujo sigue circulando por la tubería y la relación gas-líquido aumenta, se incrementa el tamaño de las gotas de gas, que pueden abarcar el diámetro de la tubería formando tapones con este fluido, este es llamado flujo tapón, tal como se observa en la figura 25.b);
- Los tapones de gas continúan en incremento, lo que provoca que estos se unan y exista una continuidad de la fase gas en el centro de la tubería y la fase líquida la rodee cerca a las paredes de la tubería, este es llamado flujo anular, tal como se observa en la figura 25.c);
- Al aumentar la relación gas-líquido, el gas vuelve a la fase continua en la que se dispersan las pequeñas gotas del líquido, este es llamado flujo neblina, tal como se observa en la figura 25.d).

Figura 25. Patrones de Flujo Vertical



Fuente: Riofrío, E. Facilidades de Superficie

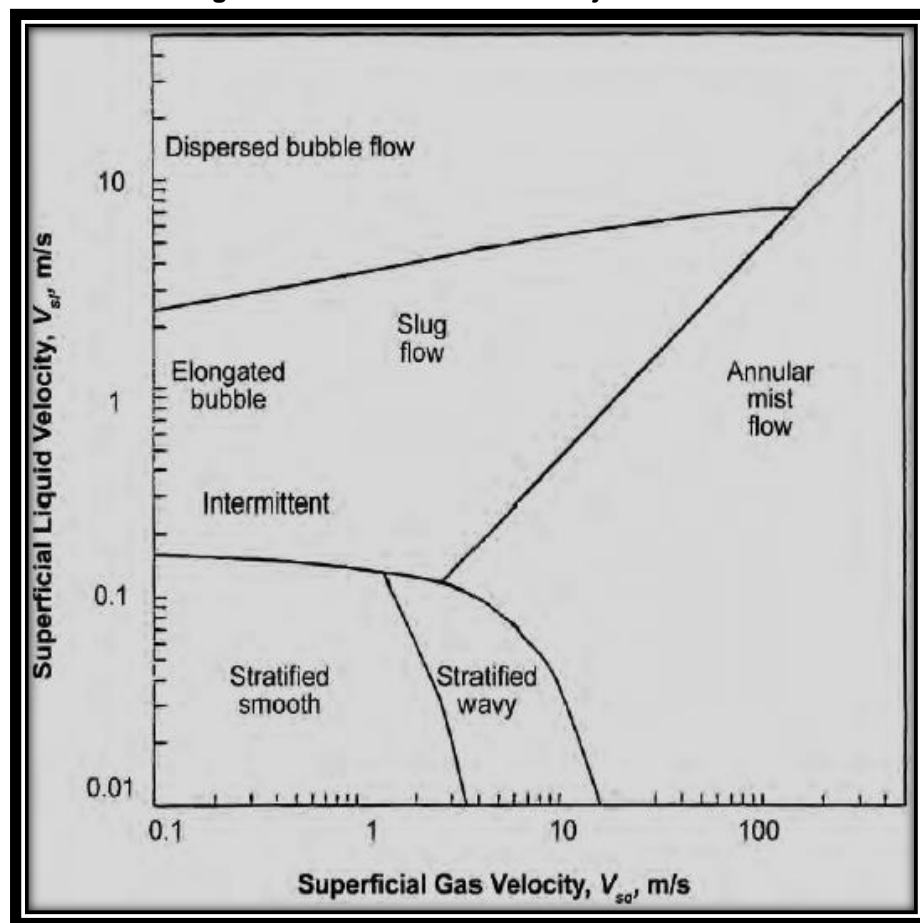
3.1.2.3. Determinación del Patrón de Flujo en Tuberías

Para determinar los patrones de flujo la industria petrolera dispone de nomogramas basados fundamentalmente por la tasa de flujo y las propiedades del fluido.

a) MÉTODO MANDHANE

Este nomograma se utiliza para establecer flujo horizontal y sus coordenadas son; la Velocidad superficial del líquido (eje Y) y la Velocidad superficial de gas (eje X), ambas en ft/seg. (Fig. 26).

Figura 26. Determinación de Flujo Horizontal

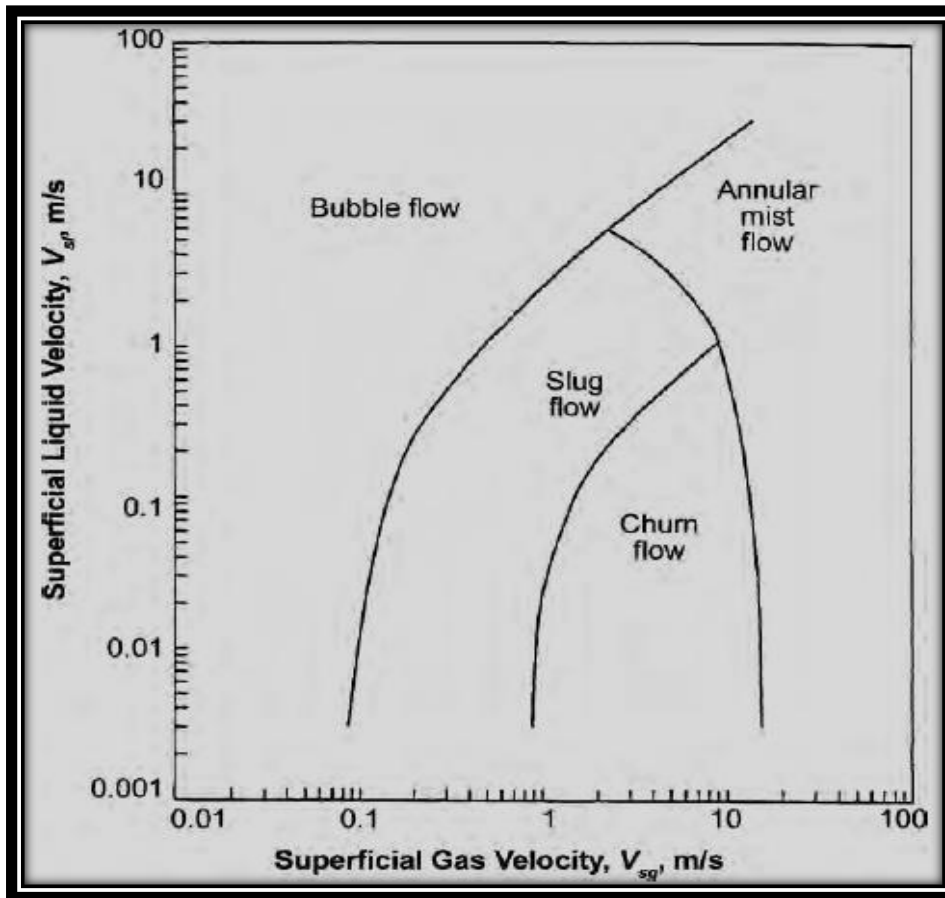


Fuente: PETROLEUM ENGINEERING HANDBOOK. Volumen III.

b) MÉTODO DE ASÍS

Este nomograma es usado para flujo vertical ascendente, las coordenadas son las mismas que el método para flujo horizontal. (Fig. 27)

Figura 27. Determinación de Flujo Vertical

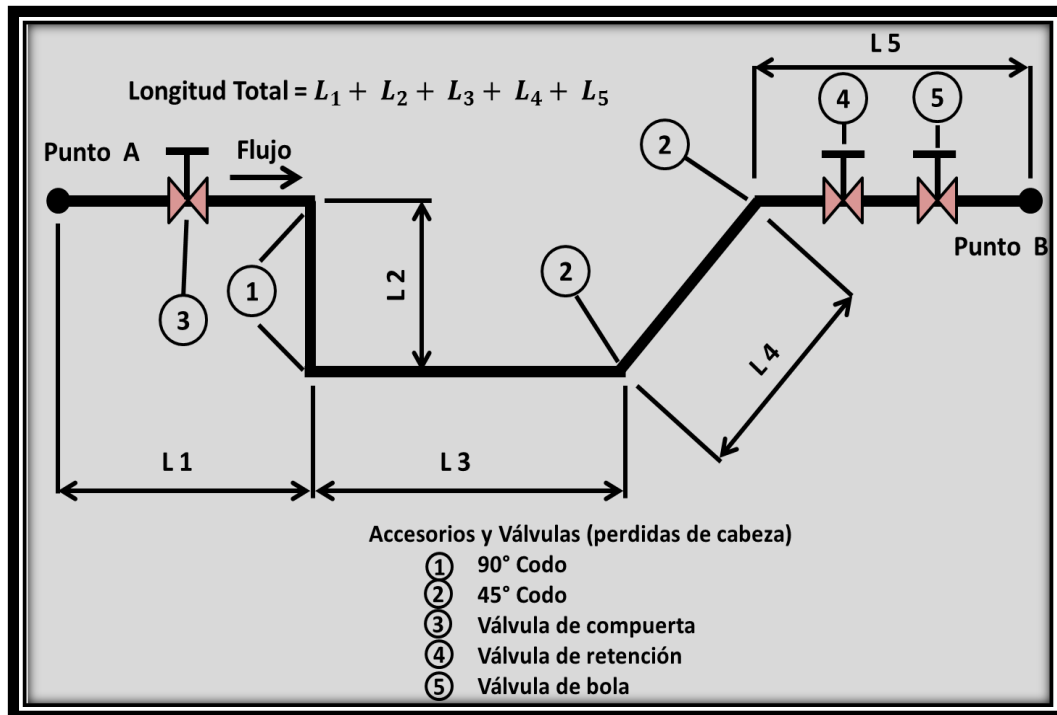


Fuente: PETROLEUM ENGINEERING HANDBOOK. Volumen III.

3.1.3. Variables que intervienen en el diseño de Tuberías

La forma más sencilla de transportar un fluido en un sistema contenido de un punto A y un punto B, es por medio de un conjunto de tuberías (fig. 28).

Figura 28. Longitud total de un conjunto de Tuberías



Fuente: PETROLEUM ENGINEERING HANDBOOK. Volumen III.

Los mínimos parámetros requeridos para el diseño de conductos de tuberías incluyen las siguientes especificaciones:

- Características y propiedades físicas del fluido.
- Tasa masa-flujo (o volumen) deseada del fluido a ser transportado.
- Presión, temperatura, y elevación del punto A.
- Presión, temperatura, y elevación del punto B.
- La distancia entre el punto A y el punto B y longitud equivalente (pérdidas de presión), introducidas por válvulas y accesorios.

3.1.4. Ecuaciones matemáticas para el cálculo de tuberías

Las variables asociadas con el fluido (líquido, gas o multifase), afecta al flujo. Esto conduce a la derivación y el desarrollo de las ecuaciones que

son aplicadas a un fluido particular. Aunque el diseño de los sistemas de tuberías puede ser complejo, la gran mayoría de los problemas de diseño pueden ser resueltos por las siguientes ecuaciones:

- a) Ecuación de Bernoulli: la ecuación básica desarrollada para representar el flujo de fluido en estado-estable es la ecuación de Bernoulli la cual asume que la energía mecánica total se conserva para flujo estable, incompresible, no viscoso, isotérmico sin transferencia de calor o trabajo realizado. Estas restricciones en la actualidad pueden ser representadas por muchos sistemas físicos.

La ecuación se expresa como:

$$\boxed{Z_1 + \frac{144P_1}{\delta_1} + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{144P_2}{\delta_2} + \frac{V_2^2}{2g} + H_L} \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

Z = Cabeza de Elevación, ft

P = Presión, Psi

δ = Densidad del líquido, lbm/ft³

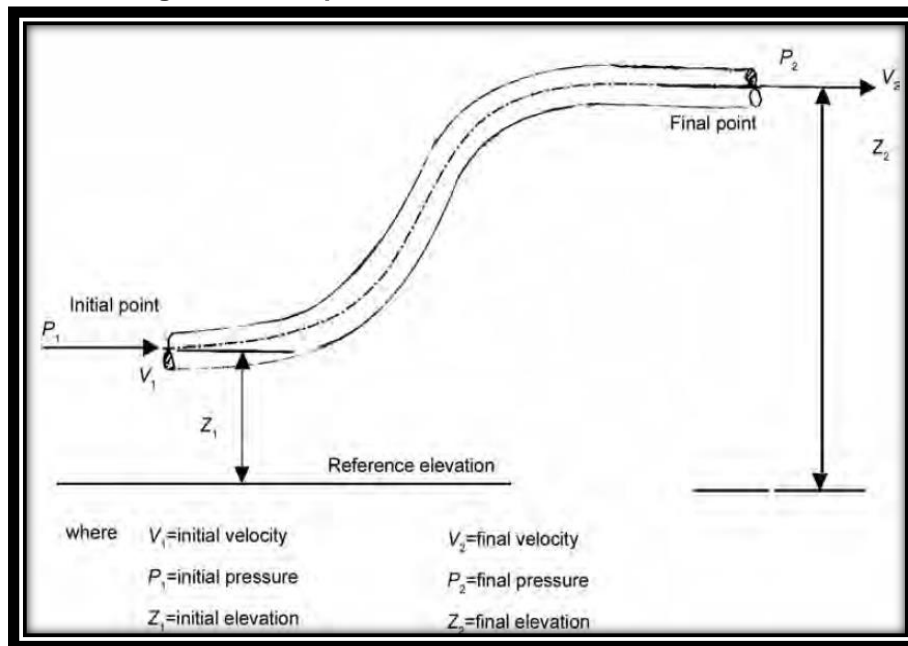
V = Velocidad del líquido, ft/seg

g = Constante de gravedad, ft/seg²

H_L = Pérdida de carga, ft

La figura 29 presenta una ilustración de la ecuación de Bernoulli

Figura 29. Interpretación de la Ecuación de Bernoulli



Fuente: PETROLEUM ENGINEERING HANDBOOK. Volumen III.

b) Ecuación De Darcy: Las siguientes ecuaciones expresan la pérdida de carga.

$$H_L = \frac{f * L * V^2}{D_e 2g} \quad (\text{Ec. 11})$$

y

$$\Delta P = 0,0013 \frac{f * \delta * L * V^2}{D} \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

H_L = Pérdida de carga, ft

f = Factor de fricción de Moody, adimensional

L = Longitud de tubería, ft

D_e = Diámetro externo de tubería, ft

V = Velocidad, ft/seg

g = Constante de gravedad, ft/seg²

ΔP = Caída de presión, psi

δ = Densidad del fluido, lbm/ft³

D = Diámetro interno de la tubería, in

Para obtener la densidad de la mezcla formada por la fase líquida (agua-petróleo) se utiliza la ecuación 13.

$$\delta_m = (\delta_o * f_o) + (\delta_w * f_w) \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

δ_m = Densidad de la mezcla, lbm/ft³

δ_o = Densidad del petróleo, lbm/ft³

δ_w = Densidad del agua, lbm/ft³

f_o = Fracción de petróleo, adimensional

f_w = Fracción de agua, adimensional

Nota: La fracción de cada fase se obtiene dividiendo el caudal de esta fase para el caudal total del líquido.

c) Número de Reynolds y Factor de Fricción de Moody: El número de Reynolds es un parámetro adimensional que es usado para caracterización del grado de turbulencia en el régimen de flujo y es necesario para determinar el Factor de Fricción de Moody, es expresado como:

$$\mathbf{Re} = \frac{\boldsymbol{\delta} * \mathbf{V} * \mathbf{D}_e}{\boldsymbol{\mu}}$$

(Ec. 14)

El número de Reynolds para líquidos se expresa como:

$$\mathbf{Re} = \frac{92,1 * \mathbf{SG}_l * \mathbf{q}_l}{\mathbf{d}_i * \boldsymbol{\mu}}$$

(Ec. 15)

El número de Reynolds para gases se expresa como:

$$\mathbf{Re} = \frac{20100 * \mathbf{SG}_g * \mathbf{q}_g}{\mathbf{D} * \boldsymbol{\mu}}$$

(Ec. 16)

Donde:

Re = Número de Reynolds, adimensional

δ = Densidad del líquido, lbm/ft³

D_e = Diámetro externo de tubería, ft

V = Velocidad del líquido, ft/seg.

D = Diámetro interno de la tubería, in

μ = Viscosidad dinámica, lbm/ft-seg.

q_l = Tasa de flujo del líquido, BPD

q_g = Tasa de flujo del gas, MMscf/D

SG_l = Gravedad específica del líquido relativa al agua (agua = 1)

SG_g = Gravedad específica del gas relativo al aire (Peso Molecular dividido para 29)

El factor de fricción de Moody, f , está en función del número de Reynolds y la rugosidad de la superficie interna de la tubería.

En el Anexo B3 se muestra el Diagrama de Moody el mismo que depende de las características del flujo en la tubería, para flujo laminar la velocidad del flujo es parabólica; este factor de fricción se expresa como $f = 64/Re$. Para flujo turbulento la velocidad de flujo tiene un perfil uniforme; y f depende de Re y la rugosidad relativa (ϵ/D). En la tabla 3 se muestran los valores del número de Reynolds según el tipo de flujo.

Tabla 3. Régimen de Flujo mediante el Número de Reynolds

Flujo	Número de Reynolds
Laminar	$Re < 2000$
Transición	$2000 < Re < 4000$
Turbulento	$Re > 4000$

Fuente: PETROLEUM ENGINEERING HANDBOOK. Volumen III.

La rugosidad relativa es la relación de la rugosidad absoluta (ϵ) y el diámetro interno de la tubería (D). En la tabla 4 se muestran los valores de rugosidad absoluta de algunos tipos de materiales de tubería.

Tabla 4. Valores de Rugosidad Absoluta según el tipo de Tubería

Tipo de Tubería	Rugosidad Absoluta, ϵ		
	(mm)	(ft)	(in)
Forrado de Concreto	0,3 - 3,05	0,001 - 0,01	0,012 - 0,12
Hierro Fundido	0,26	0,00085	0,0102
Hierro Galvanizado	0,15	0,0005	0,006
Acero al Carbono	0,046	0,00015	0,0018
Fibra de Vidrio	0,0076	0,000025	0,0003
Tubo Estirado	0,0015	0,000005	0,00006

Fuente: PETROLEUM ENGINEERING HANDBOOK. Volumen III.

Si la viscosidad del líquido es desconocida, se utiliza el nomograma del Anexo B. 2 para la viscosidad del petróleo crudo.

