

ESCUELA POLITÉCNICA DEL EJÉRCITO

CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA

**REINGENIERÍA DE UN SISTEMA DE CALENTAMIENTO PARA LA
DESHIDRATACIÓN DE CRUDO A SER IMPLEMENTADO EN EL
CAMPO CUYABENO A CARGO DE PETROPRODUCCIÓN,
UBICADO EN LA PROVINCIA DE SUCUMBIOS.**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO MECÁNICO**

JORGE ARMANDO CHÁVEZ ASTUDILLO

DIEGO GUILLERMO YÁNEZ AGUILAR

DIRECTOR: ING. JUAN PABLO ALCOSER

CODIRECTOR: ING. ERNESTO SORIA

Sangolquí, 07 de Junio del 2010

CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO

El proyecto “REINGENIERÍA DE UN SISTEMA DE CALENTAMIENTO PARA LA DESHIDRATACIÓN DE CRUDO A SER IMPLEMENTADO EN EL CAMPO CUYABENO A CARGO DE PETROPRODUCCIÓN, UBICADO EN LA PROVINCIA DE SUCUMBIOS.” fue realizado en su totalidad por Jorge Armando Chávez Astudillo y Diego Guillermo Yáñez Aguilar, como requerimiento parcial para la obtención del título de Ingeniero Mecánico.

Ing. Juan Pablo Alcoser
DIRECTOR

Ing. Ernesto Soria
CODIRECTOR

Sangolquí, 07-Junio-2010

LEGALIZACIÓN DEL PROYECTO

**“REINGENIERÍA DE UN SISTEMA DE CALENTAMIENTO PARA LA
DESHIDRATACIÓN DE CRUDO A SER IMPLEMENTADO EN EL CAMPO
CUIBENO A CARGO DE PETROPRODUCCIÓN, UBICADO EN LA
PROVINCIA DE SUCUMBOS.”**

ELABORADO POR:

Jorge Armando Chávez Astudillo

Diego Guillermo Yáñez Aguilar

CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA

Ing. Emilio Tumipamba

DIRECTOR DE CARRERA

Sangolquí, 07-Junio-2010

DEDICATORIA

A mis queridos padres Guillermo y Gloria, quienes con mucho esfuerzo y sacrificio han sabido guiarme en todos los aspectos de mi vida y apoyarme siempre, para ser cada día mejor.

A mí querida esposa Nathaly, cuyo apoyo sentimental y emocional han sido el secreto de mis éxitos.

Diego Guillermo Yáñez Aguilar

A mis padres Rodrigo Chávez y Lupe Astudillo, a mis hermanos Fabián y Malena que han sido un pilar en mi vida, una guía y un ejemplo a seguir, gracias a su apoyo, su esfuerzo y su amor incondicional, he logrado cumplir la meta mas anhelada y seguir superándome cada día más para ser un buen ser humano y un excelente profesional.

A mis queridos sobrinos, Rodrigo, Rebeca, Fabiana, Antonio y Raquelita que tienen un porvenir muy provechoso.

Jorge Armando Chávez Astudillo

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por lograr alcanzar mi sueño de ser Ingeniero Mecánico y ser mi guía durante todos los días de mi vida.

A la empresa Petgas NCT, por auspiciar la ejecución de este proyecto.

A mi hermana Carolina y abuelita Rosita, por su apoyo incondicional y sincero.

Diego Guillermo Yáñez Aguilar

A Dios, por estar a mi lado dándome fuerzas para seguir adelante y superarme cada día, cumpliendo mis metas y sueños, dándome perseverancia y humildad.

A todos mis amigos de la Carrera de Ingeniería Mecánica entre ellos a Diego mi amigo y compañero de tesis.

A la Escuela Politécnica del Ejército, por darme la oportunidad de forjarme profesionalmente.

A la empresa Petgas NCT, por auspiciar y apoyar este proyecto de grado.

Jorge Armando Chávez Astudillo

ÍNDICE DE CONTENIDOS

CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO	ii
LEGALIZACIÓN DEL PROYECTO	iii
DEDICATORIA	iii
AGRADECIMIENTOS	v
ÍNDICE DE CONTENIDOS	vi
ÍNDICE DE TABLAS	x
ÍNDICE DE FIGURAS	xii
ÍNDICE DE ANEXOS	xiii
NOMENCLATURA DISEÑO TÉRMICO	xiv
NOMENCLATURA DISEÑO MECÁNICO	xvii
RESUMEN	xxiv
CAPÍTULO 1	1
GENERALIDADES	1
1.1 PRESENTACIÓN	1
1.2 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA	1
1.3 JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA	2
1.4 OBJETIVOS	4
1.4.1 GENERAL	4
1.4.2 ESPECÍFICOS	4
1.5 ALCANCE	5
CAPÍTULO 2	7
MARCO CONCEPTUAL	7
2.1 ORIGEN Y FORMACIÓN DEL PETRÓLEO	7
2.2 CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO Y GAS NATURAL	8
2.2.1. POR SU COMPOSICIÓN QUÍMICA	8
2.2.2. POR SU CLASIFICACIÓN API	9
2.2.3. POR SU VISCOSIDAD	11
2.2.4. OTRAS CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO	12
2.2.5. CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL	12
2.3 OPERACIONES DE SUPERFICIE	13
2.3.1. SISTEMA DE RECOLECCIÓN	13
2.3.1.1. Cabezal del Pozo	14
2.3.1.2. Líneas de Flujo	14
2.3.1.3. Manifold de Producción	15
2.3.1.4. Estaciones de recolección y separación	15
2.3.1.5. Plantas de tratamiento de Petróleo	16

2.3.1.6. Proceso de tratamiento del Gas	16
2.3.1.7. Sistema de tratamiento de aguas de formación	16
2.3.2. INYECCIÓN DE QUÍMICOS	18
2.4 DESHIDRATACIÓN DEL PETRÓLEO	18
2.4.1. FORMACIÓN DE EMULSIONES	19
2.4.2. FACTORES DE INFLUENCIA EN LA FORMACIÓN DE EMULSIONES	20
2.4.2.2. Agentes Emulsionantes	20
2.4.2.3. Fases de una emulsión	21
2.5 MÉTODOS DE TRATAMIENTO DE DESHIDRATACIÓN	22
2.5.1. TRATAMIENTO QUÍMICO	22
2.5.1.1. Rangos de dosificación	23
2.5.1.2. Selección del tipo de demulsificante	23
2.5.1.3. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Químico	24
2.5.2. TRATAMIENTO GRAVITACIONAL	24
2.5.2.1. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Gravitacional	25
2.5.3. TRATAMIENTO ELECTROSTÁTICO	26
2.5.3.1. Principio electrostático de coalescencia	26
2.5.3.2. Características de un coalescedor electrostático	26
2.5.3.3. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Electrostático	27
2.5.4. TRATAMIENTO TÉRMICO	28
2.5.4.1. Intercambiadores de Calor	29
2.5.4.2. Calentadores Directos	29
2.5.4.3. Calentadores Indirectos	29
2.5.4.4. Tratadores Térmicos	30
2.5.4.5. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Térmico	30
2.5.5. ANÁLISIS DE SELECCIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE DESHIDRATACIÓN.	33
2.5.5.1. Criterios de Evaluación	34
2.5.5.1.1. Eficiencia Térmica	35
2.5.5.1.2. Costos Asociados	35
2.5.5.1.3. Seguridad y Riesgos	35
2.5.5.1.4. Mantenimiento	35
2.5.5.2. Selección del sistema de calentamiento	35
CAPÍTULO 3	39
VISUALIZACIÓN E INGENIERÍA CONCEPTUAL	39
3.1 UBICACIÓN Y CONDICIONES DE OPERACIÓN	39
3.2 DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS	40
3.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN	41
3.3.1. TIPO DE QUÍMICOS INYECTADOS	43
3.4 VARIABLES DEL PROCESO ACTUAL	45
3.4.1. CARACTERIZACIÓN DE CRUDO	48
3.4.2. CROMATOGRAFÍA DEL GAS	52
3.4.3. ANÁLISIS FÍSICO-QUÍMICO DEL AGUA	54
3.4.4. BALANCE DE MASAS	56

3.5	EVALUACIÓN PARA LA REINGENIERÍA DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO	58
3.5.1.	INTERCAMBIADOR DE CALOR	58
3.5.1.1.	Tubos de transferencia de calor	65
3.5.1.1.1.	Configuración de los tubos	65
3.5.1.1.2.	Longitud de los tubos	66
3.5.1.1.3.	Diámetro de los tubos	66
3.5.1.2.	Espejos	68
3.5.1.3.	Deflectores	69
3.5.1.4.	Cabezal	69
3.5.1.5.	Relación de Temperaturas	70
3.5.2.	SELECCIÓN DEL FLUIDO DE TRABAJO	70
CAPÍTULO 4		75
INGENIERÍA BÁSICA		75
4.1.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACION SELECCIONADO	75
4.2.	DISEÑO TÉRMICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	76
4.3.1.	PREMISAS DE DISEÑO	77
4.3.1.1.	Asignación de los Fluidos	77
4.3.1.2.	Condiciones de Proceso	78
4.3.1.3.	Consideraciones	79
4.3.2.	PROCEDIMIENTO DE DISEÑO	79
4.3.2.1.	Balace de Calor	79
4.3.2.2.	Diferencia Verdadera de Temperatura (DMT)	81
4.3.2.3.	Coeficientes de Película	83
4.3.2.3.1.	Temperaturas Calóricas	87
4.3.2.3.2.	Temperatura en la pared del tubo	89
4.3.2.3.3.	Corrección por viscosidad	91
4.3.2.3.4.	Factores de impurezas	92
4.3.2.3.5.	Coeficientes de película lado de los tubos	93
4.3.2.3.6.	Coeficientes de película lado de la coraza	98
4.3.2.4.	Caída de presión por el lado de los tubos	103
4.3.2.5.	Caída de presión por el lado de la coraza	105
4.3.2.6.	Eficiencia del intercambiador de calor	106
4.3.3.	MEMORIA DE CÁLCULO	107
4.3.	DISEÑO MECÁNICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	122
4.3.1.	CÁLCULO DE ESPESORES DEL CUERPO Y CABEZA	122
4.3.1.1.	Espesor de la Coraza	127
4.3.1.2.	Espesor del Canal	127
4.3.1.3.	Espesor de Cabeza	127
4.3.2.	BOCAS, REFUERZOS, ACOPLER, BRIDAS, ESPEJOS, DEFLECTORES, TIRANTES, ESPACIADORES, PLACA DIVISORA DE PASOS.	128
4.3.2.1.	Bocas, Refuerzos y Acoples	128
4.3.2.2.	Bridas	136
4.3.2.3.	Espejos	146