Para obtener la viscosidad cinemática en centistokes se debe usar la siguiente ecuación:

$$\nu = \frac{\mu}{SG_m}$$

(Ec. 17)

Donde:

ν = Viscosidad cinemática, centistokes

μ = Viscosidad dinámica, cp

SG_m = Gravedad Específica, adimensional

d) Ecuación General de Caída de Presión para flujo líquido: Se expresan en términos del diámetro interno de la tubería como se indica a continuación:

$$D^5 = (11,5 * 10^{-6}) * \frac{f * L * q_l^2 * (SG)}{\Delta P} \quad (\text{Ec. 18})$$

Donde:

D = Diámetro interno de la tubería, in

f = Factor de Fricción de Moody, adimensional

L = Longitud de la tubería, ft

q_l = Caudal de flujo del líquido, BPD

SG = Gravedad Específica del líquido relativa al agua

ΔP = Caída de Presión, psi (caída de presión total)

3.2. CALENTADORES

Son equipos principales para la producción de crudos pesados en una estación de flujo, su principal objetivo es generar energía calorífica (BTU) para elevar o mantener la temperatura deseada en las tuberías o serpentines, disminuyendo su viscosidad y facilitando su transportación y fluidez.

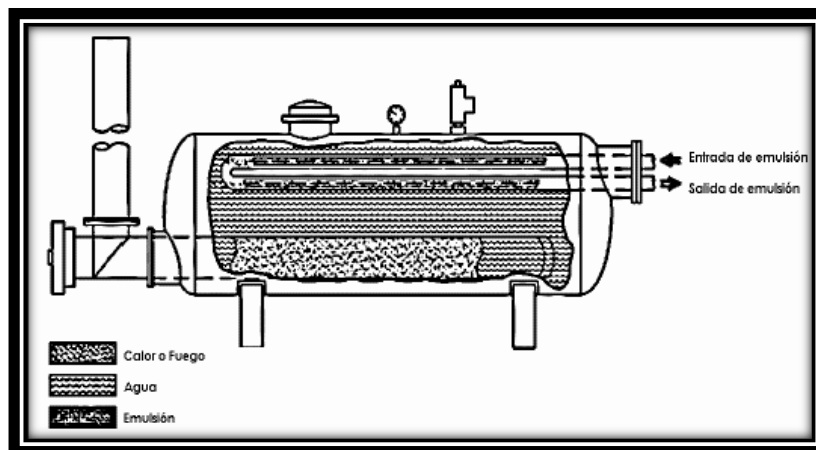
3.2.1. Tipos de Calentadores

Los tipos de calentadores, en función de la forma en que se aplica el calor, se clasifican en: calentadores de fuego directo e indirecto.

- a) Calentadores de fuego indirecto: Estos tipos de calentadores se usa en instalaciones donde es posible recuperar el calor, el cual se transfiere mediante un baño de agua caliente, donde se encuentra sumergida la tubería que contiene la emulsión.

En la figura 30 se muestra un calentador de crudo tipo indirecto, consta de un tubo de fuego que calienta el agua y este a su vez calienta la emulsión a través de un serpentín rodeado con fluido de calentamiento.

Figura 30. Calentador de Fuego Indirecto

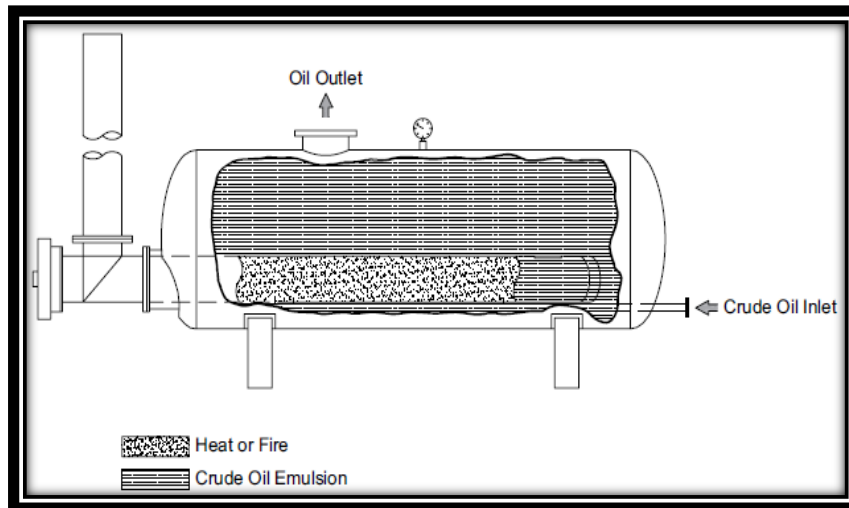


Fuente: ARNOLD & STEWART. 2008. SURFACE PRODUCTION OPERATIONS.

- b) Calentadores de fuego directo: Estos tipos de calentadores son usados cuando los fluidos a ser manejados no son corrosivos y en procesos de baja presión; el calor es transferido mediante contacto directo por la corriente alimentada con el área interna del calentador, tal como se observa en la figura 31. Para que la eficiencia del calentador tenga entre un 75 a 90 %, los gases de combustión calientes deben ser diseñados mediante mecanismos

de transferencia de calor por radiación y convección, esta eficiencia depende de la inversión inicial y el costo del gas combustible del calentador.

Figura 31. Calentador de Fuego Directo



Fuente: ARNOLD & STEWART. 2008. SURFACE PRODUCTION OPERATIONS.

3.2.2. Hornos, tipos y partes

El calentamiento en los hornos está acompañado de una zona de radiación y otra de convección; para que exista una mayor eficiencia el flujo del fluido del proceso debe ser a contracorriente con el gas de combustión, donde, el fluido del proceso pasa de la zona de convección a la de zona de radiación del horno, mientras que en dirección opuesta se encuentran los gases de combustión.

En la zona de radiación la alta temperatura de los gases resulta de la combustión del combustible en la recámara, estos gases a medida que transfieren calor se enfrían por lo que se requiere una mayor área en los tubos, por esa razón se requiere de la transición de la zona de convección mientras el gas de combustión aún está caliente; en esta zona de convección todo el calor que fue transferido al fluido de proceso puede

económicamente ser recuperado y el gas de combustión deja el horno y pasa a través de la chimenea hacia la atmósfera.

Los hornos se dividen en dos categorías principales: hornos de procesos y hornos de pirolisis.

- a) Hornos convencionales o de procesos: proveen calor debajo de los equipos del horno. Son usados para columnas de destilación, rehervidores y precalentadores de reactores, además son usados en sistemas de calentamiento indirecto, tales como sistemas de aceite caliente.
- b) Hornos de Pirolisis: estos hornos operan a altas temperaturas y requieren muchas consideraciones especiales, el calor que proveen permite que dentro de los tubos del horno se produzca una reacción química; estos equipos son usados para craqueo térmico y reformadores con vapor.

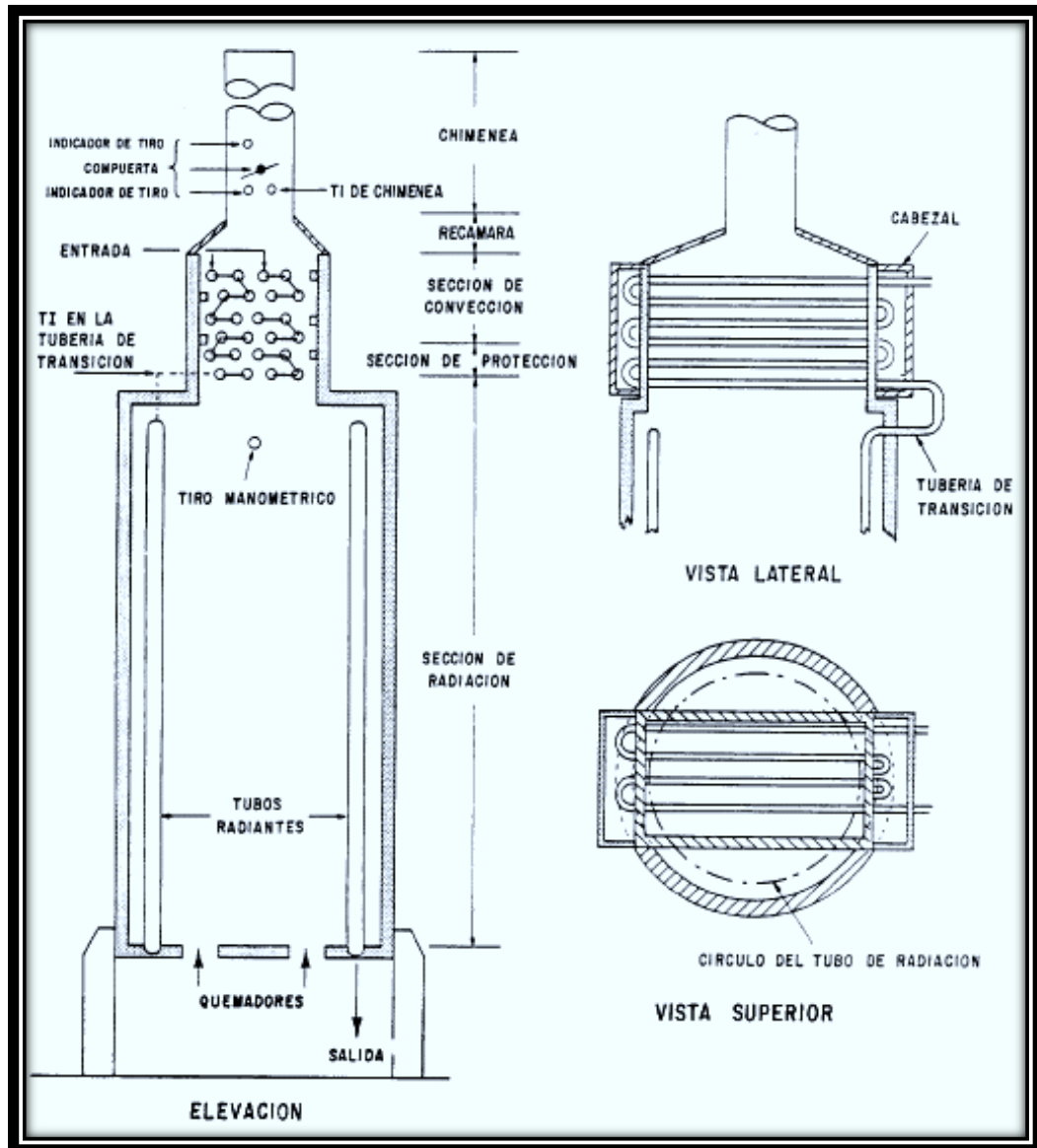
Para la especificación del horno se requiere de todas las variables principales de diseño y del calor requerido en el sistema. Para el calor requerido se debe conocer las condiciones de entrada y salida para que el fabricante pueda suministrar los diseños mecánico y térmico.

De acuerdo al tipo de arreglo de los hornos estos pueden ser: verticales-cilíndricos, cabina con tubos en U, cabina con tubos horizontales, caja con tubos verticales, caja con tubos horizontales.

Los hornos verticales-cilíndricos son los más usados, por su rendimiento térmico de hasta 150 MM BTU/h, para una mayor eficiencia estos hornos requieren de una sección de convección horizontal diseñada encima de la sección de radiación, tal como se muestra en la figura 32; los tubos colocados verticalmente en la sección de radiación en forma de círculo rodeando los quemadores del piso hace que la llama que circula por los tubos sea paralela en esta zona; los gases de combustión fluyen hacia arriba por la zona de convección y luego salen por la chimenea.

Los componentes principales de este tipo de horno son: caja, serpentín, quemadores y chimenea. La caja es una estructura con recubrimiento refractario donde van colocados los quemadores y soporte con tubo; el serpentín, son tubos rectos conectados por retornos con un ángulo de 180°, los mismos que forman un paso continuo por el cual el fluido fluye y es calentado; los quemadores son dispositivos usados para mezclar el aire y el combustible para que se pueda producir la combustión.

Figura 32. Horno Vertical-Cilíndrico



Fuente: PDVSA. Manual de diseño de proceso. Intercambiadores de Calor

3.2.3. Intercambiadores de Calor, tipos y partes

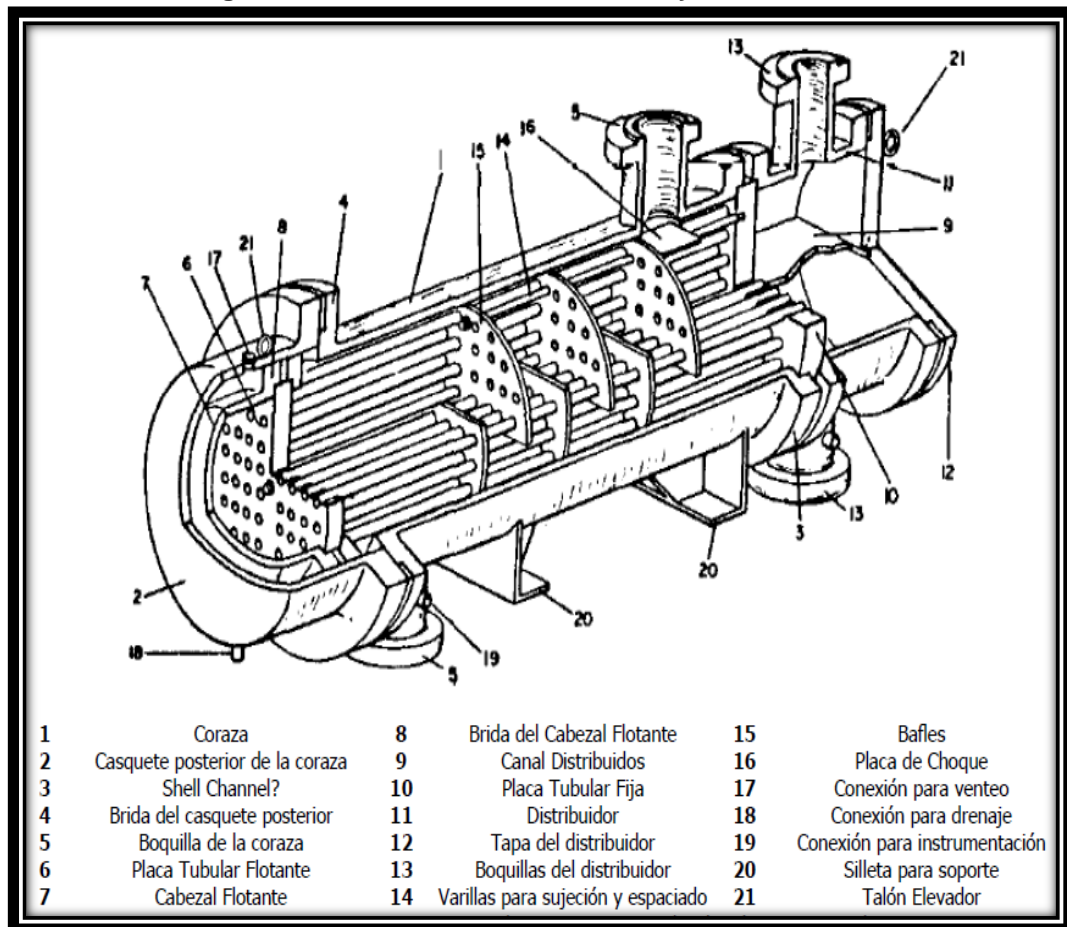
Los intercambiadores de calor son equipos diseñados para transferir energía térmica entre dos o más fluidos con temperaturas diferentes. Debido al gradiente de temperatura el calor fluye desde el fluido caliente hacia el frío a través de una superficie de transferencia de calor, es decir que en estos equipos no existe fuente de energía térmica, se puede utilizar el calor producido de la combustión de forma directa e indirecta.

Entre los tipos de intercambiadores de calor más conocidos tenemos: Intercambiadores de doble tubería, Intercambiadores de aire forzado, Intercambiadores de carcaza y haz de tubos. En esta sección se describirán los intercambiadores de carcaza y haz de tubos, y las ecuaciones usadas para su diseño.

Los intercambiadores de carcaza y haz de tubos son los más usados en la industria petrolera por ser económicos y fáciles de limpiar, pueden ser diseñados para el manejo de altas presiones sin incurrir en gastos excesivos. Su diseño consta de un haz de tubos, ubicados en forma paralela, encerrados en un recipiente cilíndrico llamado carcaza, tal como se muestra en la figura 33.

Entre las partes principales que componen estos intercambiadores están: la carcaza, equipada con dos boquillas y placas de apoyo en los extremos, en los cuales van unidas los dos cabezales con su respectivas cubiertas; los tubos, van extendidos con placas transversales que sirven como soporte de los mismos dentro de la carcaza, permitiendo aumentar la turbulencia del fluido que circula por ella, incrementando así la transferencia de calor cuando este sea requerido.

Figura 33. Intercambiador de Carcaza y Haz de Tubos



Fuente: PDVSA. Manual de diseño de proceso. Intercambiadores de Calor

Existen tres tipos de intercambiadores de carcaza y haz de tubos:

- a) Intercambiadores de placas de tubos fija o cabezal fijo: Este equipo tiene tubos rectos, los mismos que van soldados en los extremos a las placas ubicadas dentro de la carcaza.
- b) Intercambiadores de tubos en U: Se utiliza tubos en forma de U sujetos en ambos extremos a una placa de tubos simple.
- c) Intercambiadores de cabezal flotante: Consta de dos placas de tubos, la una soldada a la carcaza y la otra moviéndose libremente.

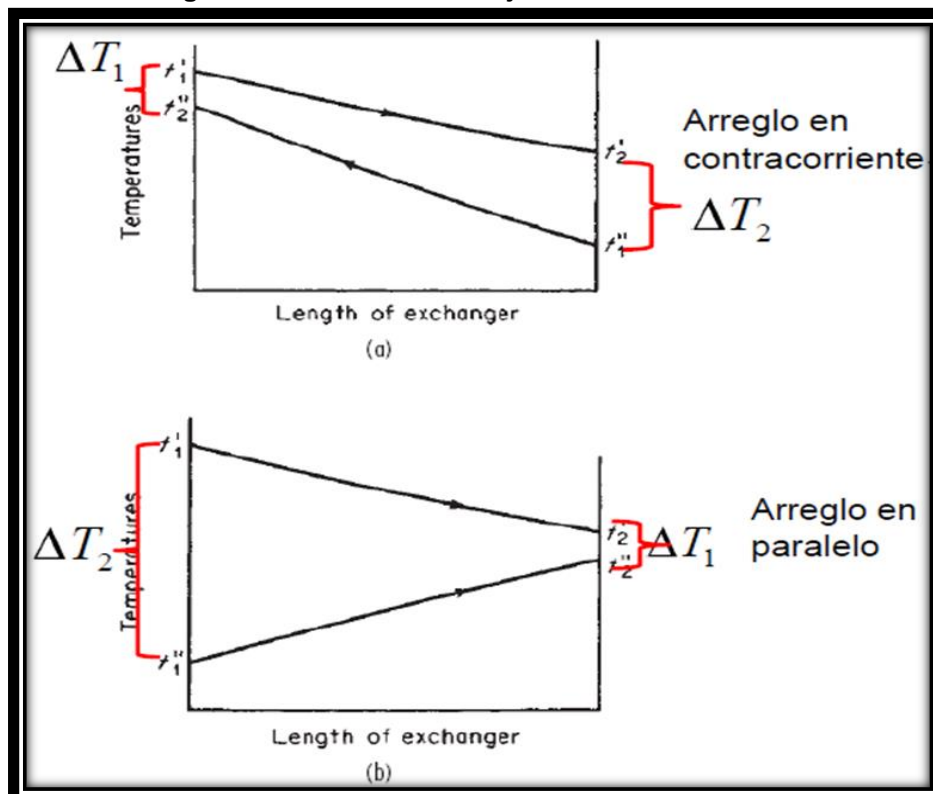
El diseño y la fabricación de los intercambiadores de carcaza y tubo se establecen según el estándar TEMA, cuya nomenclatura se muestra en el Anexo C1.