4.3.2.4. Deflectores y Placas de soporte	149
4.3.2.5. Tirantes y Espaciadores	151
4.3.2.6. Placa divisora de pasos	151
4.3.3. SILLAS Y OREJAS DE IZAJE	152
4.3.3.1. Sillas	152
4.3.3.2. Orejas de Izaje	153
4.3.4. MEMORIA DE CÁLCULO	153
4.4. PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	200
4.4.1. OPERACIÓN	200
4.4.2. MANTENIMIENTO	202
4.5. SELECCIÓN DEL CALENTADOR	205
4.5.1. GENERALIDADES	205
4.5.2. CRITERIOS DE SELECCIÓN	206
4.5.2.1. Eficiencia Térmica	206
4.5.2.2. Costos Asociados	206
4.5.2.3. Seguridad y Riesgos	206
4.5.2.4. Mantenimiento	207
4.5.3. SELECCIÓN DEL CALENTADOR	207
4.5.4. DIMENSIONAMIENTO ESTIMADO DEL CALENTADOR	208
4.5.5. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS	214
4.6. EQUIPOS AUXILIARES	218
4.6.1. RECIPIENTE DE EXPANSIÓN DE ACEITE TÉRMICO	218
4.6.1.1. Dimensionamiento	219
4.6.2. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE TÉRMICO	223
4.6.2.1. Dimensionamiento	224
4.7. SISTEMA DE TUBERÍAS	225
4.7.1. CONSIDERACIONES GENERALES	225
4.7.1.1. Ruteo de Tubería	225
4.7.1.2. Revestimiento y Aislamiento	228
4.7.1.3. Verificación de la Clase (Rating) para las Bridadas	228
4.7.1.4. Pruebas Hidrostáticas	229
4.7.2. SELECCIÓN DEL MATERIAL	229
4.7.3. CÁLCULO DE ESPESORES DE TUBERIA	232
4.7.4. SELECCIÓN DE BOMBAS	238
4.7.5.1. Pérdidas de presión debida a la fricción y caída de presión	239
4.7.5.2. Determinación de la altura dinámica	252
4.7.5.3. Determinación de la potencia hidráulica	253
4.7.5.4. Altura de succión positiva de la bomba disponible (NPSH)	253
4.7.5.5. Resumen de selección	255
4.7.5. SELECCIÓN DE VÁLVULAS Y ACCESORIOS	256
4.8. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL REQUERIDA	257
4.8.1. VARIABLES DE PROCESO	257
4.8.2. SÍMBOLOS DE INSTRUMENTACIÓN	258
CAPÍTULO 5	259
ANÁLISIS ECONÓMICO Y FINANCIERO	259
5.1 CONCEPTOS GENERALES	259

5.1.1. FLUJO DE CAJA	259
5.1.2. VALOR ACTUAL NETO (VAN)	259
5.1.3. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)	260
5.1.4. COSTO – BENEFICIO (B/C)	261
5.2 ANÁLISIS DE BENEFICIOS	262
5.3 ANÁLISIS DE INVERSIÓN Y GASTOS OPERATIVOS	269
5.3.1. INVERSION DEL PROYECTOS	269
5.3.2. GASTOS OPERATIVOS	271
5.3.3. FLUJO DE CAJA DIFERENCIAL	272
5.4 ANÁLISIS DE INDICADORES FINANCIEROS	277
5.4.1. RESULTADOS	279
CAPÍTULO 6	281
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	281
6.1. CONCLUSIONES	281
6.2. RECOMENDACIONES	284
BIBLIOGRAFÍA	286

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 2.1: CONVERSIÓN GRADOS API A GRAVEDAD ESPECÍFICA	10
TABLA 2.2: VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TRATAMIENTO QUÍMICO	24
TABLA 2.3: VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TRATAMIENTO GRAVITACIONAL	25
TABLA 2.4: VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TRATAMIENTO ELECTROSTÁTICO	27
TABLA 2.5: VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL TRATAMIENTO TÉRMICO	30
TABLA 2.6: PONDERACIÓN DE FACTORES	34
TABLA 2.7: EVALUACIÓN DE LA OPCIÓN FRENTE AL FACTOR	34
TABLA 2.8: PONDERACIÓN DE LOS CRITERIOS DE EVALUACIÓN	36
TABLA 2.9: PUNTAJE DE CADA OPCIÓN	37
TABLA 3.1: CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN	40
TABLA 3.2: CONDICIONES AMBIENTALES	40
TABLA 3.3: TIPO DE QUÍMICOS INYECTADOS	44
TABLA 3.4: PARÁMETROS MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN	45
TABLA 3.5: PARÁMETROS SEPARADOR DE PRODUCCIÓN Y PRUEBA	46
TABLA 3.6: PARÁMETROS TANQUES	47
TABLA 3.7: CARACTERIZACIÓN DE CRUDO	49
TABLA 3.8: CROMATOGRAFÍA DEL GAS	52
TABLA 3.9: ANÁLISIS FÍSICO-QUÍMICO DEL AGUA DE FORMACIÓN	55
TABLA 3.10: PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN	56
TABLA 3.11: PRODUCCIÓN ESTIMADA	57
TABLA 3.12: TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR TUBOS Y CORAZA	59

TABLA 3.13: ESPACIADO ENTRE TUBOS PARA LAS DIFERENTES CONFIGURACIONES	66
TABLA 3.14: DIÁMETROS DE TUBERÍA Y CALIBRE PARA ALGUNOS MATERIALES Y ALEACIONES	66
TABLA 4.1: ASIGNACIÓN DE FLUJOS	77
TABLA 4.2: DATOS DE PROCESO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	79
TABLA 4.3: PONDERACIÓN DE LOS CRITERIOS DE EVALUACIÓN (SELECCIÓN DEL CALENTADOR)	207
TABLA 4.4: PUNTAJE DE CADA OPCIÓN (SELECCIÓN DEL CALENTADOR)	208
TABLA 4.5: DIMENSIONAMIENTO DEL CALENTADOR	210
TABLA 4.6: RANGO ESTÁNDAR DE CALOR PARA LOS TUBOS	211
TABLA 4.7: DIMENSIONES Y ALTURAS DEL RECIPIENTE DE EXPANSIÓN	223
TABLA 4.8: PROFUNDIDAD MÍNIMA (TOP) PARA TUBERÍAS ENTERRADAS	227
TABLA 4.9: CLASE DE CONEXIONES BRIDADAS	229
TABLA 4.10: MATERIALES DEL SISTEMA DE TUBERÍAS PARA CLASE 150	230
TABLA 4.11: MATERIALES DEL SISTEMA DE TUBERÍAS PARA CLASE 300	231
TABLA 4.12: FACTOR DE CALIDAD PARA UNIONES SOLDADAS DE TUBERÍAS, Y FITTINGS	233
TABLA 4.13: VALORES DE COEFICIENTE Y PARA $T < DE_T/6$	234
TABLA 4.14: DIÁMETROS DE TUBERÍA DE SERVICIO CLASE 150#	234
TABLA 4.15: RESUMEN DE ESPESORES PARA TUBERÍA CLASE 150#	235
TABLA 4.16: DIÁMETROS DE TUBERÍA DE SERVICIO CLASE 300#	236
TABLA 4.17: RESUMEN DE ESPESORES PARA TUBERÍA CLASE 300#	236
TABLA 4.18: RESUMEN DE ESPESORES DE TUBERÍA DE PROCESOS	237
TABLA 4.19: PROPIEDADES DEL FLUIDO A LA ENTRADA DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN	245
TABLA 4.20: PROPIEDADES DEL FLUIDO A LA ENTRADA DE LA BOMBA DE REPOSICIÓN	245
TABLA 4.21: PROPIEDADES GEOMÉTRICAS DE LAS TUBERÍAS PARA EL CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DEBIDA A LA FRICCIÓN	245
TABLA 4.22: PÉRDIDAS EN VÁLVULAS Y ACCESORIOS (BOMBA DE RECIRCULACIÓN)	247
TABLA 4.23: PÉRDIDAS EN VÁLVULAS Y ACCESORIOS (BOMBA DE REPOSICIÓN)	247
TABLA 4.24: PÉRDIDAS DEBIDO A LA FRICCIÓN EN LAS TUBERÍAS (LÍNEAS DE RECIRCULACIÓN)	248
TABLA 4.25: PÉRDIDAS DEBIDO A LA FRICCIÓN EN LAS TUBERÍAS (LÍNEAS DE REPOSICIÓN)	248
TABLA 4.26: CAÍDAS DE PRESIÓN EN LAS TUBERÍAS (LÍNEAS DE RECIRCULACIÓN)	249
TABLA 4.27: CAÍDAS DE PRESIÓN EN LAS TUBERÍAS (LÍNEAS DE REPOSICIÓN)	249
TABLA 4.28: RESUMEN DE SELECCIÓN DE BOMBAS	255
TABLA 4.29: ESPECIFICACIÓN DE VÁLVULAS BRIDADAS	256
TABLA 5.1: DIÁMETRO DE GOTA DE AGUA	263
TABLA 5.2: INYECCIÓN DE QUÍMICOS-CANTIDAD	265
TABLA 5.3: INVERSIÓN TOTAL	270

TABLA 5.4: GASTOS OPERATIVOS	272
TABLA 5.5: FLUJO DE CAJA (CASO ACTUAL)	273
TABLA 5.6: FLUJO DE CAJA (CASO PROPUESTO)	274
TABLA 5.7: FLUJO DE CAJA DIFERENCIAL	276
TABLA 5.8: FLUJO NETO DE FONDOS	278
TABLA 5.9: RENTABILIDAD	278

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 2.1: PROCESO DE FORMACIÓN DEL PETRÓLEO	7
FIGURA 2.2: ESQUEMA DE UN SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE UN POZO	14
FIGURA 2.3: MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN	15
FIGURA 2.4: ESQUEMA GENERAL DE UN SISTEMA DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE UN CAMPO PETROLERO	17
FIGURA 2.5: MICROFOTOGRAFÍA DE UNA EMULSIÓN AGUA – PETRÓLEO	19
FIGURA 2.6: ESTIMACIÓN DE AGUA EMULSIONADA CONTENIDA EN PETRÓLEO (NATCO, 1981)	21
FIGURA 2.7: COALESCEDOR ELECTROSTÁTICO	27
FIGURA 3.1: UBICACIÓN GEOGRÁFICA CAMPO CUYABENO	39
FIGURA 3.2: ESQUEMA MEZCLADOR ESTÁTICO	42
FIGURA 3.3: CALENTADOR ACTUAL INSTALADO EN LA ESTACIÓN DE CUYABENO	42
FIGURA 3.4: SISTEMA DE INYECCIÓN DE QUÍMICOS	45
FIGURA 3.5: MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN	46
FIGURA 3.6: SEPARADORES DE PRODUCCIÓN Y PRUEBA	47
FIGURA 3.7: TANQUE DE LAVADO Y BOTA DESGASIFICADORA	48
FIGURA 3.8: INGRESO DATOS DE PROPIEDADES CRUDO EN HYSYS	50
FIGURA 3.9: INGRESO DATOS DE CURVA DE DESTILACIÓN EN HYSYS	50
FIGURA 3.10: CURVA DE DESTILACIÓN DEL CRUDO CUYABENO	51
FIGURA 3.11: INGRESO DATOS DE GOR EN ADJ-3	54
FIGURA 3.12: DATOS DE COMPOSICIÓN DE GAS AJUSTADA POR HYSYS	54
FIGURA 3.13: INGRESO DATOS DE BSW EN ADJ-4	56
FIGURA 3.14: CARACTERIZACIÓN DE FLUJO MULTIFÁSICO CUYABENO	58
FIGURA 3.15: NOMENCLATURA TEMA	61
FIGURA 3.16: ELEMENTOS MECÁNICOS INTERCAMBIADOR TEMA AES	62
FIGURA 3.17: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA	63
FIGURA 3.18: FLUJO DE FLUIDOS EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA	64
FIGURA 3.19: CONFIGURACIÓN PARA LOS TUBOS DE TRANSFERENCIA	65
FIGURA 3.20: ESPEJOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	68
FIGURA 3.21: DETALLE DE LOS DEFLECTORES SEGMENTADOS	69
FIGURA 3.22: RELACIÓN DE TEMPERATURAS EN UN INTERCAMBIADOR DE CALOR 1-2 CON ARREGLOS CONVENCIONAL DE BOQUILLAS	70
FIGURA 3.23: ESQUEMA GENERAL PARA SIMULACIÓN DE SISTEMA DE CALENTAMIENTO	72

FIGURA 4.1: ASIGNACIÓN DE LOS FLUJOS DENTRO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	78
FIGURA 4.2: RESISTENCIAS TÉRMICAS ASOCIADAS A LA TRANSFERENCIA DE CALOR	84
FIGURA 4.3: REPRESENTACIÓN DE LOS FACTORES DE INCRUSTACIÓN EN LA TUBERÍA DE TRANSFERENCIA DE CALOR	92
FIGURA 4.4: DIÁMETRO EQUIVALENTE	100
FIGURA 4.5: DISTRIBUCIÓN DE LOS ESFUERZOS EN UN RECIPIENTE A PRESIÓN	123
FIGURA 4.6: INGRESO DATOS DE PROCESO AL PROGRAMA HTRI XCHANGER SUITE	152
FIGURA 4.7: DISTANCIA ENTRE SILLAS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	153
FIGURA 4.8: PROCEDIMIENTO DE PUESTA EN MARCHA DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR	201
FIGURA 4.9: PROCEDIMIENTO DE PARADO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR	202
FIGURA 4.10: COLOCACIÓN DEL ANILLO DE PRUEBA	203
FIGURA 4.11: PROCEDIMIENTO PARA REALIZAR EL MANTENIMIENTO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR	205
FIGURA 4.12: DIMENSIONES DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE THERMINOL	224
FIGURA 4.13: CONFIGURACIÓN PARA TUBERÍA ENTERRADA	227
FIGURA 4.14: SISTEMA DE CALENTAMIENTO	239
FIGURA 4.15: RUTEO ESQUEMÁTICO DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO	244
FIGURA 5.1: AJUSTE DE CURVA PARA TAMAÑO DE GOTA	264

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO 1: Tablas para la simulación en HYSYS
ANEXO 2: Tablas y figuras para el diseño térmico y mecánico
ANEXO 3: Matriz de evaluación
ANEXO 4: Hojas de Datos
ANEXO 5: Listas de materiales
ANEXO 6: Plano de simbología para PI&D
ANEXO 7: Planos del proceso actual
ANEXO 8: Planos del proceso seleccionado
ANEXO 9: Planos del intercambiador de calor
ANEXO 10: Planos de tubería
ANEXO 11: Carta de conformidad

NOMENCLATURA DISEÑO TÉRMICO

Q_C	Calor adquirido del crudo
Q_a	Calor transferido del aceite
Q	Flujo de calor requerido para el sistema
Ma_C	Flujo másico del crudo
ma_a	Flujo másico del aceite
C_{pC}	Calor específico del crudo
cp_a	Calor específico del aceite
T_{iC}	Temperatura de crudo a la entrada del intercambiador de calor
T_{ia}	Temperatura de aceite térmico a la entrada del intercambiador de calor
T_{oC}	Temperatura de crudo a la salida del intercambiador de calor
T_{oa}	Temperatura de aceite térmico a la salida del intercambiador de calor
ΔT_C	Diferencia de temperatura del crudo
ΔT_a	Diferencia de temperatura del aceite
Δt_C	Diferencia de temperatura en la terminal fría
Δt_h	Diferencia de temperatura en la terminal caliente
T_{cC}	Temperatura calórica del crudo
T_{ca}	Temperatura calórica del aceite
t_w	Temperatura en la pared exterior del tubo de transferencia
T_p	Temperatura en la pared interior del tubo de transferencia
DMLT	Diferencia media logarítmica de temperaturas
F_t	Factor de corrección de DMLT
R	Relación de capacidades térmicas
S	Coefficiente de efectividad
DMT	Diferencia verdadera de temperatura
R_T	Resistencia total térmica de transferencia de calor
$R_{1_{cond}}$	Resistencia Térmica de conducción (fluido frío)
R_{conv}	Resistencia Térmica de convección (pared del tubo)
$R_{2_{cond}}$	Resistencia Térmica de conducción (fluido caliente)
h_{iC}	Coefficiente de película lado de los tubos

h_{io}	Coeficiente de película lado de los tubos corregido
h_{ia}	Coeficiente de película lado de la coraza
h_{oi}	Coeficiente de película lado de la coraza corregido
De_t	Diámetro externo del tubo de transferencia de calor
Di_t	Diámetro interno del tubo de transferencia de calor
U_i	Coeficiente global de transferencia de calor, lado de los tubos
U_o	Coeficiente global de transferencia de calor, lado de la coraza
U	Coeficiente global de transferencia de calor
F_c	Fracción calórica
K_c	Factor de temperatura calórica
r	Relación de diferencia de temperaturas (terminal fría y caliente)
ϕ_t	Corrección por viscosidad en el interior de la tubería
ϕ_s	Corrección por viscosidad en el exterior de la tubería
ν_c	Viscosidad del crudo a la temperatura calórica
ν_a	Viscosidad del aceite a la temperatura calórica
ν_w	Viscosidad del aceite a la temperatura de la pared externa del tubo
ν_p	Viscosidad del crudo a la temperatura de la pared interna del tubo
A	Área de transferencia de calor
L_t	Longitud de los tubos
N_t	Número de tubos
Np_t	Número de pasos
B	Espaciado entre baffles
NB	Número de baffles
De_s	Diámetro equivalente de los tubos
Di_s	Diámetro interno de la coraza
a_t	Área transversal del tubo de transferencia.
a_{ft}	Área de flujo lado de los tubos
G_c	Masa-Velocidad del flujo de crudo
Re_c	Número de Reynolds del flujo de crudo
Nu_c	Número de Nusselt del flujo de crudo
Pr_c	Número de Prandtl del flujo de crudo

a_s	Área de flujo lado de la coraza
G_a	Masa-Velocidad del flujo de aceite
Re_a	Número de Reynolds del flujo de aceite
Nu_a	Número de Nusselt del flujo de aceite
Pr_a	Número de Nusselt del flujo de aceite
K_a	Conductividad térmica del aceite
ΔP_t	Pérdida de presión en los tubos
ΔP_r	Pérdida de presión por cambio de dirección en los tubos
ΔP_T	Pérdida de presión total en los tubos
ΔP_s	Pérdida de presión lado de la coraza
C_v	Cabeza de velocidad
Sg_c	Gravedad específica del crudo
Sg_a	Gravedad específica del aceite
f_c	Factor de fricción lado de los tubos
f_a	Factor de fricción lado de la coraza
Q_{real}	Calor transferido real
Q_{max}	Calor transferido máximo posible
C_{min}	Capacidad de calor máxima
C_{max}	Capacidad de calor mínima
ε	Eficiencia del intercambiador de calor