3.2.3.1. Ecuaciones Matemáticas para el Cálculo de Intercambiadores de Calor

Existen variables para el diseño de intercambiadores de calor, las mismas que pueden ser encontradas mediante el desarrollo de ecuaciones matemáticas y especificaciones TEMA.

Una de las variables que se presentan en los intercambiadores es la dirección del flujo, el mismo que puede ser un arreglo en paralelo (Fig. 34.a), y un arreglo en contracorriente (Fig. 34.b), siendo este último el más utilizado.

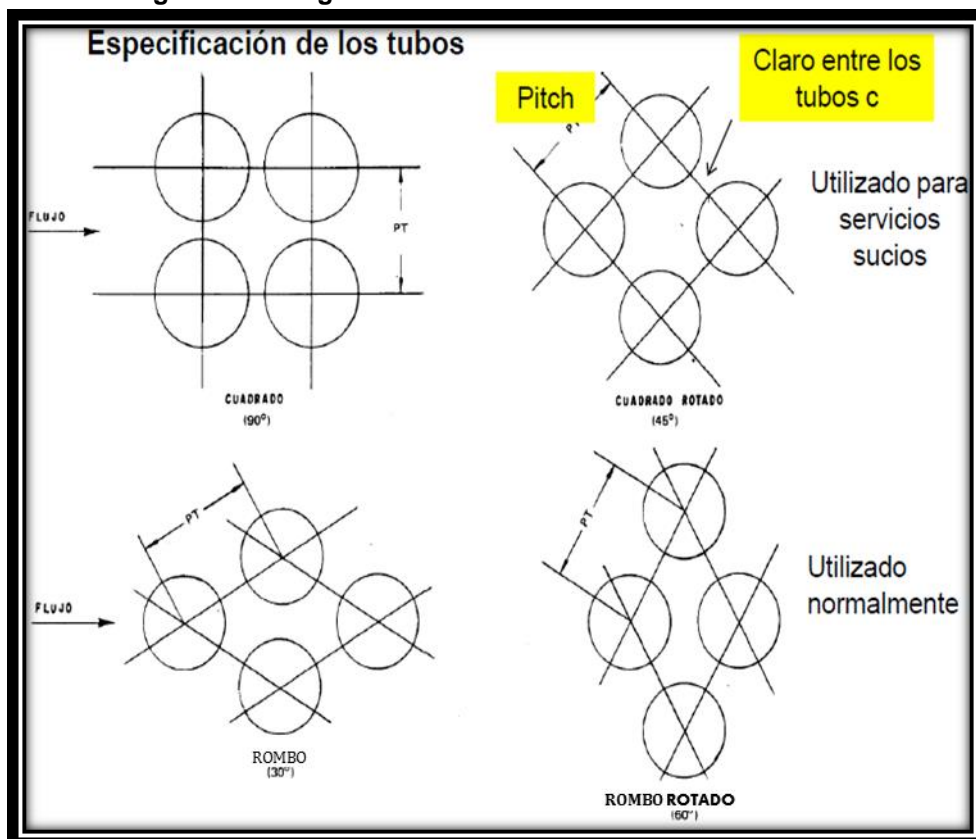
Figura 34. Dirección del Flujo en Intercambiadores



Fuente: López C. Láminas de Facilidades de Superficie. Sección 13

La distribución de los tubos dentro de la carcaza puede constar de los siguientes arreglos: Cuadrado (90°), cuadrado rotado (45°), triangular (30°) y triangular rotado (60°) los mismos que son mostrados en la figura 35, los tubos con arreglo triangular son menos costosos y transfieren más calor pero producen una mayor caída de presión.

Figura 35. Arreglo de Tubos en Intercambiadores de Calor



Fuente: López C. Láminas de Facilidades de Superficie. Sección 13

Para el desarrollo de los cálculos se requiere de datos de tuberías para intercambiadores de calor, los cuales son mostrados en el Anexo C2.

- a) Diferencia de temperatura promedio logarítmica: Debido a la configuración del intercambiador y del flujo contracorriente se tiene

una variación del diferencial de temperatura por lo que se usa la siguiente ecuación.

$$\boxed{\text{LMTD} = \frac{\text{GTTD} - \text{LTTD}}{\ln(\text{GTTD}/\text{LTTD})}} \quad (\text{Ec. 19})$$

Donde:

LMTD = Diferencia de temperatura promedio logarítmica

GTTD = Diferencia terminal de temperatura mayor, °F

LTTD = Diferencia terminal de temperatura menor, °F

b) Diferencia de temperatura efectiva logarítmica: Para flujos en contracorriente se requiere de un factor de corrección.

$$\boxed{\text{CMTD} = \text{LMTD} * \text{F}} \quad (\text{Ec. 20})$$

Donde:

CMTD = Diferencia de temperatura efectiva logarítmica

F = Factor de corrección, este se obtiene mediante las tablas del Anexo C3, donde en el eje (X) se ingresa el valor de P y se traza una línea hacia arriba hasta intersectar con el valor de R trazando una línea hacia la izquierda, y en el eje (Y) obtener el valor de F. Para la configuración del valor de F este debe ser mayor a 0,8 para obtener un diseño apropiado; los valores de P y R se obtienen mediante las siguientes ecuaciones.

$$\mathbf{P = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}}} \quad (\text{Ec. 21})$$

y,

$$\mathbf{R = \frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}}} \quad (\text{Ec. 22})$$

Donde:

T_{C2} = Temperatura de salida del fluido frio, °F.

T_{C1} = Temperatura de entrada del fluido frio, °F.

T_{H1} = Temperatura de entrada del fluido caliente, °F.

T_{H2} = Temperatura de salida del fluido caliente, °F.

- c) Calor sensible: Es la cantidad de calor absorbida o perdida de una sustancia debido a un solo cambio de temperatura.

$$\mathbf{Q_e = m_e * C_{p-e} * \Delta T} \quad (\text{Ec. 23})$$

Donde:

Q_e = Flujo de calor del petróleo, BTU/hr

m_e = Tasa de flujo másica, lbm/h

C_{p-e} = Calor específico del fluido, BTU/lbm-°F

ΔT = Diferencia de temperatura, °F

Nota: El valor del calor específico de una sustancia se obtiene del nomograma del Anexo C4, ingresando en el eje de las (X) con la diferencia de temperatura trazando una línea recta hacia arriba hasta intersectar con la gravedad API del fluido y con una recta hacia la izquierda encontrando su valor en el eje (Y).

Para determinar la cantidad de calor para una fase líquida de petróleo se emplea la siguiente ecuación:

$$Q_e = 14,6 * SG_o * C_{p-o} * q_o * \Delta T \quad (\text{Ec. 24})$$

Donde:

Q_e = Flujo de calor del petróleo, BTU/hr

SG_o = Gravedad específica del petróleo, adimensional

C_{p-o} = Calor específico del petróleo, BTU/lbm-°F

q_o = Caudal del petróleo, BPD

ΔT = Diferencia de temperatura, °F

d) Área total: Es el área disponible de un intercambiador para una aplicación específica.

$$A_a = A_o * N * (L - 0,5) \quad (\text{Ec. 25})$$

Donde:

A_a = Área total, ft²

A_o = Área externa de los tubos, ft²/ft

N = Número total de tubos

L = Longitud del tubo, ft

e) Velocidad lineal del fluido que pasa por los tubos: Para su determinación se emplean las siguientes ecuaciones.

$$\boxed{A_{it} = \frac{N * A_T}{144 * n}} \quad (\text{Ec. 26})$$

,

$$\boxed{G_i = \frac{m_i}{A_{it}}} \quad (\text{Ec. 27})$$

y

$$\boxed{V_T = \frac{G_i}{3600 * \delta_i}} \quad (\text{Ec. 28})$$

Donde:

A_{it} = Área de flujo externa por los tubos, in²

A_T = Área interna del tubo (Anexo C2), in²

n = Número de pasos por los tubos

G_i = Velocidad másica del fluido interno de los tubos, lbm/hr-ft²

V_T = Velocidad del fluido interno por los tubos, ft/seg

N = Número total de tubos

m_i = Tasa de flujo másica por la parte interna de los tubos, lbm/hr

δ_i = Densidad fase interna de los tubos, lb/ft³

- f) Número de Reynolds y factor de fricción LUDWING: El número de Reynolds se determina por medio de la ecuación 31 y este valor se ingresa en el nomograma del Anexo C5 hasta intersectar la curva del porcentaje del corte de desviadores, cuyo valor depende del tipo de arreglo de tubos utilizado para el diseño, se traza una línea hacia la izquierda para encontrar el factor de fricción.

$$\mathbf{a_s = \frac{D_s * C^1 * B}{144 * p * E}} \quad (\text{Ec. 29})$$

,

$$\mathbf{G_s = \frac{m_e}{a_s}} \quad (\text{Ec. 30})$$

,

$$\mathbf{Re = \frac{D_e * G_s}{2,42 * \mu_e}} \quad (\text{Ec. 31})$$

y,

$$\mathbf{f_s = \frac{f}{1,2}}$$

(Ec. 32)

Donde:

$\mathbf{a_s}$ = Área de flujo cruzado por la carcaza, ft^2

$\mathbf{D_s}$ = Diámetro interno de la carcaza, in

$\mathbf{C^1}$ = Claro entre los tubos, in

\mathbf{B} = Espaciamiento entre los deflectores, in

\mathbf{p} = Paso o pitch, in

\mathbf{E} = Arreglo de los tubos

$\mathbf{G_s}$ = Flujo másico por unidad de área del fluido fuera de los tubos, lbm/hr-ft^2

$\mathbf{m_e}$ = Masa del flujo del fluido en la parte externa de los tubos, lbm/hr

\mathbf{Re} = Número de Reynolds, adimensional

$\mathbf{D_e}$ = Diámetro externo de los tubos, ft

$\mathbf{\mu_e}$ = Viscosidad del fluido parte externa de los tubos a temperatura promedio, cp

$\mathbf{f_s}$ = Factor de fricción para tubos lisos, adimensional

\mathbf{f} = Factor de fricción LUWDING, adimensional

g) Coeficiente de película para el fluido fuera del tubo: Para hidrocarburos, compuestos orgánicos, agua y gas que fluyen por la carcasa se usa la siguiente ecuación:

$$h_o = \frac{J_h * K_e}{D_e} * \left(\frac{2,42 * C_{p-e} * \mu_e}{K_e} \right)^{1/3} \quad (\text{Ec. 33})$$

Donde:

h_o = Coeficiente de película del lado externo de los tubos, BTU/ hr-ft²-°F

J_h = Coeficiente de transferencia de calor por la carcasa, anexo C8.

K_e = Conductividad térmica del fluido en parte externa de los tubos, a temperatura promedio (entrada y salida, ver Anexo C6), BTU/ hr-ft-°F.

μ_e = Viscosidad del fluido parte externa de los tubos a temperatura promedio, cp.

D_e = Diámetro externo de los tubos, ft.

C_{p-e} = Calor específico del fluido externo de los tubos, BTU/lbm-°F.

h) Coeficiente de película interna al tubo: Es la resistencia al flujo dentro del tubo y puede ser calculada mediante la ecuación de LUDWING.

$$h_i = 0,027 * \frac{K_i}{D_i} * \left(\frac{D_i * G_i}{\mu_i} \right)^{0,8} * \left(\frac{2,42 * C_{p-i} * \mu_i}{K_i} \right)^{1/3} * \left(\frac{\mu_i}{\mu_e} \right)^{0,14} \quad (\text{Ec. 34})$$

Donde:

h_i = Coeficiente de película interna al tubo, BTU/ hr-ft²-°F.

μ_e = Viscosidad del fluido parte externa de los tubos a temperatura promedio, cp.

K_i = Conductividad térmica del fluido parte interna de los tubos, a temperatura promedio (entrada y salida, ver Anexo C6), BTU/ hr-ft-°F.

μ_i = Viscosidad del fluido parte interna de los tubos a temperatura promedio, cp.

D_i = Diámetro interno de los tubos, ft.

C_{p-i} = Calor específico del fluido interno de los tubos, BTU/lbm-°F.

G_i = Velocidad másica del fluido interno de los tubos, lbm/hr-ft².

- i) Coeficiente global de transferencia de calor: Este depende de la transferencia de calor desde un fluido a otro, a través de una superficie metálica, para obtener su valor se utilizan las siguientes ecuaciones.

$$r_w = \frac{D_e}{24 * K_w} * \ln \left(\frac{D_e}{D_i} \right) \quad (\text{Ec. 35})$$

y,

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{A_o}{A_i * h_i} + r_w + \frac{r_{fi} * A_o}{A_i} + r_{fo}} \quad (\text{Ec. 36})$$

Donde:

U = Coeficiente Global de transferencia de calor, BTU/ hr-ft²-°F

D_e = Diámetro externo del tubo, in

D_i = Diámetro interno del tubo, in

K_w = Conductividad térmica del material del tubo, BTU/ hr-ft²-°F/ft

r_w = Resistencia del material del tubo, ft²-°F-hr/BTU

r_{fo} = Resistencia de ensuciamiento externo (Anexo C7), ft²-°F-hr/BTU

r_{fi} = Resistencia de ensuciamiento interno (Anexo C7), ft²-°F-hr/BTU

A_o = Área lateral externa del tubo por cada longitud del tubo (Anexo C2), ft²/ft

A_i = Área lateral interna del tubo por cada longitud del tubo (Anexo C2), ft²/ft

- j) Área requerida: El área requerida para el sistema se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$A_r = \frac{Q}{U * CMTD}$$

(Ec. 37)

Donde:

A_r = Área requerida, ft²

U = Coeficiente Global de transferencia de calor, BTU/ hr-ft²-°F.

Q = Flujo de calor, BTU/hr.

CMTD = Diferencia de temperatura efectiva logarítmica.

$$\% \text{ exceso de Área} = \frac{A_a - A_r}{A_r} * 100 \quad (\text{Ec. 38})$$

Donde:

A_r = Área requerida, ft²

A_a = Área total, ft²

k) Caída de presión: Esta depende de su construcción, separación de tubos y separación entre los desviadores, y se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$\Delta P = \frac{f_s * G_s^2 * D_s * (N_c + 1)_{\text{real}}}{5,22 * 10^{10} * D_e * S G_e * \phi_s} \quad (\text{Ec. 39})$$

Donde:

ΔP = Caída de presión, Psi

$(N_c + 1)_{\text{real}} = (12 * L * p) / B$ = Número de veces que el fluido cruza el intercambiador desde la entrada hasta la salida.

$\phi_s = (\mu_i / \mu_e)^{0,14}$ = Relación de viscosidades, adimensional.

f_s = Factor de fricción para tubos lisos, adimensional.

D_s = Diámetro interno de la carcaza, in.

G_s = Flujo másico por unidad de área del fluido fuera de los tubos, lbm/hr-ft².

SG_e = Gravedad específica del fluido parte externa de los tubos, adimensional.

3.3. SEPARADORES, ELIMINADORES DE AGUA LIBRE Y DESHIDRATADORES ELECTROSTÁTICOS

En esta sección se va a agrupar a estos tres equipos, debido a que para el diseño de estos se utilizan las mismas ecuaciones, y las diferentes condiciones de diseño a aplicarse se describen por cada equipo en su respectivo literal.

3.3.1. Separadores

El separador constituye un equipo fundamental dentro del proceso de separación y se describe como un recipiente de forma cilíndrica o esférica, que puede estar ubicado en posición horizontal o vertical según sus condiciones de diseño, y tienen como finalidad principal separar los diversos componentes (petróleo, gas, agua y contaminantes), presentes en el flujo de producción de crudo, para poder comercializar los productos más valiosos (petróleo y gas).

Para el diseño de estos equipos se deben conocer los estados y el efecto que pueden producir los fluidos debido a la fuerza física aplicada en los mismos. Las tasas de flujo de las fases presentes en el flujo de fluidos de producción debe ser conocida, para hacer posible una mejor separación

debido a las fuerzas gravitacionales que actúan sobre los fluidos y poder así establecer un equilibrio en dichas fases

La clasificación de los separadores está dada según su función y forma.

Según su función pueden ser: separadores de prueba los mismos que reciben el flujo de producción de un solo pozo con el objetivo de su medición; y, los separadores de producción que reciben el flujo, provenientes de las líneas del múltiple, de producción general.

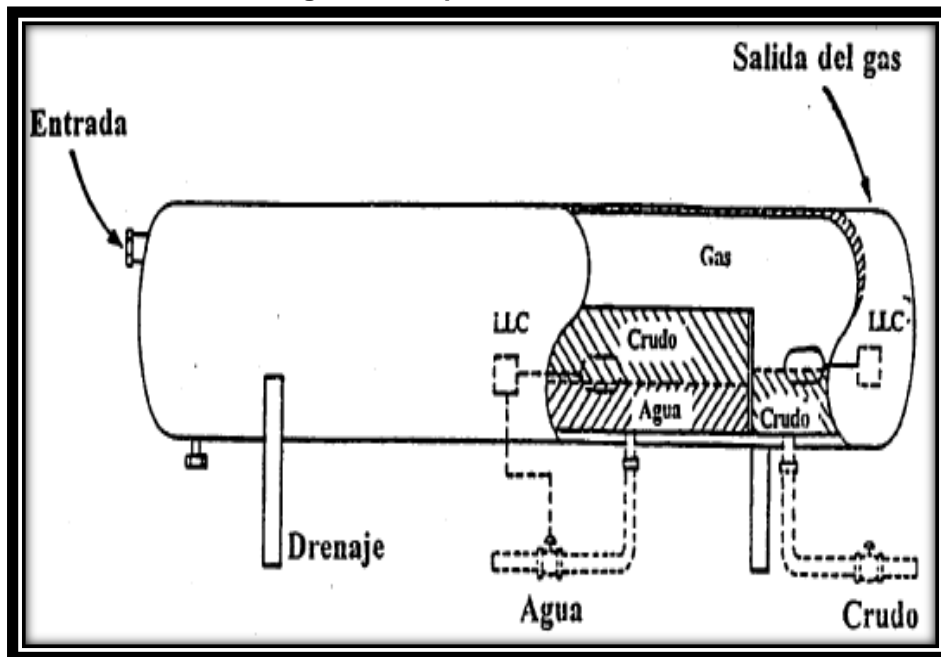
Según su forma estos pueden ser: esféricos y cilíndricos, siendo estos últimos los más usados en las estaciones de producción y cuya posición puede ser horizontal y vertical.