NOMENCLATURA DISEÑO MECÁNICO

A	Área requerida de refuerzo de boquillas, (in ²)
A1	Área de refuerzo disponible en el cuerpo, (in ²)
A.1	Área de medio círculo para deflectores, (in)
A11	Área de refuerzo disponible en el cuerpo 1, (in ²)
A12	Área de refuerzo disponible en el cuerpo 2, (in ²)
A2	Área de refuerzo disponible en la boquilla, (in ²)
A2	Área de triángulos superiores en deflectores, (in)
A21	Área de refuerzo disponible en la boquilla 1, (in ²)
A22	Área de refuerzo disponible en la boquilla 2, (in ²)
A3	Área de arcos en deflectores, (in)
A4	Área de tubos de la sección de deflector, (in)
A41	Área de refuerzo disponible en la soldadura 1, (in ²)
A42	Área de refuerzo disponible en la soldadura 2, (in ²)
A5	Área de refuerzo disponible en la placa de refuerzo, (in ²)
Aa	Área de flujo para fluido de trabajo, (in ²)
Ab	Menor área de sección de esfuerzo de los pernos, (in ²)
AbT	Área total de sección de los pernos – diámetro raíz, (in ²)
Ac	Área de flujo par fluido frío, (in ²)
A _{d2hb}	Área de sección al menor diámetro de los pernos, (in ²)
A _{disp}	Área de refuerzo disponible, (in ²)
Af	Área de flujo transversal entre deflectores, (in ²)
Am	Área de sección total requerida de los pernos, (in ²)
Am1	Área de sección total de los pernos en condiciones de operación, (in ²)
Am2	Área de sección total de los pernos en condiciones de ajuste de empaque,
As	Dimensión de sillas, (in)
Av	Área de ventana, (in)
b	Ancho efectivo del empaque, (in)
B	Diámetro interno de bridas, (in)
B1	Lado triángulo de deflector, (in)

bo	Ancho básico del asiento del empaque, (in)
Bs	Dimensión de sillas, (in)
BWG	Calibre seleccionado de tubos para transferencia
C	Diámetro para ubicación de pernos en bridas, (in)
Caa	Caudal de fluido de trabajo, (ft ³ /h)
CAC	Sobrespesor de corrosión en el canal, (in)
Cac	Caudal de fluido de frío, (ft ³ /h)
Caca	Sobrespesor de corrosión en la cabeza, (in)
Cacf	Sobrespesor de corrosión en el cabezal flotante, (in)
CAnc	Sobrespesor de corrosión en boquillas coraza, (in)
Canca	Sobrespesor de corrosión en boquillas canal, (in)
CAs	Sobrespesor de corrosión en la coraza, (in)
Ccr	Factor de fijación de la cubierta removible
CLT	Círculo mínimo para el arreglo de tubos
Cs	Dimensión de sillas, (in)
Da	Diámetro de la boquilla de la coraza, (in)
Dc	Diámetro de boquilla lado canal, (in)
Dec	Diámetro externo del canal, (in)
Deef	Diámetro externo del espejo, (in)
Deem	Diámetro externo del empaque, (in)
Defca	Diámetro externo del faldón de la cabeza, (in)
Defcf	Diámetro externo del faldón del cabezal flotante, (in)
Denc	Diámetro externo de las boquillas, (in)
Des	Diámetro externo de la coraza, (in)
Det	Diámetro externo de los tubos, (in)
dh	Diámetro de agujero para pernos, (in)
Dic	Diámetro interno del canal, (in)
Dica	Diámetro interno de la cabeza, (in)
Dicf	Diámetro interno del cabezal flotante, (in)
Diem	Diámetro interior del empaque/cabeza flotante, (in)
d _{inc}	Diámetro interno de boquillas, (in)

Dis	Diámetro interno de la coraza, (in)
Dit	Diámetro interno de los tubos, (in)
Dm	Diámetro de deflector, (in)
Dmef	Diámetro macho del espejo flotante
Do	Dimensiones de orejas de izaje, (in)
Dp	Diámetro de la placa de refuerzo, (in)
dp	Diámetro de pernos en bridas, (in)
dr	Diámetro menor para pernos
drc	Diámetro
Ds	Dimensión de sillas, (in)
Ec	Eficiencia de junta en el canal
Eca	Eficiencia de la junta para cabeza
Ecf	Eficiencia de junta en el cabezal flotante
Ecf	Eficiencia de la cabeza flotante
Enc	Eficiencia de junta para las boquillas, (psi)
Enc	Eficiencia de junta de las boquillas coraza
Enca	Eficiencia de junta de las boquillas canal
Es	Eficiencia de junta en la coraza
Es	Dimensión de sillas, (in)
Et	Eficiencia de tubos de transferencia
et	Espesor usado para los tubos, (in)
F	Factor de corrección
fr1	Factor de corrección de esfuerzos
fr2	Factor de corrección de esfuerzos
fr4	Factor de corrección de esfuerzos
G	Diámetro de localización de la reacción del empaque, (in)
Gs	Espesor de la placa de las sillas, (in)
H	Fuerza hidrostática final, (lb)
H _D	Carga hidrostática final en el área interior de la brida, (lb)
h _D	Brazo de palanca de H _D , (in)
Hd	Altura de corte en deflectores, (in)

H_G	Carga del empaque, (lb)
h_G	Distancia radial entre el diámetro de centros de los pernos y el de localización de la reacción del empaque, (in)
H_o	Dimensiones de orejas de izaje, (in)
H_p	Carga total de compresión sobre la superficie de la junta, (lb)
H_T	Diferencia entre H y H_D , (lb)
h_T	Brazo de palanca de H_T , (in)
K	Relación de diámetros externo e interno de la brida
k_s	Espesor placa soporte para aplomo de silla, (in)
L	Corona, radio de bombeo (in)
leg_{41}	Altura del filete de soldadura 41 en el refuerzo
leg_{42}	Altura del filete de soldadura 41 en el refuerzo
L_o	Dimensiones de orejas de izaje, (in)
m	Factor de empaque
mac	Rata de flujo crudo, (lb/h)
mac	Rata de flujo aceite térmico, (lb/h)
M_D	Momento debido a la fuerza hidrostática final, (in-lb)
M_G	Momento debido a la carga del empaque, (in-lb)
M_o	Momento total actuante sobre la, (in-lb)
M_T	Momento debido a la diferencia entre carga hidrostática final total y carga interna, (in-lb)
N	Ancho del empaque, (in)
N_d	Número de deflectores
N_p	Número de pernos
N_p	Número de pernos en bridas
N_t	Número de tubos para la sección de deflector, (in)
nt	Número de tirantes
\varnothing_a	Diámetro nominal de la boquilla de la coraza, (in)
\varnothing_c	Diámetro nominal de la boquilla del canal, (in)
$\varnothing_{d_{gfc}}$	Diámetro externo de contacto del empaque, (in)
\varnothing_p	Diámetro de perno para sillas, (in)

Øt	Diámetro de tirante, (in)
Pd	Paso de deflectores, (in)
Pds	Presión de diseño en la coraza/canal, (psi)
Pds	Presión de diseño de las boquillas, (psi)
Pdt	Presión de diseño en los tubos, (psi)
Pgs	Presión de ajuste para empaques, (°F)
Phc	Presión de prueba hidrostática en el canal, (psi)
Phcf	Presión de prueba hidrostática en la cabeza flotante, (psi)
Phs	Presión de prueba hidrostática en la coraza, (psi)
r	Radio de rebordeo, (in)
Rfc	Radio final interno del canal, (in)
Rfca	Radio final interno de la cabezal, (in)
Rffca	Radio final interno del faldón de la cabezal, (in)
Rffcf	Radio final interno del faldón cabezal flotante, (in)
Rfs	Radio final interno de la coraza, (in)
R _{nc}	Radio interno de boquillas, (in)
Ro	Radio inicial de curvatura
Ro	Dimensiones de orejas de izaje, (in)
Sb	Esfuerzo máximo de pernos en operación, (psi)
Sc	Máximo esfuerzo permisible del canal, (psi)
Sca	Máximo esfuerzo permisible de la cabeza, (psi)
Scf	Máximo esfuerzo permisible del cabezal flotante, (psi)
Scr	Máximo esfuerzo permisible de la cubierta removible, (psi)
Sfop	Esfuerzo máximo de la brida en operación, (psi)
Snc	Máximo esfuerzo permisible de las boquillas coraza, (psi)
Snca	Máximo esfuerzo permisible de las boquillas canal, (psi)
Snop	Esfuerzo máximo del cuerpo en operación, (psi)
Sp	Máximo esfuerzo permisible de los refuerzos de la coraza, (psi)
Ss	Máximo esfuerzo permisible de la coraza, (psi)
St	Máximo esfuerzo permisible de los tubos, (psi)
t.ca	Espesor requerido de la cabeza, (in)

t.fca	Espesor requerido por el faldón de la cabeza, (in)
tc	Espesor usado del canal, (in)
tca	Espesor usado para la cabeza, (in)
tcf	Espesor usado del cabezal flotante, (in)
Td	Temperatura de diseño, (°F)
tfca	Espesor usado por el faldón de la cabeza, (in)
T _{GS}	Espesor usado de la brida en condiciones de ajuste de empaque, (in)
Tgs	Temperatura de ajuste de empaques, (°F)
Tia	Temperatura de entrada fluido caliente, (°F)
Tia	Temperatura de salida fluido caliente, (°F)
Tic	Temperatura de entrada fluido frío, (°F)
tm	Espesor usado en el deflector, (in)
t _{nc1}	Espesor requerido por las cargas para la boquilla coraza, (in)
t _{nc2a}	Espesor requerido por el cuerpo para la boquilla coraza, (in)
t _{nc2b}	Espesor de tubería estándar para la boquilla coraza, (in)
t _{nca1}	Espesor requerido por las cargas para la boquilla canal, (in)
t _{nca2a}	Espesor requerido por el cuerpo para la boquilla canal, (in)
t _{nca2b}	Espesor de tubería estándar para la boquilla canal, (in)
t _{ncnom}	Espesor requerido por las boquillas, (in)
To	Dimensiones de orejas de izaje, (in)
Toc	Temperatura de salida fluido frío, (°F)
t _{op}	Espesor usado de la brida en condiciones de operación, (in)
Top	Temperatura de operación, (°F)
tp	Espesor usado de refuerzo, (in)
trc	Espesor requerido del canal, (in)
t _{rn}	Espesor requerido en la pared de la boquilla, (in)
Trop	Espesor requerido de la brida, (in)
trs	Espesor requerido de la coraza, (in)
ts	Espesor usado de la coraza, (in)
tstd	Espesor estándar de tubería de la boquilla lado coraza, (in)
tt	Espesor requerido de los tubos, (in)

Va	Velocidad del fluido de entrada a la coraza, (m/s)
Vc	Velocidad mínima en líneas de flujo, (m/s)
Wgs	Carga de los pernos en condiciones de ajuste de empaque, (lb)
Wic	Peso estimado del equipo lleno de agua, (in)
Wm1	Mínima carga requerida por los pernos en condiciones de operación, (lb)
Wm2	Mínima carga requerida por los pernos en condiciones de ajuste de empaque, (lb)
Wop	Carga de los pernos en condiciones de operación, (lb)
Xc	Máxima elongación de la fibra externa en el canal
Xca	Máxima elongación de la fibra externa en la cabeza
Xcf	Máxima elongación de la fibra externa en el cabezal flotante
Xfca	Máxima elongación de la fibra externa en el faldón de cabeza
Xfcf	Máxima elongación de la fibra externa en del faldón cabezal flotante
Xs	Máxima elongación de la fibra externa en la coraza
y	Carga de ajuste unitario del empaque, (psi)
Y	Factor en función de K
α	Ángulo de apoyo para distanciamiento de sillas
pa	Densidad del fluido de trabajo, (lb/ft ³)
pc	Densidad del fluido de frío, (lb/ft ³)

RESUMEN

La industria petrolera es uno de los sectores productivos más importantes para el país, ya que la comercialización de petróleo y sus derivados aporta significativamente en términos económicos para el presupuesto de la nación, sin embargo las facilidades de producción ubicadas en los campos petroleros de Petroproducción requieren de una modernización, ya que éstos datan de los años 1950 cuando Texaco principalmente inició la explotación petrolera en la Amazonía ecuatoriana, así como también los procesos para la deshidratación del crudo son antiguos, lo que no se ajusta a las nuevas características que adoptan los campos maduros en la actualidad.