Esta sección se referirá solo a los separadores horizontales debido a que los mismos poseen una mayor área para la dispersión de espuma y provocar así una mejor separación de agua.

La entrada del separador consta de láminas deflectoras para que el fluido pueda chocar con ellas y producirse la separación de sus fases, la salida de los fluidos del separador debe estar provista de medidores de nivel y/o presión.

En la figura 36 se muestra un separador trifásico el mismo que presenta la distribución de las tres fases existentes en los flujos de producción provenientes de los pozos.

Figura 36. Separador Horizontal



Fuente: ARNOLD & STEWART. 2008. SURFACE PRODUCTION OPERATIONS.

3.3.2. Eliminadores de Agua Libre (FWKO)

Son tanques para procesar la entrada de flujo de líquido con poca presencia de gas, estos equipos no son diseñados para separar el gas del petróleo, si la relación gas/líquido es alta no se utilizan estos equipos. Su diseño es muy parecido a los separadores verticales trifásicos, pero con la diferencia antes mencionada, que solo sirve para dos salidas líquidas del fluido.

Los FWKO se utilizan solo para remover grandes cantidades de agua libre presentes en el fluido de producción, la misma que puede asentarse fácilmente en un tiempo menor a 5 minutos. Estos recipientes contienen en su parte interior una serie de baffles que sirven para direccionar el flujo y platos de coalescencia. La remoción del agua se produce por efecto de la fuerza de gravedad, provocando un ahorro económico de combustible en el uso de calentadores. Los agentes desemulsificantes y otros

químicos usados son previamente adicionados en la alimentación del equipo.

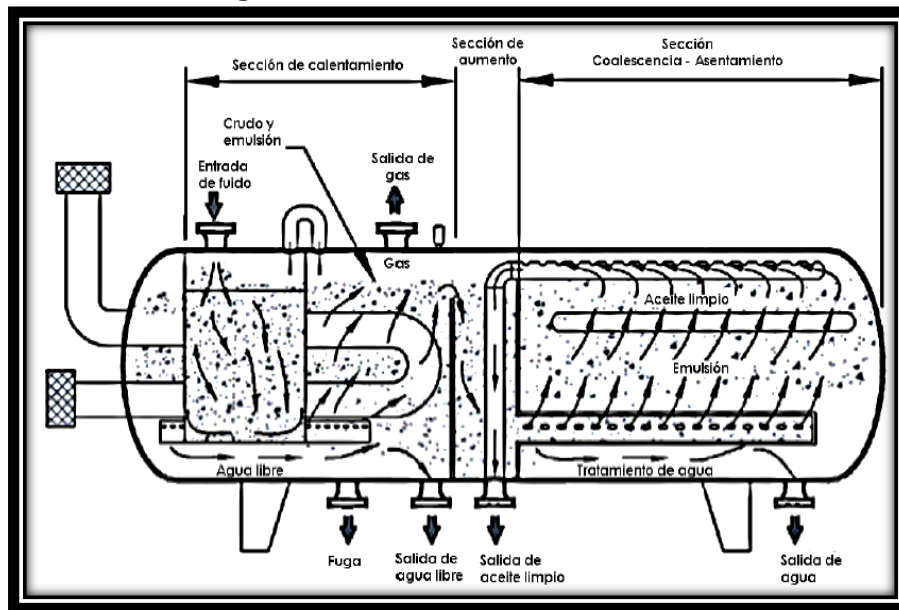
3.3.3. Deshidratador Electrostático

Los deshidratadores electrostáticos someten la emulsión a un campo eléctrico mediante la aplicación de un alto voltaje entre sus dos electrodos. Su diseño mecánico es parecido a los separadores, a los que se le añade un sistema de electrodos y la generación de un alto voltaje. El campo eléctrico que es aplicado a la emulsión permite que se formen dipolos eléctricos en las gotas de agua, originando una atracción entre ellas para incrementar el tamaño de las gotas y permitir la sedimentación por gravedad.

Consta de tres secciones, tal como se muestra en la figura 37. La primera sección llamada de calentamiento ocupa aproximadamente el 50% de su longitud. La segunda sección llamada central o control de nivel ocupa el 10% y su ubicación es adyacente a la sección de calentamiento. La tercera sección llamada de asentamiento del agua suspendida para producir crudo limpio, ocupa el 40% de su longitud, en la parte superior de esta sección se ubican los electrodos de alto voltaje.

Estos equipos poseen la ventaja que son menos afectados por las características del crudo (densidad y viscosidad), agua o agentes emulsionantes, y tienen una menor dimensión que otros equipos, obteniendo una mejor calidad del agua separada y una mayor flexibilidad en las variaciones de volúmenes de producción. Requieren de supervisión constante durante su operación y una mayor inversión.

Figura 37. Deshidratador Electrostático



FUENTE: ARNOLD & STEWART. 2008. SURFACE PRODUCTION OPERATIONS.

3.3.4. Ecuaciones Matemáticas para el Cálculo de Separadores, Eliminadores de Agua Libre y Deshidratadores Electrostáticos

A continuación se presentan los procedimientos y las ecuaciones utilizadas para el dimensionamiento de estos equipos.

Para el diseño de un separador horizontal se tiene:

- a) Velocidad de asentamiento: Es la velocidad en que el agua se separa del petróleo en movimiento descendente.

$$V_t = \frac{1,78 * 10^{-6} * (\Delta SG) * d_m^2}{\mu_o}$$

(Ec. 40)

Donde:

V_t = Velocidad de asentamiento, ft/seg.

ΔSG = Diferencia de gravedades específicas, adimensional.

d_m = Diámetro de partícula, micrones.

μ_o = Viscosidad del crudo, cp.

b) Altura máxima de aceite en el equipo: Se determina mediante la siguiente ecuación.

$$(H_o)_{\max} = 1,28 * 10^{-3} * \frac{(tr)_o * (\Delta SG) * d_m^2}{\mu_o} \quad (\text{Ec. 41})$$

Donde:

$(H_o)_{\max}$ = Altura máxima del aceite, ft.

$(tr)_o$ = Tiempo de retención del aceite, minutos.

ΔSG = Diferencia de gravedades específicas, adimensional.

d_m = Diámetro de partícula, micrones.

μ_o = Viscosidad del crudo, cp.

c) Relación de áreas: Esta relación se calcula para determinar el coeficiente β , el mismo que se lee en la figura 38.

$$\frac{A_w}{A} = 0,5 * \frac{q_w * (t_r)_w}{q_w * (t_r)_w + q_o * (t_r)_o} \quad (\text{Ec. 42})$$

Donde:

$\frac{A_w}{A}$ = Relación de áreas, adimensional.

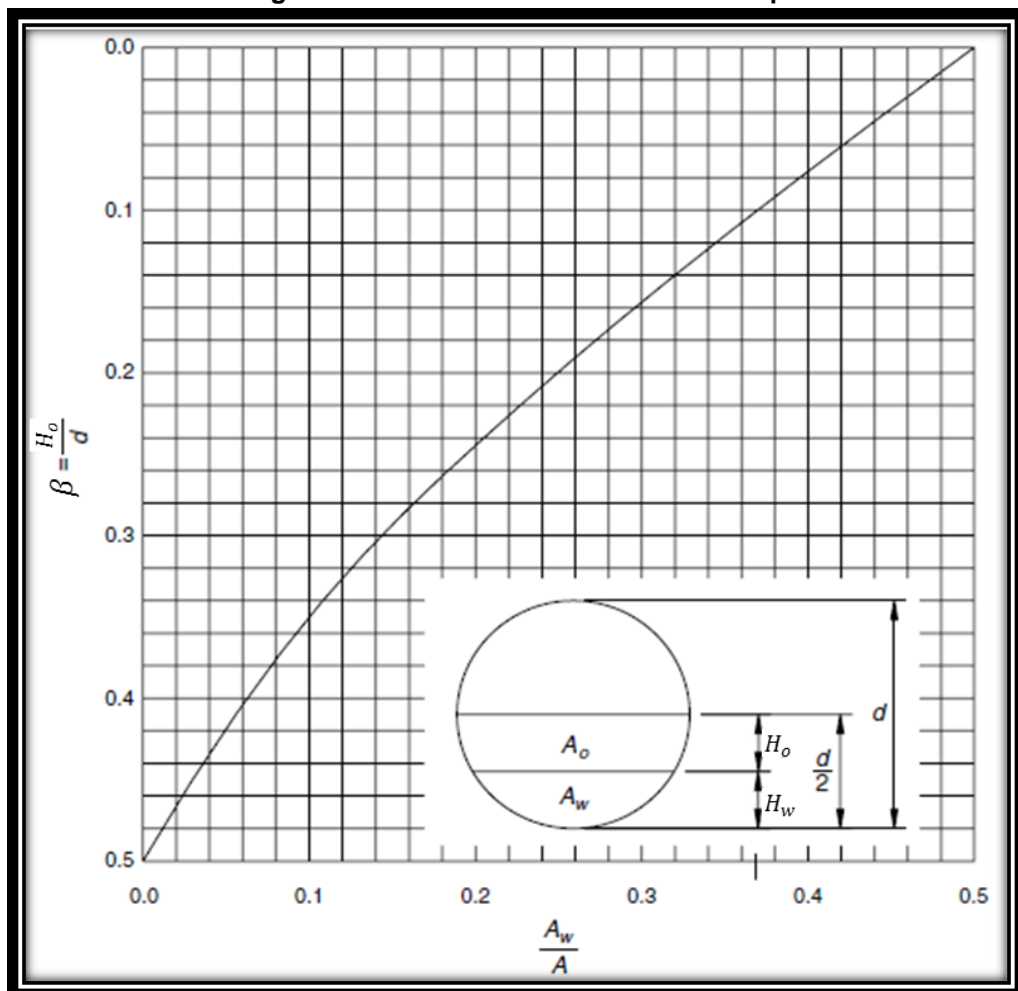
q_w = Caudal de agua, BWPD.

q_o = Caudal de petróleo, BOPD.

$(t_r)_w$ = Tiempo de residencia del agua, minutos.

$(tr)_o$ = Tiempo de retención del aceite, minutos

Figura 38. Determinación del Coeficiente β



Fuente: ARNOLD & STEWART. 2008. SURFACE PRODUCTION OPERATIONS.

- d) Diámetro máximo: Es la relación entre la altura máxima y el coeficiente β .

$$\mathbf{d \text{ (max)} = \frac{(H_o)_{\max}}{\beta}} \quad (\text{Ec. 43})$$

Donde:

$\mathbf{d \text{ (max)}}$ = Diámetro del equipo, ft

$\mathbf{(H_o)_{\max}}$ = Altura máxima del aceite, ft

β = Coeficiente leído de la figura 38. Se ingresa la relación de áreas en el eje de las (X) se traza una línea en sentido vertical hacia arriba hasta intersectar la curva y luego se traza otra línea en sentido horizontal hacia la izquierda.

- e) Capacidad de líquido: Se combina el diámetro y la longitud efectiva del equipo para diámetros menores al diámetro máximo que satisfagan los tiempos de residencia.

$$\mathbf{d_{\max}^2 * L_{\text{eff}} = 1,42 * [q_w * (t_r)_w + q_o * (t_r)_o]} \quad (\text{Ec. 44})$$

Donde:

$\mathbf{d_{\max}}$ = Diámetro máximo del separador, in.

L_{eff} = Longitud efectiva del equipo, ft.

q_w = Caudal de agua, BWPD.

q_o = Caudal de petróleo, BOPD.

$(t_r)_w$ = Tiempo de residencia del agua, minutos.

$(tr)_o$ = Tiempo de retención del aceite, minutos.

f) Longitud entre costuras:

$$\boxed{L_{ss} = \frac{4}{3} * L_{eff}} \quad \text{(Capacidad del líquido)} \quad \text{(Ec. 45)}$$

Donde:

L_{ss} = Longitud entre costuras, ft.

L_{eff} = Longitud efectiva del equipo, ft.

Para el diseño de un separador vertical se tiene:

- a) Velocidad de asentamiento: La velocidad de asentamiento se calcula mediante la ecuación 40.
- b) Diámetro mínimo: Este será mayor que los diámetros calculados para capacidad del gas y capacidad del líquido.

$$\boxed{d^2 = 6690 \frac{q_o \mu_o}{(\Delta SG) d_m^2}} \quad \text{(Ec. 46)}$$

Donde:

d = Diámetro mínimo del separador, in.

q_o = Caudal del crudo, BOPD.

μ_o = Viscosidad del crudo, cp.

ΔSG = Diferencia de gravedades específicas, adimensional.

d_m = Diámetro de la partícula, micrones.

- c) Altura del líquido: Es la suma de las alturas, tanto del agua como del petróleo.

$$\mathbf{H_o + H_w = \frac{[q_w * (t_r)_w + q_o * (t_r)_o]}{0,12 d^2}}$$

(Ec. 47)

Donde:

H_o = Espesor de aceite, in

H_w = Espesor de agua, in

q_w = Caudal de agua, BPD

(t_r)_w = Tiempo de residencia del agua, minutos

(t_r)_o = Tiempo de residencia del crudo, minutos

q_o = Caudal del crudo, BPD

d = Diámetro mínimo del separador, in

- d) Longitud entre costuras: Se usa la ecuación 48a para diámetros menores iguales a 36 pulgadas y la ecuación 48b para diámetros mayores a 36 pulgadas.

$$\boxed{L_{ss} = \frac{H_o + H_w + 76}{12}}$$
 (Ec. 48a)

y,

$$\boxed{L_{ss} = \frac{H_o + H_w + d + 40}{12}}$$
 (Ec. 48b)

Donde:

L_{ss} = Longitud entre costuras, ft.

H_o = Espesor de aceite, in.

H_w = Espesor de agua, in.

d = Diámetro del equipo, in.

- e) Relación de esbeltez: En equipos horizontales si la relación de esbeltez es mayor su costo será menor.

$$\boxed{RE = \frac{12 L_{ss}}{d}}$$
 (Ec. 49)

Donde:

RE = Relación de esbeltez, adimensional

L_{ss} = Longitud entre costuras, ft

3.4. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

El crudo producido por los pozos asociados a las instalaciones de facilidades de producción debe ser recibido y recolectado en tanques, luego de pasar por la etapa de separación del gas y agua, esto se lo realiza mediante transferencia a los patios de tanques para su posterior despacho a oleoductos o refinerías.

Los tanques de almacenamiento son diseñados en forma de recipientes cilíndricos para el almacenamiento temporal del petróleo, con una altura de succión mínima para que la bomba ubicada después del tanque pueda operar con mayor eficiencia.

Existen dos tipos de tanques usados para el manejo de crudo en operaciones de almacenamientos en una estación de producción, estos son empernados y soldados. Los tanques sellados con pernos son usados cuando se requiere almacenar pequeñas cantidades de fluidos y los tanques soldados se utilizan para almacenar grandes volúmenes de crudo.

3.4.1. Ecuaciones Matemáticas para el Cálculo de Tanques

En la actualidad existen programas destinados para el dimensionamiento de tanques para almacenar petróleo. En la figura 39 se muestra el programa ejecutado por la empresa petrolera Schlumberger para el diseño de servicios específicos utilizados en la industria petrolera.

Figura 39. Programa para diseño de tanques



Fuente: SCHLUMBERGER

La capacidad de almacenamiento de petróleo se determina mediante la siguiente ecuación:

$$C_a = \tilde{V} * (\% C)$$

(Ec. 50)

Donde:

C_a = Capacidad de almacenamiento.

\tilde{V} = Volumen real.

(% C) = Porcentaje de operación del tanque.

CAPITULO IV

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS

4.1. OBTENCIÓN DE DATOS DEL CAMPO

Para el desarrollo de la presente tesis se procedió a obtener datos de campos vecinos de crudos pesados, con características idénticas a los futuros yacimientos a ser explotados; en la formación Napo de la cuenca Oriente en la Arena "U" se tiene un crudo con una gravedad API de 16,8. Las demás características se muestran en la tabla 5, y fueron conseguidas mediante análisis realizados a los Manifolds de prueba del Campo Cononaco.

Tabla 5. Características del Campo CONONACO

Arena "U"	
T, °F	204
° API	16,8
SG oil	0,954
BSW, %	20
V, cSt	24
P, psi	830
SGw	1,02

Fuente: EPPETROECUADOR

Con dichas características se procederá a diseñar una estación de producción para el manejo de crudo pesado en superficie.

4.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SEGÚN EL PROCESO

El diseño de los equipos requiere de los conocimientos básicos obtenidos en el capítulo 1 y 2, además de las ecuaciones y nomogramas descritos en el capítulo 3. A continuación se presentan las tablas con los dimensionamientos para cada uno de los equipos principales de la estación de producción para el manejo de 50000 barriles de crudo pesado.

4.2.1. Dimensionamiento de las Tuberías

Para el dimensionamiento de las tuberías se procederá a utilizar los caudales de agua y petróleo, el caudal de gas será omitido debido a que las características del campo no presentan gas asociado; siguiendo con las normas ASME B 31.4, para tuberías de producción de petróleo, se tiene el diseño de la tubería mostrada en la tabla 6, cuyos valores fueron obtenidos del anexo B1. Tuberías de acero inoxidable.

Tabla 6. Valores para diseño de Tuberías. ASTM D 31.4

D_e	# Célula	Medida de tubería	D	Espesor	Área	Área	Área metálica
in			in		ft ²	in ²	in ²
6,625	40S	STD	6,065	0,28	0,2006	28,89	5,581

Fuente: Norma ASTM D 31.4

El caudal a ser manejado en la estación de producción será de 50000 BPD, valor que será utilizado en los cálculos para el dimensionamiento de los equipos.

En la tabla 7, se muestra el valor de la gravedad API de la mezcla del crudo pesado, con el contenido de agua libre obtenida mediante las ecuaciones 1, 2 y 13 en base a las características del campo.

Tabla 7. Determinación de la gravedad API de la mezcla

SG_o	SG_w	q_o	q_w	f_o	f_w	δ_m	SG_m	° API-mezcla
		BPD	BPD	fracción	fracción	lbm/ft ³		
0,954	1,02	40000	10000	0,8	0,2	60,3533	0,9672	14,79859388

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La determinación de la viscosidad cinemática resulta del nomograma del Anexo B2 y su viscosidad absoluta se obtiene mediante la ecuación 17.