A partir de lo expuesto Petroproducción requirió de un estudio total de sus instalaciones y siendo esta una empresa estatal licito la Ingeniería Conceptual, Básica y de Detalle para modernizar las instalaciones de producción de los campos maduros, la Escuela Politécnica del Ejército resulto adjudicataria del proyecto denominado “Modernización y/u Optimización las facilidades de producción del campo Cuyabeno ubicado en la provincia de Sucumbíos”, dentro de la ejecución del proyecto se requirió presentar alternativas para solucionar distintas necesidades y optimizar las facilidades de producción para lo cual se realizo una ingeniería integral que requieren esta clase de proyectos.

La Escuela Politécnica del Ejército concluyó a la entera satisfacción de Petroproducción este proyecto, sin embargo una optimización de dicha ingeniería lo constituye el mejoramiento del sistema de calentamiento de crudo, a partir de lo anteriormente expuesto la Carrera de Ingeniería Mecánica de la Escuela Politécnica del Ejército, propone como tesis de grado el estudio de esta mejora y solicita el auspicio de la empresa Petgas NCT Ecuador para realizar una reingeniería que implique los estudios, cambios y ajustes necesarios para implementar un sistema de calentamiento de crudo a fin de lograr la deshidratación más eficiente.

Guardando el acuerdo de confidencialidad entre la Escuela Politécnica del Ejército y Petroproducción como punto de partida se utilizó la información generada en su proyecto de modernización y/u optimización de las facilidades de producción del campo Cuyabeno. Para determinar las necesidades de calentamiento se utilizó la producción proyectada al año 2021 del campo Cuyabeno proporcionada por Petroproducción, a partir de la cual se procedió al análisis de posibles opciones para cubrir las necesidades de implementar el sistema tratamiento térmico a sus procesos. De esta manera se evaluó desde el punto de vista de eficiencia térmica, integridad mecánica, seguridad, costos, entre otros, cada uno de los equipos mayores para su implementación, dando como resultado la aplicación de un intercambiador de calor de tubos y coraza, cuyo objetivo será llevar al crudo de 90°F a su temperatura óptima para su deshidratación que fue definida como 140°F, que será transportado por el lado tubos del intercambiador y por la coraza del mismo como fluido de trabajo adoptar al aceite térmico (Therminol 66) a una temperatura de 482°F establecida como requerimiento de Petroproducción.

Por otro lado se definió un sistema completo para manejar el aceite térmico mencionado anteriormente, el cual consta de los siguientes equipos:

- Un calentador de fuego directo de 13 millones de BTU al día, que será alimentado por un sistema dual gas/crudo.
- Un tanque de expansión donde el fluido se estabilizará hasta la presión atmosférica.
- Un tanque de reserva para contingencia de 33 BBL.
- Dos bombas para recircular el fluido de trabajo
- Una bomba para contingencia que interconecta el tanque de reserva y el tanque de expansión.

Para el diseño del intercambiador de calor se tomó en consideración los siguientes aspectos:

- Aplicación de normas y estándares tanto para el diseño térmico como mecánico que fueron revisadas y aprobadas por parte de la Escuela Politécnica del Ejército por medio de sus directores designados y por parte de Petgas NCT, ingenieros del área.
- Se procedió a realizar un diagrama de flujo de procesos y tubería e instrumentación para el sistema seleccionado.
- Se realizaron planos para la implantación de equipos y tuberías con sus respectivos accesorios.

Desde el punto de vista económico el impacto de este proyecto incide en los gastos operativos principalmente, ya que producto de esta reingeniería se determinó que el químico demulsificante será retirado del proceso normal de operaciones, quedando únicamente su uso para mantenimiento, dando un ahorro significativo de 48.591 USD mensuales esto referente al consumo de químicos del distrito amazónico entregado por parte de Petroproducción, con los índices financieros obtenidos se tiene como resultado final que el proyecto es rentable y beneficioso para Petroproducción, con los siguientes resultados:

VAN: El valor del proyecto en diez años y descontando una tasa de descuento del 10%, y llevados en valor presente da como resultado quinientos dos mil con sesenta y nueve dólares americanos, lo cual indica que la inversión realizada en diez años tendrá como ganancia medio millón de dólares, indicando que el proyecto es viable.

TIR: La TIR es mayor a la tasa de descuento en un 62%, lo cual indica que el proyecto puede tener gastos sin tener pérdidas económicas.

B/C: El costo beneficio es 1.26 dólares americanos, lo cual indica que cada dólar que se invirtió del proyecto se tiene 0.26 dólares americanos de ganancia.

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

1.1 PRESENTACIÓN

La empresa Petgas NCT del Ecuador, dentro del convenio marco con la Escuela Politécnica del Ejército, auspicio el desarrollo de una tesis de grado en el área de ingeniería mecánica. El presente proyecto de tesis de grado tiene como objetivo desarrollar una oportunidad de mejora identificada durante la ejecución del proyecto Ingeniería Conceptual, Básica y de Detalle a fin de modernizar y/u Optimizar las facilidades de Producción del campo Cuyabeno, la cual consiste en la reingeniería de un sistema de calentamiento de crudo, para romper la emulsión agua en crudo con mayor eficacia y eficiencia, reduciendo costos operativos derivados de la inyección de químicos y un mayor control de la temperatura óptima para la deshidratación del mismo.

El desarrollo de este estudio de Ingeniería ha tomado en cuenta la aplicación estricta de las normas, procedimientos y estándares tales como:

- TEMA (Tubular Exchangers Manufactures Association),
- ASME Boiler and Pressure Vessels Code (Código para Calderas y Recipientes a Presión de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos)
- INEN (Instituto Ecuatoriano de Normalización), vigentes para la ejecución de proyectos hidrocarburíferos.

1.2 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

La empresa estatal Petroproducción se encuentra en un proceso de modernización con el fin de mejorar y/u optimizar los procesos de tratamiento de crudo. Dentro de este contexto el requerimiento más importante de una planta de tratamiento primario para crudo es retirar el contenido de agua en el crudo, con el fin de obtener un crudo al 1% de agua que es necesario para su comercialización,

para ello el campo Cuyabeno aplica el tratamiento químico para romper la emulsión crudo-agua, los químicos inyectados son: Demulsificante, Antiparafínico, Dispersante Sólidos, Antiespumante. Este tratamiento tiene un gasto operativo de 58310 USD mensuales¹.

Esta tesis de grado plantea la implementación de un tratamiento alternativo al proceso de deshidratación de crudo actualmente utilizado por Petroproducción que es la inyección de químicos, con el que se busca un impacto directo en la reducción de costos operativos. El sistema de deshidratación de crudo propuesto se basa en un tratamiento térmico con capacidad para manejar el flujo multifásico que producirá el campo con proyección al año 2021, dicho sistema debe estar sujeto a normas internacionales de diseño y de seguridad industrial de Petroproducción, con lo que se garantiza una correcta funcionalidad del sistema de calentamiento de crudo y que cuente con infraestructura correcta para la operación del mismo con todas las garantías necesarias para su tratamiento y manejo apropiado, cumpliendo además las exigencias de protección ambiental vigentes en Petroproducción

1.3 JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA

El presente proyecto plantea cubrir la necesidad de modernizar y mejorar el proceso de separación primaria de crudo implementando un sistema de deshidratación a través de un tratamiento térmico del crudo, esto con finalidad de reducir costos operativos en función de bajar o eliminar el consumo de químicos e implementar equipos eficientes desde el punto de vista térmico y mecánico.

La importancia del proyecto radica en que se ofrecerá a Petroproducción el diseño de un sistema de calentamiento de crudo, a fin de mejorar significativamente el proceso actualmente existente, utilizando tecnologías de última generación aplicadas al sector petrolero. La selección de estas tecnologías se realizara utilizando una matriz de selección donde se relacionaran los distintos equipos

¹ Referirse Anexo 1, Tabla 5

mayores para determinar la tecnología más adecuada, entre los cuales se tiene: Calentador directo, Calentador Indirecto, Intercambiador de calor y Tratador térmico.

Por otro lado el proyecto prevé el uso del gas natural que se tiene en el campo, actualmente este se quema en un 95% de la producción total que es 2199,73 MPCGD (millones de pies cúbicos al día), ocasionando como resultado impacto ambiental negativo. Este proyecto plantea usar el gas como combustible tratado adecuadamente, lo cual dará como resultado una reducción en la emisión de gases debido a una buena combustión.

La opción de calentamiento recomendada en esta tesis de grado se puede implementar en otros campos de Petroproducción: tales como Lago Central, Lago Norte, Guanta-Dureno y Parahuacu, con el fin de implementar y mejorar sus procesos.