Uno de los parámetros importantes en el diseño de tuberías, para determinar el régimen de flujo, es el número de Reynolds el mismo que se calcula mediante la ecuación 15 y su valor se muestra en la tabla 8.

Tabla 8. Determinación del Número de REYNOLDS para Tuberías

q_l	SG_m	D	V	μ	Re
BPD		in	cSt	cp	adimen
50000	0,9672	6,065	33,9	32,7881	22397,5

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Luego de obtener el número de Reynolds y tomando el valor de 0,0018 pulgadas de la tabla 4, como la rugosidad absoluta del material acero al carbono, se procede a encontrar el factor de fricción utilizando el

nomograma del Anexo B3 (DIAGRAMA DE MOODY) y se calcula la caída de Presión (Tabla 9), de la longitud total de la estación de producción mediante la ecuación 18.

Tabla 9. Determinación de la Caída de Presión

ϵ	ϵ/D	f	L	ΔP
in		adimen	ft	Psi
0,0018	0,000296785	0,0254	3250	279,72

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

4.2.2. Dimensionamiento del Intercambiador de Calor

Para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor vamos a elegir el de carcasa y haz de tubos con sentido en contra-corriente, de acuerdo a la nomenclatura TEMA (Asociación de fabricantes de equipos tubulares), del Anexo C1, arreglo triangular rotado de 60°; los datos de tubos usados para intercambiadores lo obtenemos del Anexo C2, los mismos que se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10. Datos de Tubos para diseño de Intercambiadores

D_e	B.W.G	L	D_i	A_i	A_o	A_T
in		ft	in	ft ² /ft	ft ² /ft	ft
2	11	30	1,76	0,4608	0,5236	2,433

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

El fluido que circula por el interior de los tubos del intercambiador es el crudo pesado que viene de los pozos cuyas características se muestran

en la tabla 5, y el fluido que circula por la parte exterior de los tubos posee una gravedad específica de 0,889 y una viscosidad dinámica de 1,4 centipoise.

Para calcular la diferencia de temperatura promedio logarítmica en el intercambiador de calor se utiliza la ecuación 19 y su valor se muestra en la Tabla 11.

Tabla 11. Determinación de la diferencia de Temperatura Promedio

T_1	T_2	t_2	t_1	LMTD
°F	°F	°F	°F	°F
370	285	267	204	73,4517056

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La diferencia de temperatura efectiva logarítmica (Tabla 12) se obtiene usando las ecuaciones 20, 21 y 22; además, el factor de corrección (f) se consigue del anexo C3.

Tabla 12. Determinación de la diferencia de Temperatura Efectiva

T_{H1}	T_{C2}	T_{H2}	T_{C1}	P	R	F	CMTD
°F	°F	°F	°F				°F
370	285	267	204	0,4879518	1,271605	0,933	68,530441

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Se determina la temperatura promedio de las dos corrientes. Los valores que se muestran en la Tabla 12 se obtienen, para el caso del calor específico mediante el anexo C4, y para el caso de la conductividad térmica mediante el anexo C6.

Tabla 13. Determinación del Calor Específico y Conductividad Térmica

$T_{\text{promedio-i}}$	$T_{\text{promedio-e}}$	C_{p-e}	C_{p-i}	μ_e	μ_i	K_e	K_i
°F	°F	BTU/lbm-°F	BTU/lbm-°F	cp	cp	BTU/hr-ft-°F	BTU/hr-ft-°F
318,5	244,5	0,512	0,572	19,53	1,4	0,0681	0,0571

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La tabla 14 muestra la determinación del área total del intercambiador, obtenida mediante la ecuación 25.

Tabla 14. Determinación del Área total del Intercambiador

N	A_o	L	A_a
	ft ² /ft	ft	ft ²
518	0,5236	30	8001,1316

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para determinar la cantidad de calor se utiliza la ecuación 24; y, la masa del fluido la ecuación 23. En la tabla 15 se muestra el valor obtenido para la cantidad de calor y la masa del fluido que circula por el exterior de los tubos.

Tabla 15. Determinación de la cantidad de Calor y Masa del Fluido que circula por el exterior de los Tubos

SG_e	q_e	Q_e	m_e
	BPD	BTU/hr	lbm/hr
0,9632	50000	29160456,19	703136

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La cantidad de calor de la parte exterior de los tubos es igual a la cantidad de calor por la parte interna. Los valores que se muestran en la Tabla 16 pertenecen a la masa y velocidad lineal del fluido que pasa por el interior de los tubos, y fueron obtenidos mediante las ecuaciones 23, 26, 27, 1 y 28.

Tabla 16. Determinación de la Masa y Velocidad Lineal del Fluido que pasa por el interior de los Tubos

SG_i	m_i	n	A_T	A_{it}	G_i	δ_i	V_T
	lbm/hr		in ²	ft ²	lbm/hr-ft ²	lbm/ft ³	ft/seg
0,889	494949,69	12	2,433	0,72934	678629,81	55,4736	3,398162

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para determinar la velocidad másica del fluido que circula por la parte externa de los tubos utilizamos las ecuaciones 29, y 30; y, la densidad de este fluido se obtiene mediante la ecuación 1, estos valores se muestran en la Tabla 18.

Tabla 17. Determinación de la Velocidad Másica del Fluido que circula por el exterior de los Tubos

D_s	B	n	p	C^1	E	a_s	G_s	δ_e	V_s
in	in			in	in	ft ²	lbm/hr-ft ²	lbm/ft ³	ft/seg
64	6	12	2	0,5	1,5	0,444444	1582056	60,10368	7,31169872

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La determinación del número de Reynolds se obtiene mediante la ecuación 31 y el factor de fricción LUDWING se obtiene mediante el nomograma del anexo C5 y se corrige mediante la ecuación 32, los mismos que se muestran en la tabla 18.

Tabla 18. Determinación del Número de REYNOLDS y el Factor de Fricción LUDWING

D_e	D_e	μ_e	Re	f	f_s
in	ft	cp	adimen	adimen	adimen
2	0,16667	19,53	5578,9567	0,00284	0,0023667

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para la determinación del coeficiente de película para el flujo del fluido fuera del tubo se emplea la ecuación 33, el valor de J_h se obtiene mediante el anexo C8 con un porcentaje del 25 % correspondiente al arreglo del tubo, y se muestran en la Tabla 19.

Tabla 19. Determinación del Coeficiente Película para el Fluido fuera del Tubo

J_h	h_o
adimensional	BTU/hr-ft ² -°F
43	124,4458172

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La Tabla 20 muestra el valor del coeficiente de película para el flujo del fluido en el interior del tubo, el mismo que fue determinado mediante la ecuación 34.

Tabla 20. Determinación del Coeficiente de Película interna al Tubo

D_i	K_i	G_i	C_{p-i}	μ_e	μ_i	h_i
ft	BTU/hr-lbm-°F	lbm/hr-ft ²	BTU/lbm-°F	cp	cp	BTU/hr-ft ² -°F
0,146666667	0,0571	678629,8053	0,572	19,53	1,4	179,1148341

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La determinación de la resistencia del material del tubo se obtiene mediante la ecuación 35 y su valor se muestra en la Tabla 21.

Tabla 21. Determinación de la Resistencia del Material del Tubo

D_e	D_i	K_w	r_w
in	in	BTU/hr-lbm-°F	adimen
2	1,76	26,4	0,000403514

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor se utiliza la ecuación 36, y su valor se muestra en la Tabla 22.

Tabla 22. Determinación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor

h_o	A_o	h_i	A_i	r_w	r_{fi}	r_{fo}	U
BTU/hr-ft ² -°F	ft ² /ft	BTU/hr-ft ² -°F	ft ² /ft	adimen	adimen	adimen	BTU/hr-ft ² -°F
124,4458172	0,5236	179,1148341	0,4609	0,0004331	0,001	0,002	55,71863808

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Los valores que se muestran en la Tabla 23 pertenecen al área requerida y el porcentaje de área en exceso, los mismos que se obtienen mediante las ecuaciones 37 y 38.

Tabla 23. Determinación del Porcentaje de Exceso del Área

Q_e	U	CMTD	A_r	% A exceso
BTU/hr	BTU/hr-ft ² -°F	°F	ft ²	
29160456,19	55,71863808	68,53044135	7636,78	4,77100769

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

La determinación de la caída de presión se obtiene mediante la ecuación 39 y su valor se muestra en la Tabla 24.

Tabla 24. Determinación de la Caída de Presión

L	B	Nc+1	p	ϕ_s	(Nc+1) real	ΔP
ft	in					Psi
30	6	60	2	0,69144814	120	654,2826964

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

4.2.3. Dimensionamiento del Tanque de Eliminación de Agua Libre

Para el dimensionamiento del tanque de eliminación de agua libre debemos conocer las características del crudo pesado a ser separado del agua mediante el uso de este equipo, las mismas que se muestran en la Tabla 25, donde se asume un tiempo de retención de 25 minutos; para el caso del crudo, los valores de viscosidad y densidad de la mezcla fueron calculadas en la sección anterior.

Tabla 25. Características para el diseño del FWKO

q_o	40000	BOPD
q_w	10000	BWPD
q_l	50000	BFPD
μ_o	33,43	cp
dm	500	micron
dm ²	250000	micron ²
ρ_{API}	14,7986	
δ_w	63,648	lbm/in ³
SGw	1,02	
SGo	0,954	
ΔSG	0,066	
tr	25	min
BS&W	20%	

Fuente: EPPETROECUADOR

La determinación de la velocidad de asentamiento del crudo pesado, el diámetro y altura del tanque se obtienen mediante las ecuaciones 40, 46 y 47, respectivamente; la longitud entre costuras y la relación de esbeltez se obtienen mediante las ecuaciones 48 y 49. Todos estos valores son mostrados en la Tabla 26.

Tabla 26. Dimensionamiento de las condiciones del Tanque

Vt	0,000878552	ft/seg		
d^2	542173,8182	in ²	Diámetro de referencia	
d	736,3245332	in	61,3603778	pies
Ho	15,37022456	in		
Hw	3,842556139	in		
Ho+Hw	19,21278069	in		
Lss	66,29477616			
RE	1,080416689			

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para el diseño final del FWKO se asume una relación de esbeltez de 0,5 y se interpola, obteniendo las dimensiones tal como se muestra en la Tabla 27.

Tabla 27. Dimensiones finales del FWKO

do (in)	do (ft)	Ho+Hw (in)	Lss (ft)	RE (adm)
660	55	23,9133762	60,326115	1,09683845
672	56	23,0669525	61,255579	1,09384963
684	57	22,2646854	62,188724	1,09103024
696	58	21,5035562	63,125296	1,08836718
708	59	20,7807995	64,065067	1,08584859
720	60	20,0938786	65,007823	1,08346372
732	61	19,440463	65,953372	1,08120282
744	62	18,8184087	66,901534	1,079057
756	63	18,2257402	67,852145	1,07701817
768	64	17,6606355	68,805053	1,07507895
780	65	17,1214114	69,760118	1,07323258

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

4.2.4. Dimensionamiento del Separador

Para el dimensionamiento del separador en la corriente de entrada el crudo pesado produce un cambio en la viscosidad absoluta con un valor de 22,1 centipoise y el contenido de BS&W posee un 10 %, con un tiempo de retención de 10 minutos. Estas nuevas características de los fluidos que ingresan al separador se muestran en la Tabla 28.

Tabla 28. Características para diseño del Separador

q_o	40000	bbl
q_w	5000	bbl
q_l	45000	bbl
μ_o	22,1	cp
d_m	500	micron
d_m^2	250000	micron ²
API	14,7986	
δ_w	63,648	lbm/in ³
SGw	1,02	
SGo	0,954	
ΔSG	0,066	
trw	10	min
BS&W	10%	
tro	25	min

Fuente: EPETROECUADOR

El tipo de separador a ser diseñado es trifásico horizontal y su altura máxima, relación de área, diámetro máximo y capacidad del líquido se obtienen mediante las ecuaciones 41, 42, 43 y 44, respectivamente, estos valores calculados se muestran en la Tabla 29.

Tabla 29. Dimensionamiento de las características del Separador

Ho max	23,8914027	ft
Aw/A	0,02380952	adimensional
B	0,46	adimensional
d	51,937832	in
$d^2 * Leff$	1491000	in ² * ft
Leff	552,726146	ft

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para el diseño final del separador trifásico se calcula la longitud entre costuras y la relación de esbeltez mediante las ecuaciones 45 y 46 y se interpola, obteniendo las dimensiones finales tal como se muestra en la Tabla 30.

Tabla 30. Dimensiones finales del Separador Trifásico

d (ft)	d (in)	Leff (ft)	Lss (ft)	RE
3	36	1150,46296	1533,95062	511,316872
4	48	647,135417	862,847222	215,711806
5	60	414,166667	552,222222	110,444444
6	72	287,615741	383,487654	63,9146091
7	84	211,309524	281,746032	40,2494331
8	96	161,783854	215,711806	26,9639757
9	108	127,829218	170,438957	18,9376619
10	120	103,541667	138,055556	13,8055556
11	132	85,5716253	114,0955	10,3723182
12	144	71,9039352	95,8719136	7,98932613
13	156	61,2672584	81,6896778	6,28382137

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

4.2.5. Dimensionamiento del Deshidratador Electrostático

Para el dimensionamiento del deshidratador electrostático se emplea el mismo procedimiento que el utilizado para un separador trifásico horizontal donde en la corriente de entrada el crudo pesado produce un cambio en la viscosidad absoluta con un valor de 19,7 centipoise y el contenido de BS&W posee un 5 %. Estas nuevas características de los fluidos que ingresan al deshidratador electrostático se muestran en la Tabla 31.

Tabla 31. Características para diseño del Deshidratador Electrostático

q_o	40000	bbl
q_w	2500	bbl
q_l	42500	bbl
μ_o	19,7	cp
d_m	500	micron
d_m^2	250000	micron ²
API	12,8	
δ_w	63,648	lbm/in ³
SGw	1,02	
SGo	0,954	
ΔSG	0,066	
trw	10	min
BS&W	5%	
tro	25	min

Fuente: EPPETROECUADOR

En el diseño de este deshidratador, su altura máxima, relación de área, diámetro máximo y capacidad del líquido se obtienen mediante las ecuaciones 41, 42, 43 y 44, respectivamente, estos valores calculados se muestran en la Tabla 32.

Tabla 32. Dimensionamiento de las características del Deshidratador Electrostático

Ho max	26,8020305	ft
A_w/A	0,01219512	adimensional
B	0,478	adimensional
d	56,0711934	in
$d^2 * L_{eff}$	1455500	in ² * ft
L_{eff}	462,948424	ft

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

Para el diseño final del deshidratador electrostático se calcula la longitud entre costuras y la relación de esbeltez mediante las ecuaciones 45 y 46 y se interpola, obteniendo las dimensiones finales tal como se muestra en la Tabla 33.

Tabla 33. Dimensiones finales del Deshidratador Electrostático

d (ft)	d (in)	Leff (ft)	Lss (ft)	RE
4	48	631,727431	842,303241	210,57581
5	60	404,305556	539,074074	107,814815
6	72	280,767747	374,356996	62,3928326
7	84	206,278345	275,037793	39,2911133
8	96	157,931858	210,57581	26,3219763
9	108	124,785665	166,380887	18,4867652
10	120	101,076389	134,768519	13,4768519
11	132	83,5342057	111,378941	10,1253583
12	144	70,1919367	93,589249	7,79910408
13	156	59,8085141	79,7446855	6,13420658
14	168	51,5695862	68,7594482	4,91138916

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

4.2.6. Dimensionamiento del Tanque de Almacenamiento

El dimensionamiento del tanque de almacenamiento puede ser determinado mediante ecuaciones, pero en nuestro caso vamos a emplear el programa HANDBOOK utilizado por la empresa petrolera SCHLUMBERGER. Con este programa obtenemos el volumen total y el porcentaje de capacidad del tanque, cuyos resultados se muestran en la Tabla 34.

Tabla 34. Dimensionamiento de Tanque de Almacenamiento

Depth ft	Volume bbl	Capacity %
4.17	27917.540	92.35
4.25	27871.273	92.19
4.33	27825.006	92.04
4.42	27778.739	91.89
4.50	27732.472	91.74
4.58	27686.205	91.58
4.67	27639.937	91.43
4.75	27593.670	91.28
4.83	27547.403	91.12
4.93	27493.734	90.95
4.92	27501.136	90.97
5.00	27454.869	90.82
5.08	27408.602	90.66
5.17	27362.335	90.51
5.25	27316.068	90.36
5.33	27269.801	90.21
5.42	27223.534	90.05
5.50	27177.267	89.90
5.58	27131.000	89.75
5.67	27084.733	89.59
5.75	27038.466	89.44
5.83	26992.199	89.29
5.92	26945.932	89.13
6.00	26899.665	88.98
6.08	26853.398	88.83
6.17	26807.131	88.67
6.25	26760.863	88.52
6.33	26714.596	88.37
6.42	26668.329	88.22
6.50	26622.062	88.06

Elaboración: Tomado de Handbook. SCHLUMBERGER

La capacidad real de operación se calcula mediante la ecuación 50 y su valor se muestra en la Tabla 35.

Tabla 35. Determinación de la Capacidad de Operación

VOLUMEN	CAPACIDAD	CAPACIDAD DE OPERACIÓN
Bbl	%	
27493,7	90,95	25005,52015

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

CAPITULO V

ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISEÑO DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN CON CAPACIDAD PARA EL MANEJO DE 50000 BARRILES DE CRUDOS PESADOS

5.1. ANÁLISIS DE RESULTADOS OBTENIDOS POR CADA ETAPA

Los fluidos de producción de crudos pesados presentes en la cuenca Oriente, del yacimiento Napo, presentan características similares a los demás yacimientos cercanos, los mismos que se tomarán como referencia para el diseño de nuestra estación de producción con una capacidad para el manejo de 50000 barriles; estas características son las siguientes: ° API = 16,8; BS&W = 20 %, sin presencia de gas asociado. Los fluidos a manejar en la estación forman una mezcla (agua libre y petróleo) cuya gravedad API es de 14,799, la misma que sirve para el diseño de los equipos a emplearse en la estación.

Como primera etapa está el calentamiento del crudo, el mismo que se lo realiza mediante un intercambiador de calor líquido-líquido de tubo y carcasa, con flujo a contracorriente utilizado para aumentar la temperatura del crudo y evitar así su pérdida de temperatura antes de llegar a la siguiente etapa; los fluidos procedente de los Manifolds tienen una temperatura inicial de 204 °F. en superficie, la misma que aumentará su temperatura hasta los 285 °F. al intercambiar calor con aceite de gravedad específica de 0,889, cuya temperatura de entrada es de 370 °F. precalentado previamente mediante un horno de alta conversión, y, al salir del intercambiador su temperatura disminuirá a 267 °F.