La Escuela Politécnica del Ejército para el desarrollo de proyectos en el área petrolera ha suscrito convenios de cooperación con la empresa Petgas NCT, debido principalmente a su trayectoria a nivel nacional e internacional en proyectos petroleros como: Reactivación y optimización de Pozos en Activo Beyota Jujo en México, Evaluación técnica-económica de campos petroleros y gas Sur Oriente y Arjona en Colombia, Evaluación técnica-económica de campos Orú y Yuca en Colombia, Evaluación portafolio de oportunidades en Ecuador, Valoración de crudos para campos en Guatemala, entre otros.

Para el desarrollo de este proyecto se plantea la implementación de procesos tecnológicamente confiables y económicamente aceptables; para realizar la reingeniería del sistema de calentamiento de crudo en sus fases de Ingeniería Conceptual, Básica y de Detalle, determinar los parámetros que rigen el proceso de deshidratación de crudo, así como también el diseño térmico y mecánico de los equipos mayores que intervengan, además para los ejecutores del presente proyecto en calidad de egresados podrán fortalecer conocimientos obtenidos a lo largo de la carrera de Ingeniería Mecánica, se pondrá en práctica desde el punto

de vista de factibilidad la teoría proporcionada en clases y se evaluará el presente proyecto bajo todos los requerimientos del cliente como: temperatura óptima para la deshidratación, mantenibilidad y aplicación de tecnologías acordes; con el análisis de cada de una de manera minuciosa, ingeniosa y profesional.

1.4 OBJETIVOS

1.4.1 GENERAL

Seleccionar un sistema de calentamiento apropiado para llevar al crudo a su temperatura óptima de deshidratación, con el fin de mejorar el proceso de tratamiento primario del mismo; disminuyendo el costo operativo que representa el proceso de inyección de químicos implementado actualmente en el campo Cuyabeno operado por Petroproducción.

1.4.2 ESPECÍFICOS

- Realizar el levantamiento en campo a fin de obtener información actual del sistema de deshidratación de crudo, elaborando P&ID (Diagrama de Tubería e Instrumentación) de los procesos de producción
- Obtener la caracterización de crudo, agua y gas que actualmente llegan desde los pozos hacia el campo y la proyección de producción al año 2021, con el fin de simular el proceso en el paquete computacional HYSYS.
- Realizar un estudio técnico y económico mediante una matriz de selección para analizar la factibilidad del sistema de calentamiento de crudo a ser implementado.
- Desarrollar la Ingeniería Conceptual del sistema seleccionado, donde se evaluará las premisas de diseño y desarrollar el P&ID (Diagrama de Tubería e Instrumentación) de las nuevas facilidades de producción.
- Realizar la Ingeniería Básica del sistema seleccionado, desarrollando memorias de cálculo tanto para el diseño de equipos mayores así como también hojas de datos y especificaciones tanto para bombas como de tuberías-accesorios a implementar

- Elaborar planos de detalle del sistema seleccionado tanto del tendido de tubería como de la ubicación y esquemas de equipos para las nuevas facilidades de producción.
- Realizar un estudio económico-financiero basado en la reducción de costos de operación, evaluando las nuevas facilidades de producción.

1.5 ALCANCE

Para el desarrollo del presente proyecto se utilizará la proyección estimada de producción de crudo, gas y agua hasta el año 2021 para el Campo Cuyabeno suministrada por Petroproducción. Así como también los datos y análisis de laboratorio tanto del crudo, agua, gas y químicos para el mismo.

La temperatura de deshidratación óptima del crudo será determinada por Petroproducción en función a pruebas de laboratorio y campo. Cabe señalar que los datos entregados por Petroproducción serán calculados con un sobrediseño del 10%.

La simulación del flujo multifásico crudo-agua-gas, que interviene en el proceso de separación primaria del crudo será realizada en el programa computacional HYSYS, este programa proporciona los valores de constantes y variables del flujo multifásico que se aplicó tanto en el diseño térmico como el diseño mecánico del sistema de calentamiento seleccionado.

Realizar el diseño a nivel de detalle del sistema de calentamiento de crudo lo que incluye la selección del calentador, bomba para recirculación, selección de combustible, especificaciones de tubería y válvulas e instrumentación mínima. Diseño térmico y mecánico del Intercambiador de calor.

Dentro de los productos que serán entregados a la Escuela Politécnica del Ejército figuran: Memorias de cálculo para el intercambiador de calor tanto térmico como mecánico, Hoja de datos para las bombas de recirculación y reposición,

Dimensionamiento del tanque de expansión y de reposición, Especificación de materiales tanto para tubería como accesorios, Lista de Materiales, Análisis económico, así como también Diagrama de Tubería e Instrumentación, Planos de tubería, Planos de detalle del Intercambiador de calor.

CAPÍTULO 2

MARCO CONCEPTUAL

2.1 ORIGEN Y FORMACIÓN DEL PETRÓLEO

El Petróleo se origina de materia orgánica formada principalmente por organismos vivos que vivían en los mares, las lagunas o las desembocaduras de los ríos, o en las cercanías del mar. La mayoría de los científicos coinciden que el petróleo son formados por organismos unicelulares llamadas Diatomeas que son organismos foto-sintetizadores que viven en agua dulce o marina, estas por lo general toman la luz del sol y la convierten en energía. Las Diatomeas producen materia orgánica que se depositan y se van cubriendo por sedimentos; al quedar cada vez a mayor profundidad, se transforma en hidrocarburos, por procesos de degradación aerobios y anaerobios. Estas reacciones desprenden oxígeno, nitrógeno y azufre, que forman parte de los compuestos volátiles de los hidrocarburos.

A medida que los sedimentos se hacen compactos por efectos de la presión, se forma la "Roca Madre". Posteriormente, por fenómenos de "Migración", el petróleo pasa a impregnar arenas o rocas más porosas y más permeable, llamadas "Trampas", y en las cuales el petróleo se concentra y permanece en ellas.

En la Figura 2.1 se muestra el proceso de formación del petróleo.

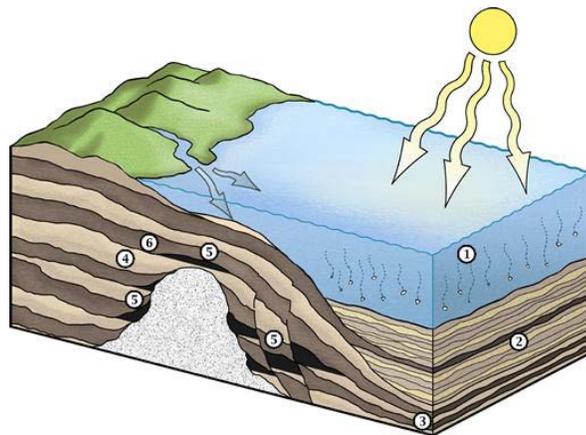


Figura 2.1: Proceso de formación del petróleo

- (1) Captura de Energía
- (2) Fuente de Sedimentos
- (3) Sedimento Madurado
- (4) Roca Madre
- (5) Trampas
- (6) Sello / Trampa de Roca

2.2 CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO Y GAS NATURAL

Las características del petróleo se componen de hidrocarburos y también contienen pocos compuestos de azufre y oxígeno; el contenido de azufre varía entre un 0,1 y 5%.

Los tipos de petróleo se pueden determinar de acuerdo al criterio que se desee considerar como predominante, siendo los más comunes los siguientes:

2.2.1. POR SU COMPOSICIÓN QUÍMICA

El petróleo depende de la presencia de diversos componentes químicos, así como la unión de estos en elementos más complejos y se pueden clasificar en:

- **Petróleo tipo Parafínico:**

El Petróleo Parafínico se compone por moléculas de las cuales los átomos de hidrógeno son siempre superiores en dos unidades al doble de átomos de carbono, su principal compuesto químico es la parafina. Este tipo de petróleo proporciona una mayor cantidad de nafta (usada para obtener solventes de pintura, productos de lavado al seco o gasolinas) y lubricantes que los otros tipos de petróleo en el proceso de refinación.

- **Petróleo tipo Asfáltico:**

El Petróleo Asfáltico se compone por moléculas llamadas naftenos donde contienen exactamente el doble de átomos de hidrógeno que de carbono. Son petróleos muy viscosos y de coloración oscura. Generan una gran cantidad de residuos tras el proceso de refinación.

- **Petróleo Mixto:**

El Petróleo Mixto se compone por la presencia de ambos tipos de compuestos.

2.2.2. POR SU CLASIFICACIÓN API

La densidad del Petróleo es una característica muy importante ya que esta refleja la composición química del mismo. A mayor densidad, mayor presencia de hidrocarburos pesados, tales como resinas y asfaltenos. A menor densidad, los crudos son más livianos.

La densidad se toma con relación al agua destilada a una temperatura de 15.6 °C (60 °F) y a presión atmosférica (14.7 psi)

La densidad para el Petróleo comúnmente se expresa en grados API² para su clasificación.

La gravedad específica del petróleo se calcula, utilizando la siguiente relación:

$$SG_c = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ\text{API}} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

Donde:

SG_c: Gravedad específica del fluido (crudo)

° API: Gravedad estándar API (60 °F)

De acuerdo con esta fórmula se puede deducir que a mayor valor API, el petróleo tiene una menor densidad que corresponden a los crudos livianos, y a menor valor API, el petróleo tiene mayor densidad que corresponde a los crudos pesados.

²La **Gravedad API**, de sus siglas en inglés *American Petroleum Institute*, es una medida de densidad que describe cuán pesado o liviano es el Petróleo comparándolo con el agua.

Tabla 2.1: Conversión Grados API a Gravedad Específica

Grado API	Gravedad Específica	Clasificación
0	1.0760	EXTRAPESADO
1	1.0679	EXTRAPESADO
2	1.0599	EXTRAPESADO
3	1.0520	EXTRAPESADO
4	1.0443	EXTRAPESADO
5	1.0366	EXTRAPESADO
6	1.0291	EXTRAPESADO
7	1.0217	EXTRAPESADO
8	1.0143	EXTRAPESADO
9	1.0071	EXTRAPESADO
10	1.0000	PESADO
11	0.9930	PESADO
12	0.9861	PESADO
13	0.9792	PESADO
14	0.9725	PESADO
15	0.9659	PESADO
16	0.9593	PESADO
17	0.9529	PESADO
18	0.9465	PESADO
19	0.9402	PESADO
20	0.9340	PESADO
21	0.9279	PESADO
22	0.9218	PESADO
23	0.9159	LIVIANO
24	0.9100	LIVIANO
25	0.9042	LIVIANO
26	0.8984	LIVIANO

Tabla 2.1: (Continuación) Conversión Grados API a Gravedad Específica

Grado API	Gravedad Específica	Clasificación
27	0.8927	LIVIANO
28	0.8871	LIVIANO
29	0.8816	LIVIANO
30	0.8762	LIVIANO

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

El grado API del petróleo que llega de los pozos hasta la estación de producción de Cuyabeno es de 25.85 ° API³ de los cual este petróleo se clasifica como crudo liviano.