El crudo con 285 °F. ingresa a la segunda etapa de FWKO para separar el 10 % de agua libre, la que es dirigida al sistema de tratamiento de agua, y el otro 10 % fluye en la corriente de crudo pasando previamente por un intercambiador de calor para mantener su temperatura hacia una tercera etapa de separación y eliminar el 5 % de agua libre, que es dirigida hacia el sistema de tratamiento de este líquido y el otro 5 % fluye hacia la corriente de crudo en la siguiente etapa.

Como todavía no se han alcanzado las condiciones de entrega, es necesario eliminar el 5 % de agua libre aún presente en la corriente de crudo, por lo que pasa a una cuarta etapa, de deshidratación electrostática, donde se polarizan las moléculas de agua mediante corriente eléctrica para luego separarse. Pero antes se debe mantener la temperatura utilizando un intercambiador de calor líquido-líquido.

Después de pasar por este último proceso la corriente de crudo sale con un porcentaje de BS&W del 0,5 % cumpliendo con las condiciones requeridas; pasando por dos intercambiadores de calor hacia los dos tanques de almacenamiento.

5.2. DISEÑO DE LA ESTACIÓN

La figura 40 muestra el diagrama de la estación de producción diseñada para el manejo de 50000 barriles de crudos pesados, las líneas marcadas de color negro indican la transportación del crudo pesado que provienen de los pozos y llegan a los estranguladores.

Luego, pasan por un intercambiador de calor líquido-líquido; después de ser calentado el crudo llega a un tanque eliminador de agua libre, donde se separa una parte de sus fases y el crudo sigue su proceso, pasando por un intercambiador de calor líquido-líquido para mantener su temperatura, sigue hasta ingresar al separador saliendo las tres corrientes

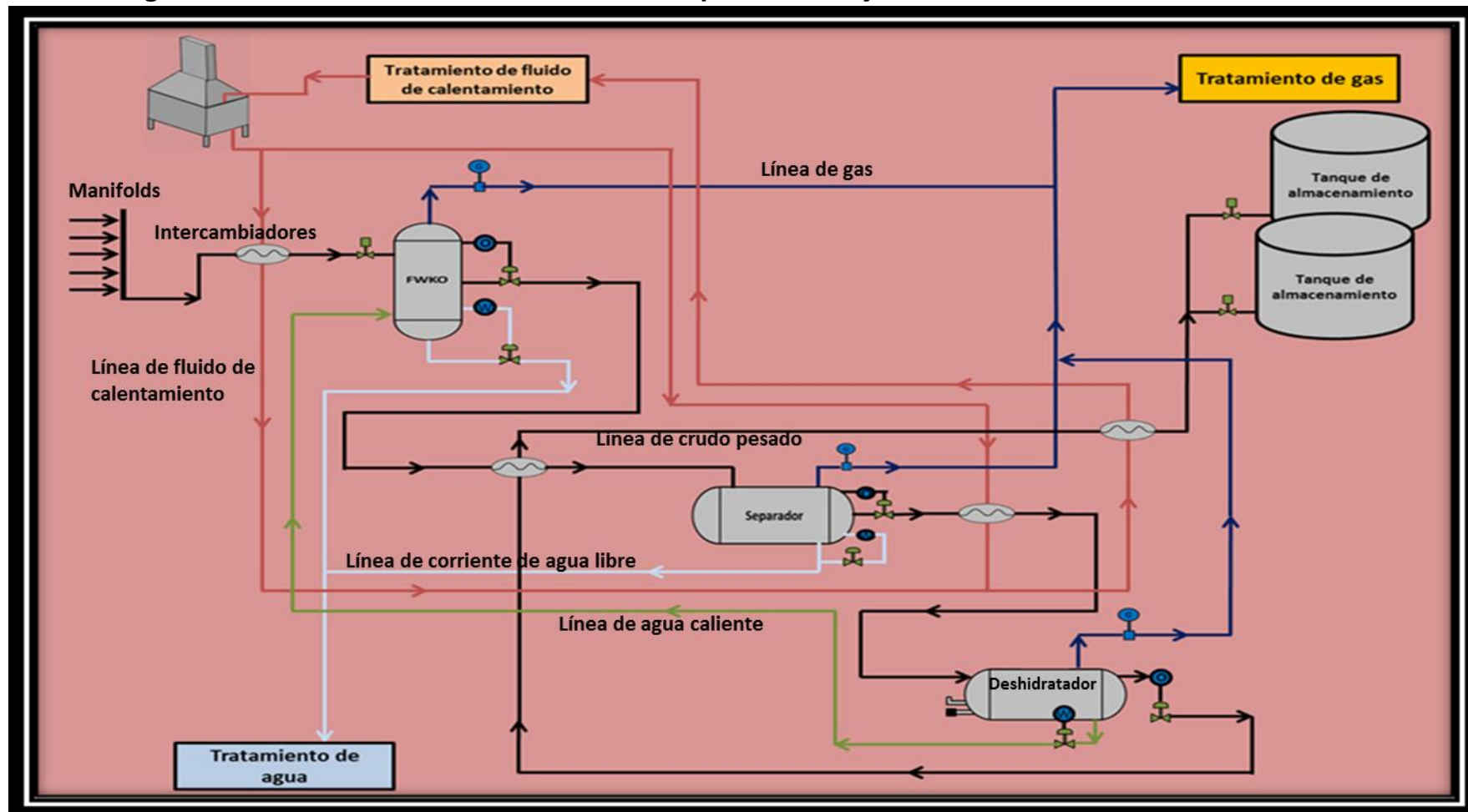
con sus fases. La corriente de crudo pasa por otro intercambiador de calor para mantener su temperatura y sigue hacia un deshidratador electrostático, separando sus tres fases, reduciendo al mínimo el contenido de BS&W de la corriente de crudo para llegar a los tanques de almacenamiento, pasando antes por dos intercambiadores de calor líquido-líquido que sirven para disminuir su temperatura.

La línea de color azul, que se muestra en el diseño, indica la transportación de la corriente de gas, la misma que sale de cada fase de separación (FWKO, separador, deshidratador electrostático), de petróleo crudo donde estas tres vías se unen hasta llegar a una planta de tratamiento de gas.

La línea de color plomo que se muestra en la figura 40 representa la transportación de las corrientes de agua libre, que es separada del crudo y provienen del FWKO y del separador, luego se unen estas dos corrientes y son trasladadas hacia una planta de tratamiento de agua. La corriente de agua que sale del deshidratador electrostático, representada por la línea verde, es agua caliente que cumple las condiciones para realizar la función de mezclarse con el crudo proveniente de los Manifolds en el FWKO, luego esta agua sale mezclada con el agua libre extraída de este proceso y es trasladada hacia la planta de tratamiento de este líquido.

El fluido de calentamiento, representado por la línea color café, va de la planta de tratamiento hacia el horno para ser calentado, saliendo de ahí se divide en dos líneas de transportación hacia los intercambiadores de calor, la primera corriente pasa por el intercambiador ubicado antes del FWKO y el segunda corriente pasa por el intercambiador ubicado antes del deshidratador electrostático; después de cumplir su función estas dos corrientes se unen y pasan por el intercambiador ubicado antes del tanque de almacenamiento, luego regresa a la planta de tratamiento del fluido de calentamiento.

Figura 40. Diseño de Estación de Producción para el manejo de 50000 barriles de Crudos Pesados



Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

5.3. BALANCE DE MATERIA

De los 50000 barriles de emulsión que ingresan a la estación salen 9799 barriles de agua libre de la corriente inicial, obteniendo como resultado final una emulsión de 40201 barriles, cumpliendo así con las condiciones de BS&W del 0,5 %.

Tabla 36. Balance de Materia del Proceso

FWKO		
ENTRA	SALE	
EMULSION	AGUA LIBRE	EMULSION
50000	5000	45000
SEPARADOR TRIFÁSICO		
ENTRA	SALE	
EMULSION	AGUA LIBRE	EMULSION
45000	2500	42500
DESHIDRATADOR ELECTROSTÁTICO		
ENTRA	SALE	
EMULSION	AGUA LIBRE	EMULSION
42500	2299	40201
	AGUA	201
	PETRÓLEO	40000

Elaboración: Johnny Solano & Winston Tomalá

5.4. EQUIPOS Y SISTEMAS AUXILIARES DE LA ESTACIÓN DE PRODUCCIÓN

La estación de producción para el manejo de 50000 barriles de crudo pesado debe constar, además del diseño de los equipos de tratamiento,

con sistemas auxiliares, los mismos que cumplen tareas de soporte en esta instalación petrolera. A continuación se detallan los equipos o sistemas auxiliares a ser instalados en esta estación:

5.4.1 Equipos para Medición

Estos instrumentos son instalados en las salidas de cada equipo y se utilizan para la medición de gas, petróleo y contenido de agua.

5.4.2. Equipos de Seguridad

Los equipos de seguridad permiten que cada una de las operaciones realizadas en la estación de producción sean más seguras; es decir, que cada estructura cuenta con su propio equipo de seguridad, entre los cuales tenemos: extintores, equipos de llovizna, niebla o de primeros auxilios; además, equipos de protección contra gases dañinos tales como H₂S y otros.

5.4.3. Sistema Eléctrico

Este sistema en la estación de producción está constituido esencialmente por cables de distribución, motores primarios, transformadores, generadores y el alumbrado.

5.4.4. Sistemas para prevenir la Contaminación (Fosas y Sumideros)

Debido a las nuevas disposiciones y la necesidad de evitar la contaminación y mantener el hábitat ecológico, existen muchas modificaciones, actualmente, en toda estación de producción nueva, se dispone de sumideros para eliminar totalmente los desbordamientos de sustancias contaminantes.

5.4.5. Equipos para bombear y controlar la Inyección Química para prevenir la formación y/o eliminar la Espuma

Este equipo consta principalmente de un recipiente en cuyo interior contiene una mezcla de gasoil y silicón; además, posee una bomba, acoplada al recipiente, para inyectar esta mezcla hacia un sitio adecuado y poder contrarrestar la formación de espuma en los tanques de la estación de producción.

5.4.6. Sistemas de para-Rayos

El sistema tiene como función principal extraer los rayos producidos por las descargas eléctricas, evitando incendios de grandes magnitudes dentro de las instalaciones de la estación de producción. Estos son colocados a una altura superior a las estructuras diseñadas para el tratamiento; además, en cada equipo se instala un sistema de para-rayos adicional.

5.4.7. Sistemas de Telemetría para detectar fallas en equipos

Estos sistemas son instalados en lugares específicos donde, mediante señales, las fallas de los equipos puedan ser receptadas, ampliadas y enviadas a un sitio determinado, dentro de la instalación, a través de cables telefónicos, radio o por micro-ondas.

5.4.8. Protección Catódica

Son sistemas comúnmente instalados en las estaciones de producción, sirven para controlar la corrosión. Consta de un rectificador, mediante el cual se suministra la corriente necesaria a los ánodos, instalados en las diferentes líneas de tuberías o estructuras metálicas a ser protegidas.

5.4.9. Tanques Auxiliares

Además del uso de los tanques para el almacenamiento temporal de los fluidos, provenientes de los pozos en la estación de producción, hay otros tanques de poca capacidad que sirven para almacenar las diversas sustancias utilizadas en las operaciones dentro de la estación.

CAPITULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

- El presente trabajo permite realizar el diseño de la estación de producción con capacidad para el manejo de 50000 barriles de crudos pesados con las exigencias técnicas que se presentan en la actualidad, cumpliendo con las respectivas normas para el tratamiento, transportación y futura comercialización del crudo pesado a ser extraído de la cuenca Oriente; además, sirve como referencia para el diseño de futuras estaciones de producción con características similares del crudo utilizado en este proyecto.
- El diseño propuesto para la estación permite mejorar el manejo de volumen de crudos pesados, que cuenta con un sistema de calentamiento previo al ingreso a cada etapa, permitiendo disminuir su viscosidad y facilitar su transportación; a partir de esto, se determina que el crudo pesado producido puede ser tratado como un crudo liviano.
- La estación de producción no requiere el uso de bombas, pues la misma está diseñada para que el volumen de petróleo pueda fluir por gravedad.
- Se propuso el uso de dos tanques de almacenamiento para permitir la transportación del flujo de crudo hacia el oleoducto.

6.2. RECOMENDACIONES

- Realizar el debido tratamiento del volumen de agua libre proveniente de los equipos de separación, aprovechando su disponibilidad para ser usada en procesos de inyección de agua en campos vecinos.
- Observar el diámetro de la gota para el diseño de los equipos ya que esta puede variar, dependiendo del sistema de producción empleado o a su velocidad de asentamiento.
- Realizar el respectivo tratamiento de gas para su posterior uso o comercialización.
- Diseñar un Horno de precalentamiento para llegar a una temperatura de 400 °F, y el fluido utilizado pueda cumplir con las condiciones requeridas para este proceso.
- Utilizar el volumen de agua que sale del deshidratador electrostático, la misma cumple con las condiciones especificadas para su uso en el FWKO.
- Utilizar equipos y sistemas auxiliares que permitan obtener un mejor control de las operaciones realizadas dentro de la estación de producción.
- Ejecutar planes de seguridad y buen manejo de los equipos de la estación de producción.

BIBLIOGRAFÍA

1. KEN A. Y STEWART. 2008. Surface Production Operation.
2. PDVSA. 2014. Estaciones Recolectoras de Flujo.
3. LARRY W & LAKE. 2007. Petroleum Engineering Handbook.
4. PDVSA. 2011. Manual de Diseños de Procesos.
5. ZERPA ADRIÁN. 2003. Tesis Manual de Estimación de Costos para Estaciones de Flujo.
6. SANABRIA & CIFUENTES. 2010. Tesis Análisis y Diseño de las Facilidades de Superficie para Manejo de Crudos Pesados y Bituminosos.
7. MARFISI & SALAGER. 2004. Deshidratación de Crudo.
8. CEPET & PDVSA. 1992. Manual de Diseño de Procesos.
9. RUZ JOSÉ. 2006. Tesis Optimización Costo/Riesgo en la Gestión de Mantenimiento para Estaciones de Flujo en la Industria Petrolera.
10. LÓPEZ CARLA. 2011. Láminas de Facilidades de Superficie.
11. CRANE. 2012. Flujo de Fluidos.
12. HAVARD D. 2009. Oil and Gas Production Handbook.
13. SÁNCHEZ K. 2012. Tesis Comportamiento Reológico de Crudo Pesado del Oriente Ecuatoriano.
14. RIOFRÍO E. 2006. Facilidades de Superficie.
15. GONZÁLEZ MAHULI. 2009. Diseño de un Intercambiador de Carcaza y Tubo.
16. HUSSAIN YA. 2013. Heat Exchangers.
17. EDWARDS JOHN. 2013. Design & Rating Shell and Tube Heat Exchangers.
18. LLUCH J. 2011. Tecnología y Margen del Refino del Petróleo.
19. UNIVERSIDAD DE ZULIA. 2011. Facilidades de Superficie.
20. PARRA, CH. 2007. Definición de Estándares Operativos para los Procesos de Deshidratación y Desalado del Crudo.

ANEXOS

Anexo A1.

Conversión de la Gravedad Observada a Gravedad API a 60°F.

GRAVEDAD API REDUCIDA A 60 °F										
GRAVEDAD OBSERVADA										
TEMPERATURA OBSERVADA	15	15,1	15,2	15,3	15,4	15,5	15,6	15,7	15,8	15,9
GRAVEDAD CORREGIDA A 60 °F										
70	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9	15	15,1	15,2	15,3	15,4
71	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9	15	15,1	15,2	15,3
72	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9	15	15,1	15,2	15,3
73	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9	15	15,1	15,2
74	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,8	14,9	15	15,1
75	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9	15	15,1
76	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,7	14,8	14,9	15
77	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9	15
78	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9
79	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8	14,9
80	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8
81	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7	14,8
82	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7
83	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6	14,7
84	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6
85	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5	14,6
86	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5
87	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4	14,5
88	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4
89	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3	14,4
90	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2	14,3
91	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	13,9	14	14,1	14,2
92	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1	14,2
93	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,8	13,9	14	14,1
94	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	14	14,1
95	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,7	13,8	13,9	14
96	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9	14
97	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,6	13,7	13,8	13,9
98	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8	13,9
99	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,5	13,6	13,7	13,8
100	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7	13,8
101	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,4	13,5	13,6	13,7
102	12,8	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6	13,7
103	12,8	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,3	13,4	13,5	13,6
104	12,7	12,8	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5	13,6
105	12,7	12,8	12,9	13	13,1	13,2	13,2	13,3	13,4	13,5
106	12,6	12,7	12,8	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,4	13,5
107	12,6	12,7	12,8	12,9	13	13,1	13,1	13,2	13,3	13,4
108	12,5	12,6	12,7	12,8	12,9	13	13,1	13,2	13,3	13,4
109	12,5	12,6	12,7	12,8	12,9	13	13	13,1	13,2	13,3

Fuente: CEPET & PDVSA. 1992. Estaciones Recolectoras de Flujo.

Anexo B1.