2.2.3. POR SU VISCOSIDAD

La viscosidad del petróleo puede ser: Absoluta o dinámica y cinemática. La viscosidad dinámica se mide en centipoises y la viscosidad cinemática se expresa en centiestokes.

Las relaciones entre la viscosidad dinámica y cinemática están dadas por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Centipoises} = \text{CStokes} \cdot \text{SG}_C \quad \text{Ecuación 2.2}$$

$$1 \text{ centipoise} = 0.01 \cdot \frac{\text{gr}}{\text{cm} \cdot \text{seg}}$$

$$1 \text{ centipose} = 2.4 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{pie} \cdot \text{hr}}$$

Donde:

Centipoises: Viscosidad dinámica (cP)

CStokes: Viscosidad cinemática (cSt)

SG_C: Gravedad específica del fluido (crudo)

³Tomado de la Caracterización de crudo Anexo 2, Tabla 2.

La viscosidad del petróleo varía entre 0.3 centipoises para un petróleo saturado de gas, hasta 100 centipoises para un petróleo libre de gas.

2.2.4. OTRAS CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO

Contenido de agua y sedimentos (BSW): porcentaje de agua y sedimentos por barril de petróleo.

Contenido de sal: libras de sal por cada 1000 barriles. Máximo permisible en refinerías o en condiciones de venta.

Contenido de azufre: definir máximo permisible para ventas (<3.0%).

2.2.5. CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL

La gravedad específica del gas se calcula, utilizando la siguiente relación:

$$SG_{\text{gas}} = \frac{PM}{29} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

Donde:

SG_{gas} : Gravedad específica del gas

PM: Peso molecular del gas

La densidad de los gases se toma con relación al aire seco con una temperatura de 0 °C a una presión atmosférica igual y su suma volumétrica es equivalente a 1.293 Kg/metro cúbico.

La densidad del gas se calcula, utilizando la siguiente relación:

$$\delta_{\text{gas}} = \frac{2.7 \cdot SG_{\text{gas}} \cdot P_{\text{at}}}{T_{\text{gas}} \cdot Z_{\text{gas}}} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

Donde:

SG_{gas} : Gravedad específica del gas

P_{at} : Presión atmosférica (psia)

T_{gas} : Temperatura en °R

Z_{gas} : Factor de compresibilidad de los gases y densidad del gas en lb/ft^3

Relación gas-crudo GOR: Es el volumen de gas producido por cada barril de crudo producido.

2.3 OPERACIONES DE SUPERFICIE

2.3.1. SISTEMA DE RECOLECCIÓN

En un campo petrolero, los sistemas de recolección y tratamiento consisten en un conjunto de arreglos de tubería, instrumentos, equipos e instalaciones necesarias para movilizar el Petróleo y el gas producidos desde la cabeza del pozo hasta su destino final.

Para poder controlar y manejar la llegada de los diferentes fluidos que se producen de un yacimiento, es necesario instalar una serie de válvulas y controles en la cabeza de cada uno de los pozos productores.

En superficie cada pozo cuenta con una línea de flujo que conduce los fluidos hasta un sistema de separación (recipiente) de líquido-gas y de este recipiente (separador), se desprenden los diferentes flujos (gas, petróleo y agua) hacia otros procesos y tratamiento.

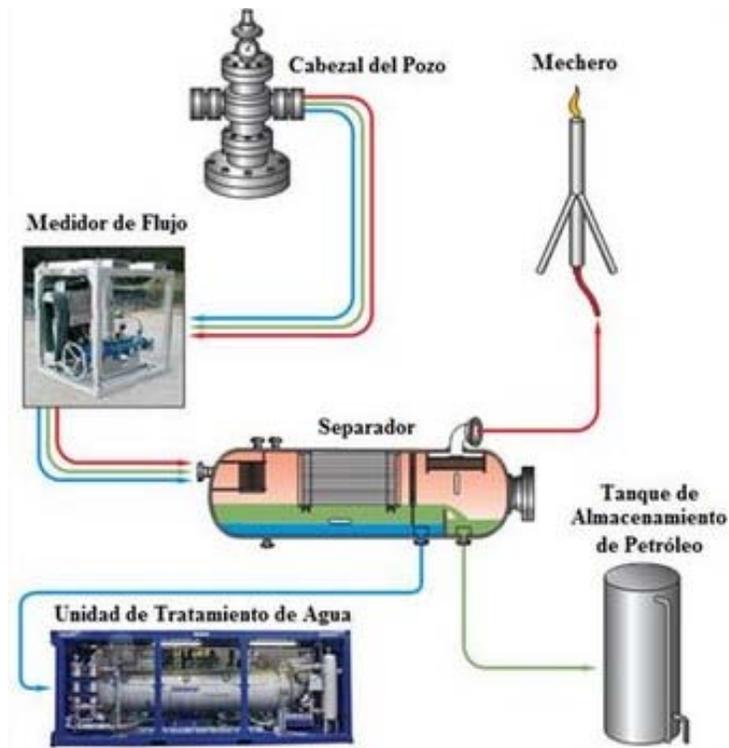


Figura 2.2: Esquema de un sistema de recolección de un pozo

2.3.1.1. Cabezal del Pozo

El cabezal del pozo o también llamado “árbol de navidad”, consiste en un arreglo de válvulas que se instalan en un pozo productor, al cual se conectan las líneas de flujo.

2.3.1.2. Líneas de Flujo

Son tuberías por las cuales se va a transportar los fluidos producidos (crudo, agua y gas), desde la cabeza del pozo, hasta el “manifold” o múltiple de producción que se encuentran en la estación de recolección y tratamiento.

2.3.1.3. Manifold de Producción

El Manifold o “Múltiple de Producción”, consiste básicamente en un arreglo de válvulas y tuberías que permiten recibir y controlar adecuadamente la producción de los diferentes pozos que conforman un campo petrolero.



Figura 2.3: Múltiple de Producción

2.3.1.4. Estaciones de recolección y separación

Las estaciones de recolección son centrales de procesamiento que consisten en una serie de facilidades, tales como: separadores, tanque desnatador, limpiadores, tanques de separación y almacenamiento que permiten, recibir el crudo que viene del múltiple de producción (Manifold), medir la producción de cada pozo, separar los fluidos (crudo, agua y gas), almacenar el petróleo y enviar el gas al sistema de tratamiento de compresión.

2.3.1.5. Plantas de tratamiento de Petróleo

Una planta de tratamiento de Petróleo contempla en una serie de facilidades para quitarle las impurezas, la sal y las emulsiones generadas en el petróleo dentro del yacimiento.

Una vez tratado el petróleo se mide y se fiscaliza incluyendo las pruebas de laboratorio para determinar sus características y establecer si se cumple con las especificaciones API exigidas para ser procesados en las refinerías y de allí extraer los diferentes productos derivados para el consumo industrial.

2.3.1.6. Proceso de tratamiento del Gas

Después de haber separado el gas de las estaciones de recolección de fluidos a través de los separadores, este requiere ser secado mediante purificadores o también llamados “SCRUBBERS” para separar cualquier líquido condensado, aceite, emulsión, incrustaciones de la tubería u otro tipo de sedimento que haya sido arrastrado por el gas, para luego ser utilizado como combustible para generación eléctrica del campo o comunidad, como combustible para el calentamiento de petróleo, como también puede ser utilizado para el sistema de levantamiento artificial por bombeo neumático “Gas Lift”⁴.

2.3.1.7. Sistema de tratamiento de aguas de formación

El agua que se produce junto con el petróleo debe someterse a un riguroso tratamiento de purificación y descontaminación, para volver a inyectar al yacimiento o también para ser utilizada en procesos de calentamiento de crudo, para la deshidratación.

En la Figura 2.4 se presenta un esquema general de un sistema de facilidades de producción que se requieren en un campo petrolero para recibir la producción de

⁴El sistema de levantamiento artificial por bombeo neumático “Gas Lift”, utiliza gas a una presión relativamente alta (250 PSI como mínima) para poder aligerar la columna de fluido y de este modo permitir al pozo fluir hacia la superficie (alivianar y arrastrar).

los pozos, separar los fluidos (petróleo, gas y agua) y realizar los diferentes tratamientos que requieren el petróleo como su deshidratación para luego ser almacenado y enviado al oleoducto, tratar la corriente de gas y agua para luego ser utilizado en procesos tales como: quema de gas en teas, reinyección de agua y de gas (Gas Lift), utilización del gas como combustible para generación eléctrica y calentamiento de crudo, etc.