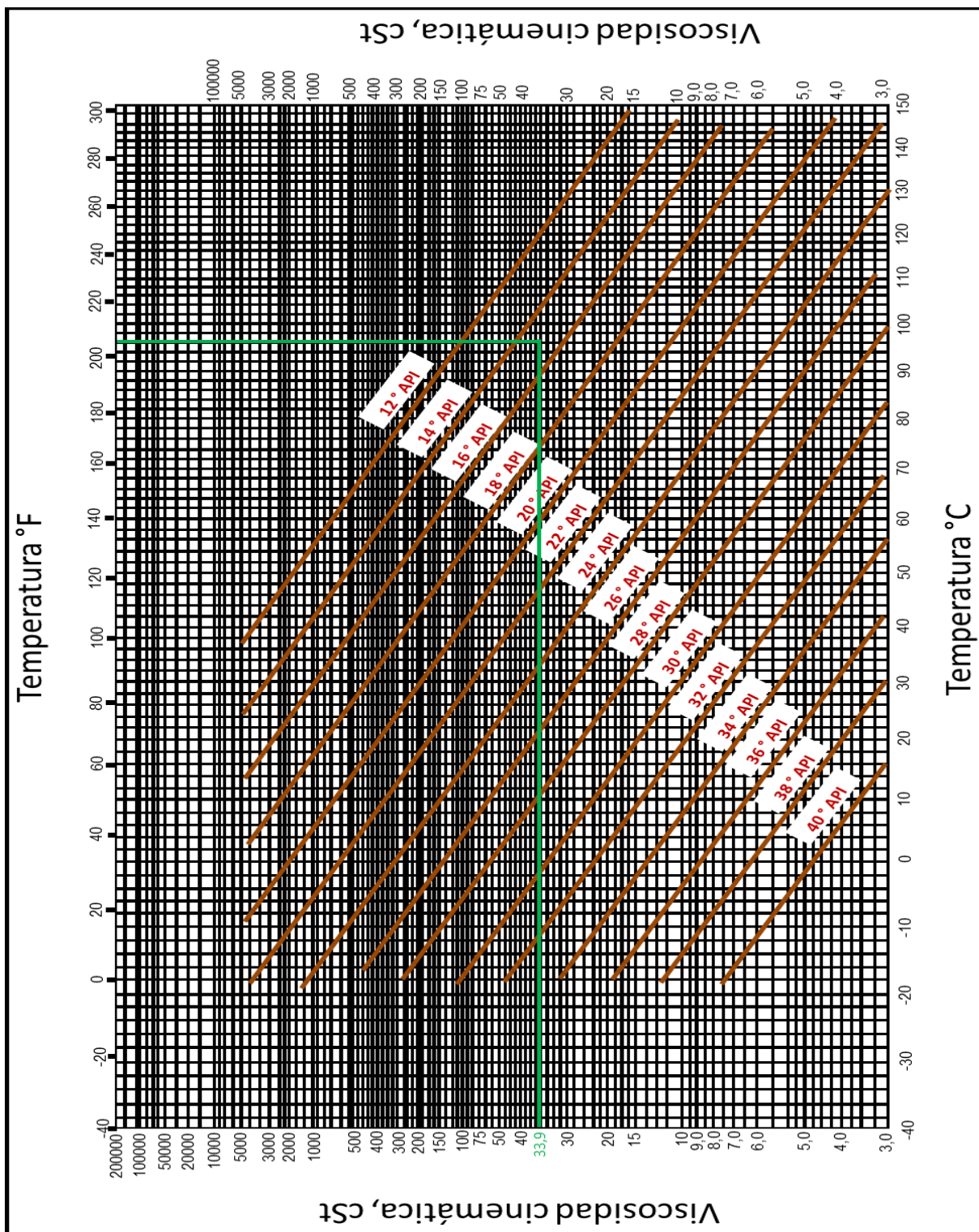
Diseño de Tuberías.

DIÁMETRO EXTERNO	ESPEJOR DE PARED	PESO POR ft	DIÁMETRO INTERNO	SUPERFICIE EXTERNA	SUPERFICIE INTERNA	ÁREA DE FLUJO	ÁREA DE METAL
De			D	ft ² /ft	ft ² /ft	in ²	in ²
5,536	0,134	7,77	5,295	1,456	1,386	22,02	2,29
	0,156	9,02	5,251	1,456	1,375	21,66	2,65
	0,188	10,8	5,187	1,456	1,358	21,13	3,17
	0,219	12,51	5,125	1,456	1,342	20,63	3,68
	0,258	14,62	5,047	1,456	1,321	20,01	4,3
	0,281	15,86	5,001	1,456	1,309	19,64	4,66
	0,312	17,51	4,939	1,456	1,293	19,16	5,15
	0,344	19,19	4,875	1,456	1,276	18,67	5,64
	0,375	20,78	4,813	1,456	1,26	18,19	6,11
	0,5	27,1	4,563	1,456	1,195	16,35	7,95
	0,625	32,96	4,313	1,456	1,129	14,61	9,7
6,625	0,75	38,55	4,063	1,456	1,064	12,97	11,34
	0,104	7,25	6,417	1,734	1,68	32,34	2,13
	0,134	9,29	6,357	1,734	1,66	31,75	2,73
	0,164	11,33	6,297	1,734	1,649	31,14	3,33
	0,188	12,93	6,249	1,734	1,639	30,7	3,8
	0,194	13,34	6,237	1,734	1,633	30,55	3,92
	0,219	15,02	6,187	1,734	1,62	30,1	4,41
	0,25	17,02	6,125	1,734	1,606	29,5	5,01
	0,277	18,86	6,071	1,734	1,591	28,95	5,54
	0,28	18,97	6,065	1,734	1,587	28,9	5,58
	0,312	21,05	6,001	1,734	1,571	28,28	6,19
	0,344	23,09	5,937	1,734	1,554	27,68	6,79
	0,375	25,1	5,875	1,734	1,54	27,1	7,37
	0,432	28,57	5,761	1,734	1,51	26,07	8,4
	0,5	32,79	5,625	1,734	1,475	24,85	9,63
0,562	36,4	5,501	1,734	1,47	23,77	10,74	
0,718	45,3	5,189	1,734	1,359	21,15	13,36	
0,864	53,16	4,897	1,734	1,28	18,83	15,64	
8,625	0,104	9,47	8,417	2,26	2,204	55,6	2,78
	0,134	12,16	8,357	2,26	2,188	54,8	3,57
	0,148	13,4	8,329	2,26	2,18	54,5	3,94
	0,164	14,83	8,297	2,26	2,172	54,1	4,36
	0,188	16,9	8,249	2,26	2,161	53,5	5
	0,194	17,48	8,237	2,26	2,156	53,3	5,14
	0,203	18,3	8,219	2,26	2,152	53,1	5,38
	0,219	19,64	8,187	2,26	2,148	52,7	5,8
	0,239	21,42	8,147	2,26	2,133	52,1	6,3
	0,25	22,4	8,125	2,26	2,127	51,8	6,58
	0,277	24,7	8,071	2,26	2,115	51,2	7,26
	0,312	27,72	8,001	2,26	2,095	50,3	8,15
	0,322	28,55	7,981	2,26	2,09	50	8,4
	0,344	30,4	7,937	2,26	2,078	49,5	8,94
	0,375	33,1	7,875	2,26	2,062	48,7	9,74
	0,406	35,7	7,813	2,26	2,045	47,9	10,48
	0,438	38,33	7,749	2,26	2,029	47,2	11,27
	0,5	43,39	7,625	2,26	2,006	45,6	12,76
	0,593	50,9	7,439	2,26	1,947	43,5	14,96
	0,625	53,4	7,375	2,26	1,931	42,7	15,71
0,718	60,7	7,189	2,26	1,882	40,6	17,84	
0,812	67,8	7,001	2,26	1,833	38,5	19,93	
0,875	72,42	6,875	2,26	1,8	37,1	21,3	
0,906	74,7	6,813	2,26	1,784	36,4	21,97	

Fuente: Crane. Flujo de Fluidos.

Anexo B2.

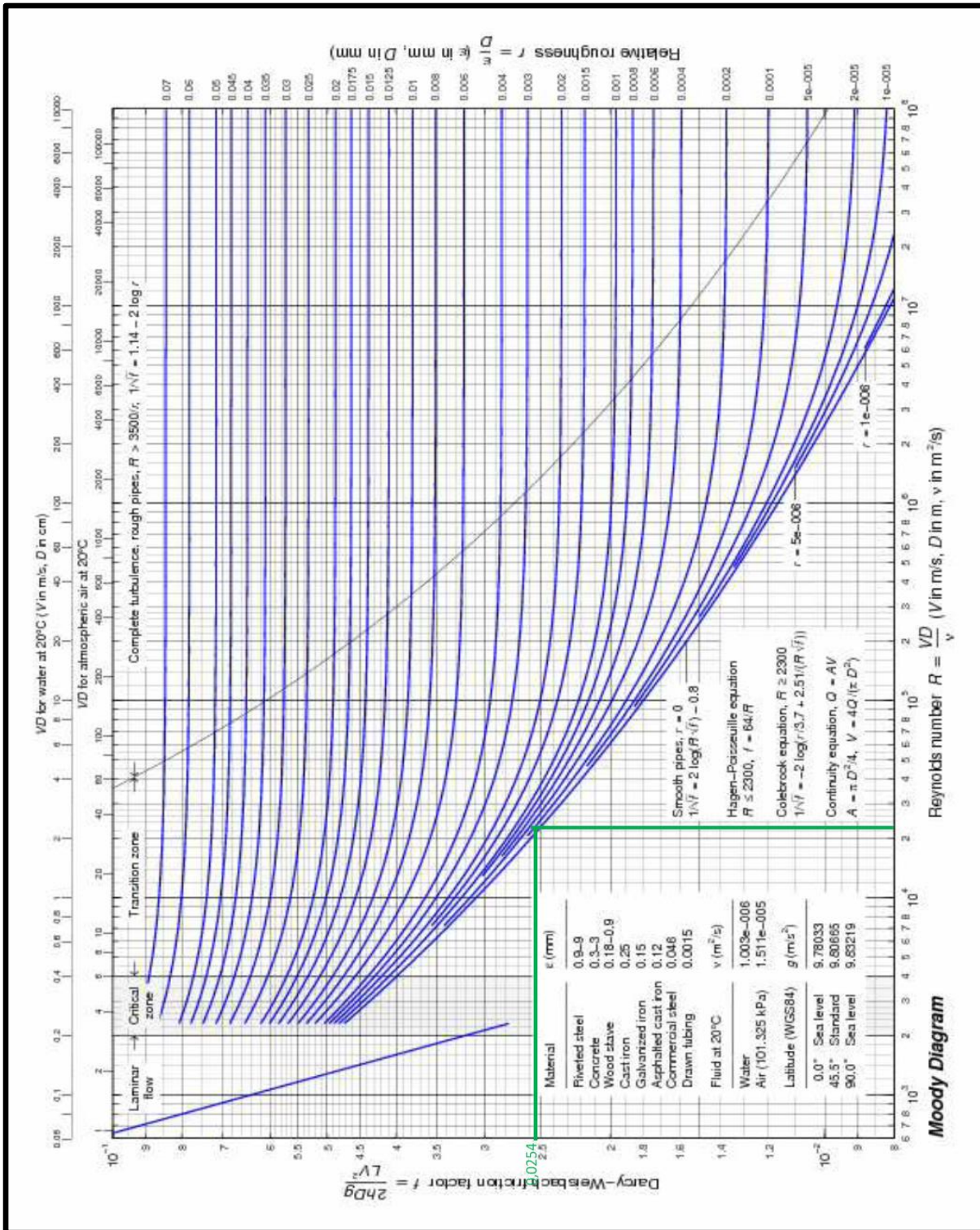
Determinación de la Viscosidad Cinemática.



Fuente: Arnold & Stewart. 2008. Surface Production Operations.

Anexo B3.

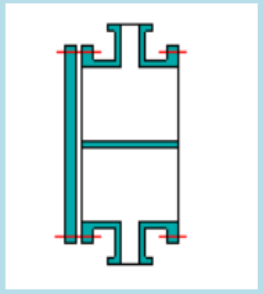
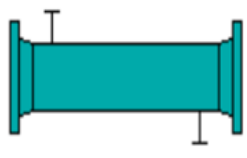
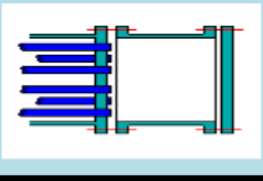
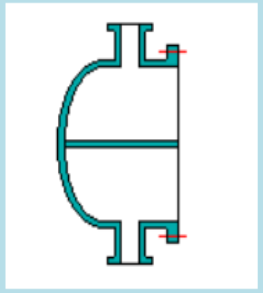

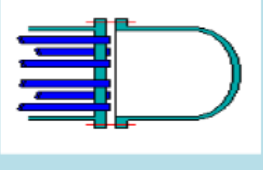
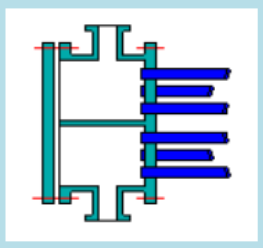

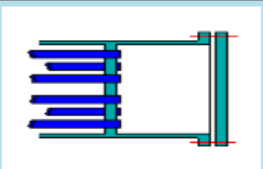
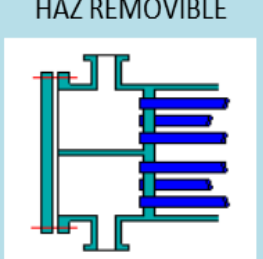
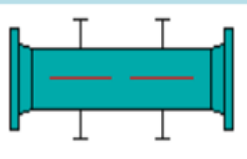
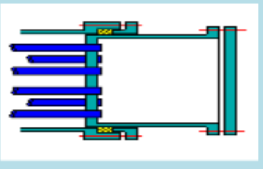
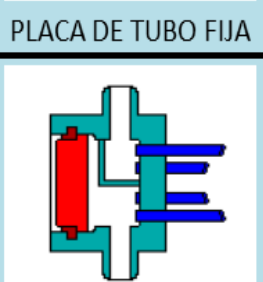
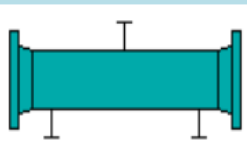
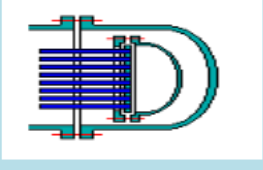
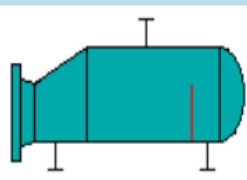
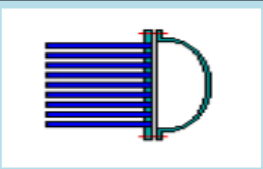
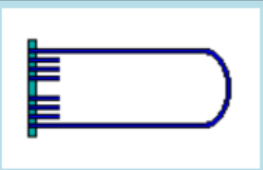
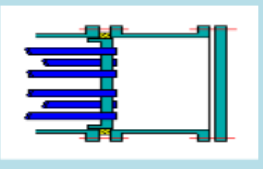
Diagrama de MOODY.



Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C1.

Nomenclatura TEMA para Intercambiadores de Calor.

TIPOS DE CABEZALES FIJO EXTREMIDAD ANTERIOR		TIPOS DE CARCAZAS		TIPOS DE CABEZALES EXTREMIDAD POSTERIOR	
A		E	 UN SOLO PASO	L	
B		F	 DOS PASOS	M	
C	 HAZ REMOVIBLE	G	 FLUJO DIVIDIDO MEDIANTE PANTALLA	N	
	 PLACA DE TUBO FIJA	H	 DOBLE FLUJO REMOVIBLE	P	
D	 ALTA PRESIÓN	J	 FLUJO DIVIDIDO NATURALMENTE	S	
		K	 REHERVIDOR	T	
				U	
				W	

Fuente: EDWARDS JOHN. Design & Rating Shell and Tube Heat Exchangers.

Anexo C2.

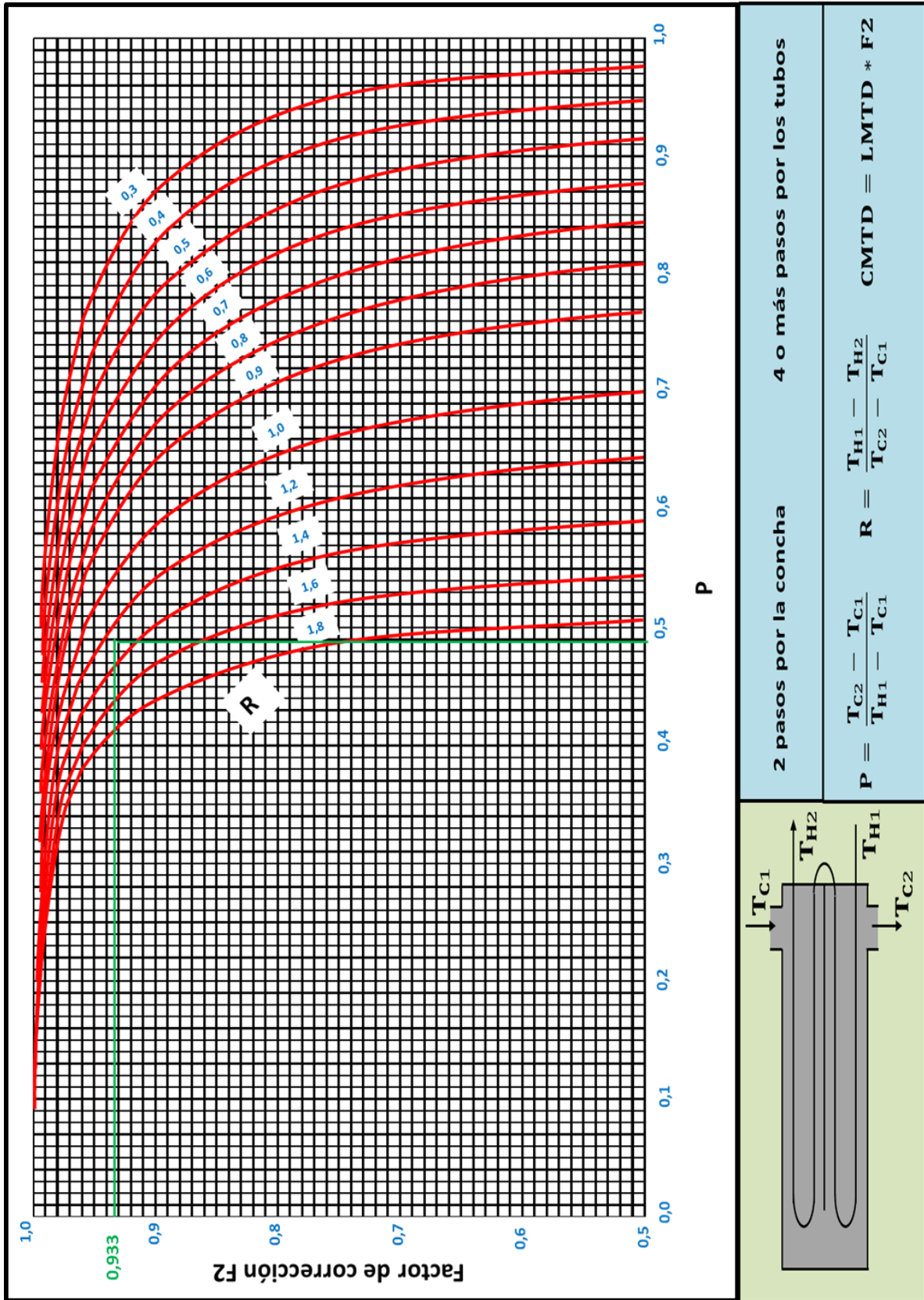
Datos de Tubos para Intercambiadores.

Diametro externo	BWG	Espesor de pared	Diametro interno	Área de flujo por tubo	Superficie por ft lineal	
De			Di		Exterior	Interior
in		in	in	in ²	ft ²	
1/2	12	0,109	0,282	0,0625	0,1309	0,0748
	14	0,083	0,334	0,0876	0,1309	0,0874
	16	0,065	0,37	0,1076	0,1309	0,0969
	18	0,049	0,402	0,127	0,1309	0,1052
	20	0,035	0,43	0,145	0,1309	0,1125
1	8	0,165	0,67	0,355	0,2618	0,1754
	9	0,148	0,704	0,389	0,2618	0,1843
	10	0,134	0,732	0,421	0,2618	0,1916
	11	0,12	0,76	0,455	0,2618	0,199
	12	0,109	0,782	0,479	0,2618	0,2048
	13	0,095	0,81	0,515	0,2618	0,2121
	14	0,083	0,834	0,546	0,2618	0,2183
	15	0,072	0,856	0,576	0,2618	0,2241
	16	0,065	0,87	0,594	0,2618	0,2277
	17	0,058	0,884	0,613	0,2618	0,2314
1 1/4	8	0,165	0,92	0,665	0,3271	0,2409
	9	0,148	0,954	0,714	0,3271	0,2498
	10	0,134	0,982	0,757	0,3271	0,2572
	11	0,12	1,01	0,8	0,3271	0,2644
	12	0,109	1,03	0,836	0,3271	0,2701
	13	0,095	1,06	0,884	0,3271	0,2775
	14	0,083	1,08	0,923	0,3271	0,2839
	15	0,072	1,11	0,96	0,3271	0,2896
	16	0,065	1,12	0,985	0,3271	0,2932
	17	0,058	1,13	1,01	0,3271	0,2969
1 1/2	8	0,165	1,17	1,075	0,3925	0,3063
	9	0,148	1,2	1,14	0,3925	0,3152
	10	0,134	1,23	1,19	0,3925	0,3225
	11	0,12	1,26	1,25	0,3925	0,3299
	12	0,109	1,28	1,29	0,3925	0,3356
	13	0,095	1,31	1,35	0,3925	0,343
	14	0,083	1,33	1,4	0,3925	0,3492
	15	0,072	1,36	1,44	0,3925	0,3555
	16	0,065	1,37	1,47	0,3925	0,3587
	17	0,058	1,38	1,5	0,3925	0,3623
2	11	0,12	1,76	2,433	0,5236	0,4608
	12	0,109	1,782	2,491	0,5236	0,4665
	13	0,095	1,81	2,573	0,5236	0,4739
	14	0,83	1,834	2,542	0,5236	0,4801

Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C3.

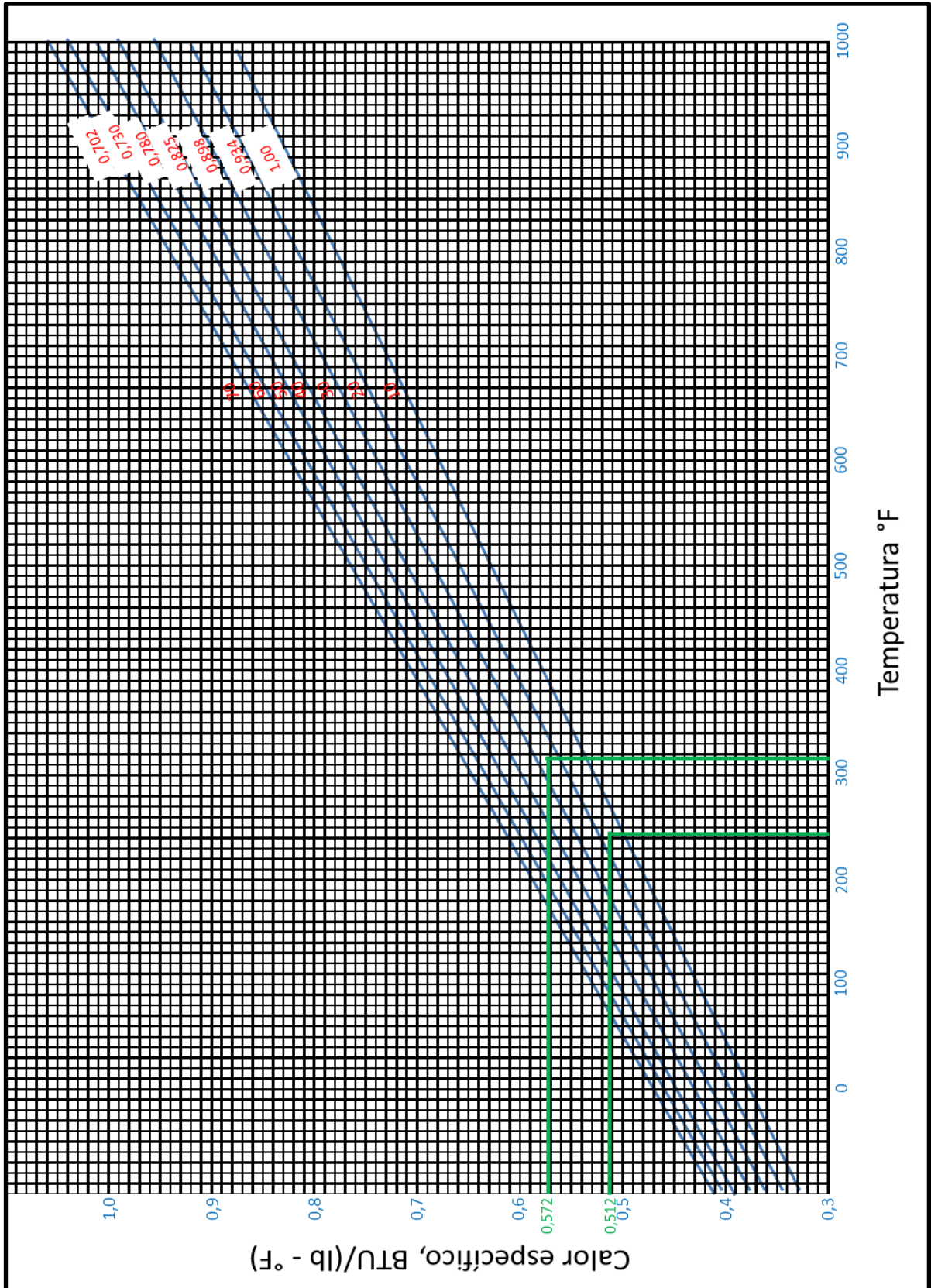
Factor de Corrección F.



Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C4.

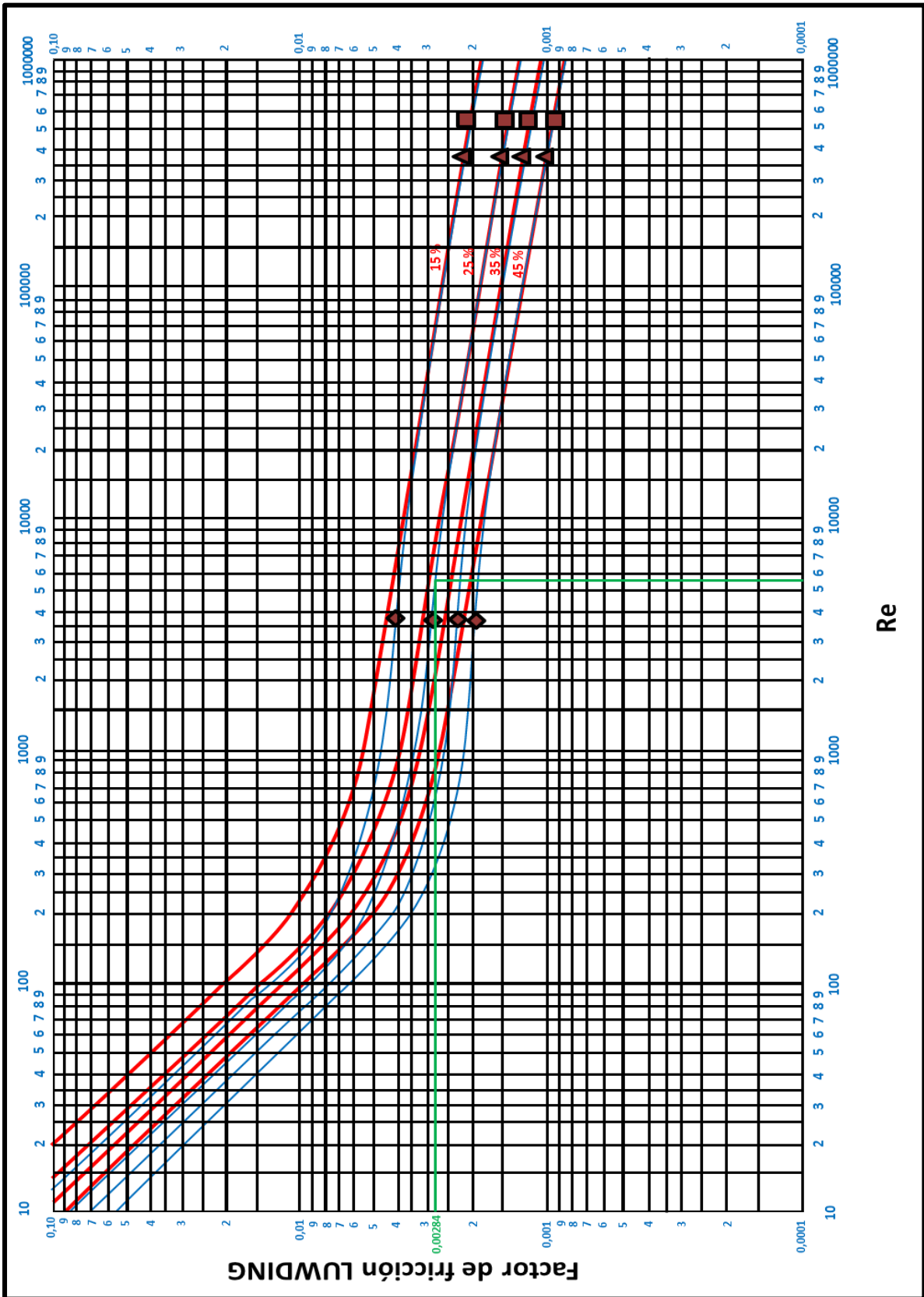
Calores Específicos de Hidrocarburos Líquidos.



Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C5.

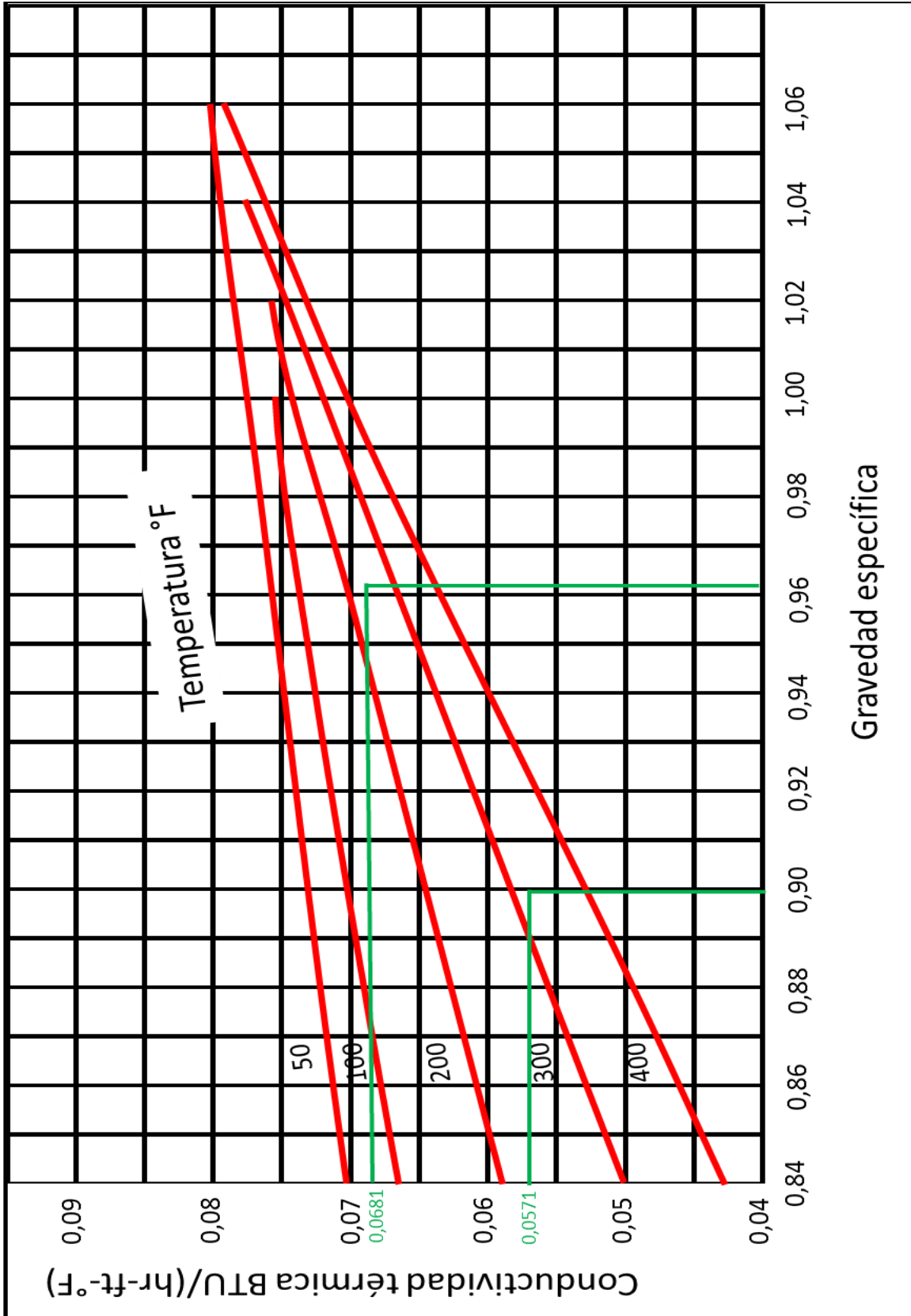
Factor de Fricción LUWDING.



Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C6.

Conductividad Térmica de Hidrocarburos Líquidos.



Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C7.

Conductividad Térmica de Materiales y Resistencia de Ensuciamiento de Fluidos.

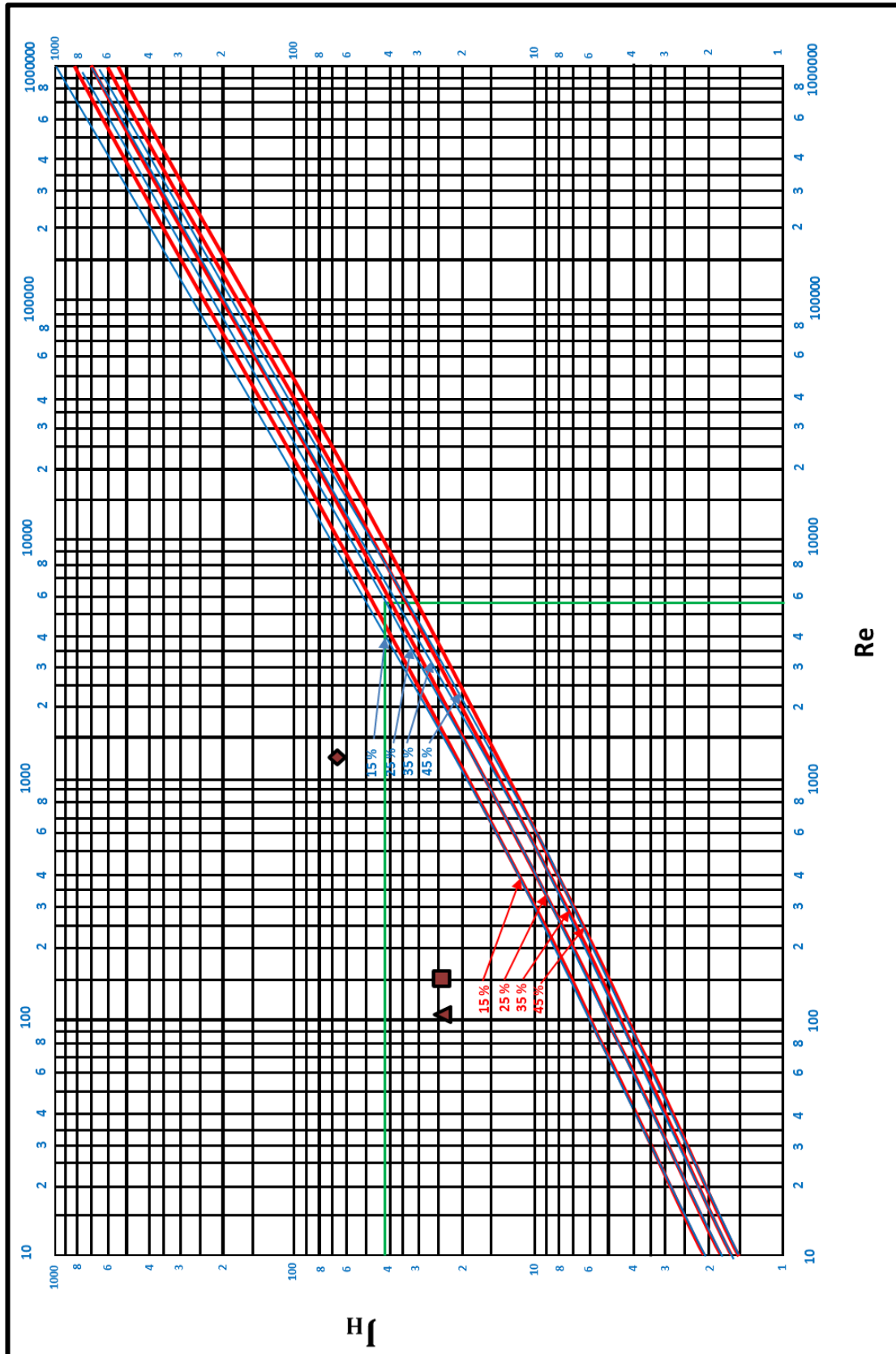
MATERIALES	CALOR ESPECIFICO	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA
	BTU/lbm-°F	BTU/hr-ft-°F
ALUMINO	0,21	117
HIERRO FUNDIDO	0,11	32,4
COBRE	0,092	224,4
HIERRO	0,11	35,76
PLOMO	0,031	20,16
MAGNESIO	0,25	90,96
NIQUEL	0,105	34,56
ACERO	0,11	26,4

FLUIDO	RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO
ACEITE COMBUSTIBLE	0,005
ACEITE PARA TRANSFORMADORES	0,001
ACEITE VEGETAL	0,003
GASOLEO LIGERO	0,002
GASOLEO PESADO	0,003
ASFALTO	0,005
GASOLINA	0,001
KEROSENO	0,001
ASFALTO Y RESIDUOS	0,01
ACEITE DE ENFRIAMIENTO	0,004

Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.

Anexo C8.

Coeficiente de Transferencia de Calor por la Carcaza.



Fuente: Universidad de Zulia. Facilidades de Superficie.