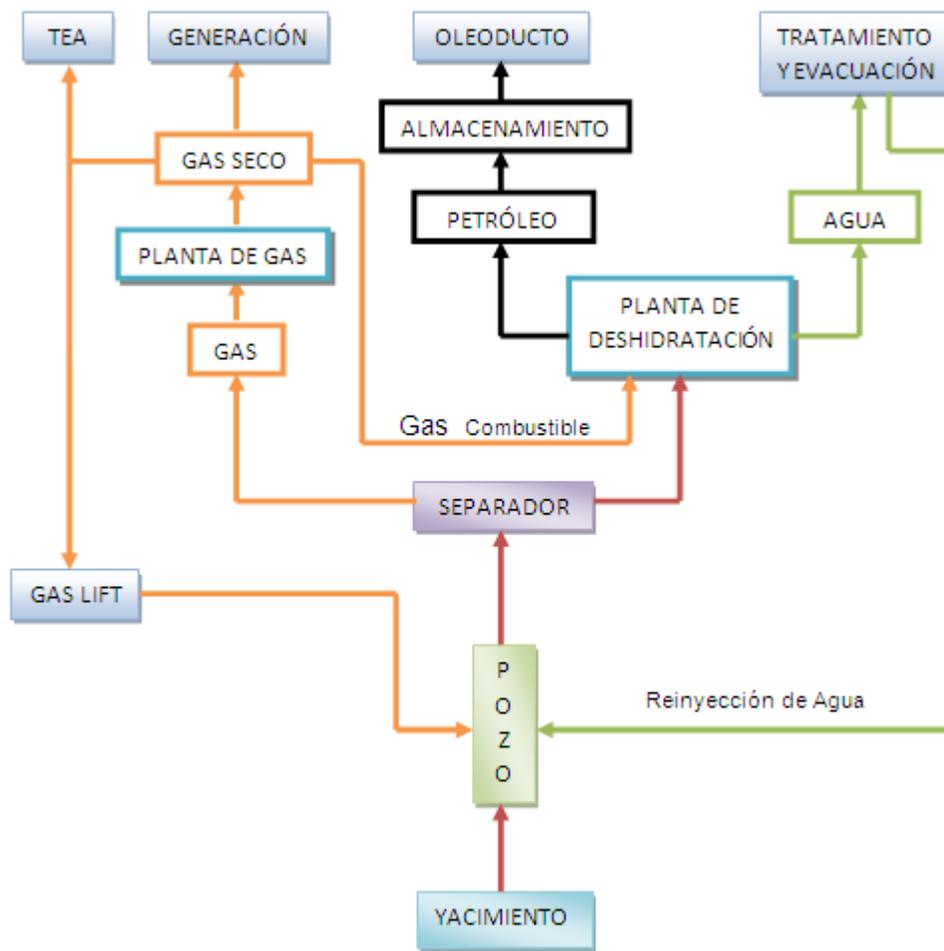


Figura 2.4: Esquema general de un sistema de facilidades de producción de un campo petrolero

2.3.2. INYECCIÓN DE QUÍMICOS

Durante el proceso de producción, los fluidos que llegan desde los pozos hacia la superficie, vienen acompañadas de agua salada y sedimentos que a la larga pueden causar problemas como: taponamiento de tuberías, daños de los equipos de producción y problemas de corrosión.

La amenaza de corrosión debe ser tratada debidamente ya que estos pueden causar deterioro de las tuberías de producción y causar derrames de hidrocarburos y contaminación medio ambiente.

La inyección de químicos debe efectuarse antes de que los fluidos lleguen al sistema de separación (separadores) ya que pueden venir emulsionados con agua de formación y esto ayuda a la separación del petróleo con el agua (deshidratación).

El agua puede presentar hierro el cual puede combinarse con sulfatos y materias orgánicas para formar lodos de hierro en presencia de ácido. El bario, también contenido en agua, es un metal pesado y puede combinarse con sulfatos para formar sulfato de bario insoluble.

Los cloruros son los principales componentes del agua de formación y también causan corrosión en las tuberías del pozo y en los equipos de producción. Los sulfatos además de generar costras insolubles, es una fuente alimentaria para las bacterias reductoras de sulfatos y pueden generar H₂S en el yacimiento.

2.4 DESHIDRATACIÓN DEL PETRÓLEO

La Deshidratación del Petróleo es el proceso mediante el cual se separa el agua asociada con el petróleo, ya sea en forma emulsionada o libre, hasta lograr reducir su contenido a un porcentaje previamente especificado. Generalmente, este porcentaje es igual o inferior al 1 % de agua.

Una parte del agua producida por el pozo petrolero, llamada agua libre, se separa fácilmente del crudo por diferencia de densidades, tan pronto como la velocidad de los fluidos es suficientemente baja. La otra parte del agua está íntimamente combinada con el crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite (W/O), como se muestra en la Figura 2.5.

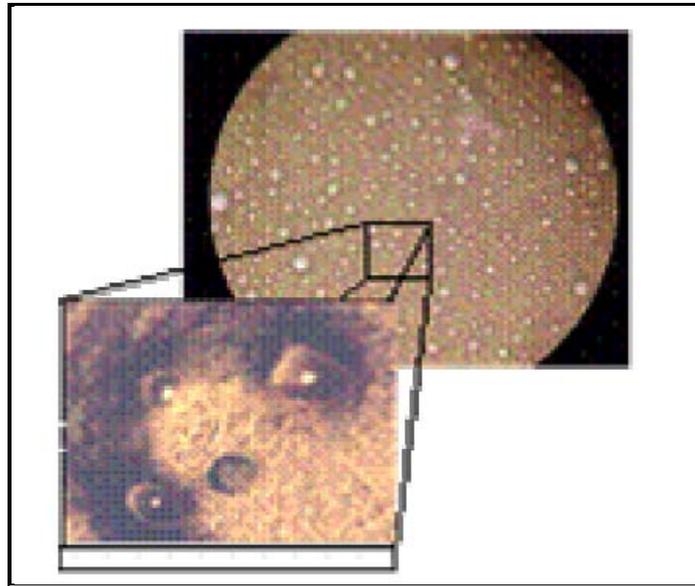


Figura 2.5: Microfotografía de una emulsión Agua – Petróleo

2.4.1. FORMACIÓN DE EMULSIONES

Una emulsión es una mezcla de dos líquidos inmiscibles, es decir líquidos bajo condiciones normales no se mezclan. Uno de los líquidos se encuentra dispersado dentro del otro en forma de gotas muy pequeñas, tal como se puede observar en la Figura 2.5, pueden variar en tamaño desde partículas como 0.00001 mm.

En el proceso de extracción de petróleo, la mezcla bifásica petróleo crudo y agua se desplazan en un medio poroso a una velocidad del orden de 1 pie/día, lo que significa que es insuficiente para que se forme una emulsión.

Sin embargo el arreglo de tuberías y accesorios (bombas, equipos auxiliares, válvulas, codos), producen una agitación suficiente para que el agua se mezcle con el petróleo y forme así una emulsión.

Existen tres requisitos esenciales para formar una emulsión W/O (wáter and oil):

- Dos líquidos inmiscibles como es el caso agua y petróleo.
- Agitación suficiente para dispersar partículas de un líquido al otro.
- Un agente emulsionante para estabilizar gotas dispersas en la fase continúa.

En los campos petroleros las emulsiones de agua en aceite (W/O) son llamadas emulsiones directas, mientras que las emulsiones de aceite en agua (O/W) son llamadas emulsiones inversas. Esta clasificación simple no siempre es adecuada, ya que emulsiones múltiples o complejas (o/W/O ó w/O/W) pueden también ocurrir.

2.4.2. FACTORES DE INFLUENCIA EN LA FORMACIÓN DE EMULSIONES

2.4.2.2. Agentes Emulsionantes

Los agentes emulsionantes son numerosos y pueden ser clasificados de la siguiente manera:

- Compuestos naturales surfactantes tales como asfaltenos y resinas conteniendo ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de azufre, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alto peso molecular.
- Sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, lodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, productos de la corrosión (por ejemplo sulfuro de hierro, óxidos), parafinas, asfaltenos precipitados. Los fluidos para estimulación de pozos pueden contribuir a formar emulsiones muy estables.
- Químicos de producción añadidos tales como inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

2.4.2.3. Fases de una emulsión

En una emulsión, el líquido dispensado dentro de otro en forma de gotas pequeñas, se conoce como la fase dispersada o fase interna.

El líquido que circunda de las gotas dispersadas se conoce como la fase continua o fase externa. Una emulsión de petróleo y agua puede tener cualquiera de los líquidos como fase dispersa, dependiendo de las características del agente emulsificante. Pero la mayoría de los casos es el agua la que está dispersa en forma de gotas en el petróleo.

Las emulsiones pueden contener desde una traza hasta un 90% o más de agua. Pueden ser finas ó gruesas dependiendo de muchos factores que incluyen las propiedades de los líquidos, el porcentaje de cada uno y el tipo y la cantidad de emulsificador presente.

En raras ocasiones las emulsiones producidas en los campos son reversas o invertidas, es decir, donde la fase dispersa es una gota de emulsión petróleo-agua y la fase continua en petróleo.

En la Figura 2.6 podemos estimar el porcentaje de agua emulsionada contenida en el petróleo.

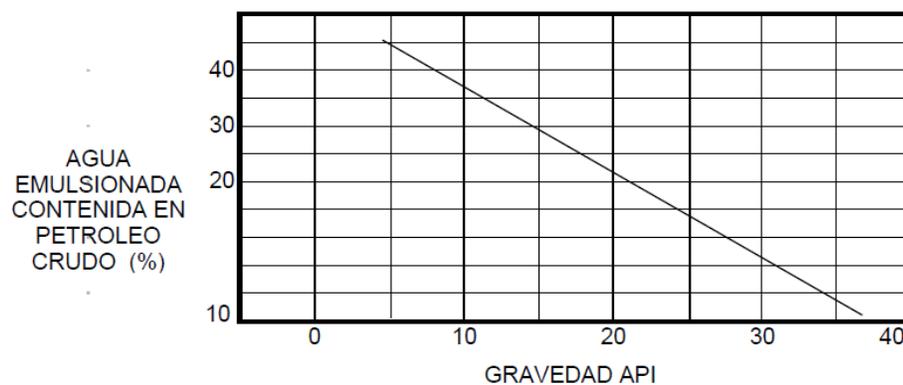


Figura 2.6: Estimación de agua emulsionada contenida en petróleo (NATCO, 1981)

2.5 MÉTODOS DE TRATAMIENTO DE DESHIDRATACIÓN

La comercialización de petróleo, después de haber sido tratada debe cumplir exigencias mínimas de calidad en cuanto a contenido de agua y sedimentos (BS&W) y contenido de la sal (libras por mil barriles de petróleo).

En general, las refinerías del no aceptan petróleos crudos con valor BS&W superior al 1%, o contenidos de sal por encima de 15 libras por cada mil barriles de crudo.

Con el fin de que el petróleo cumpla con las condiciones de calidad, es necesario tratar las emulsiones para romperlas. Para romper una emulsión se debe debilitar, neutralizar o destruir la sustancia emulsificante, con el fin de que las gotas de agua puedan unirse y precipitarse por gravedad.

Las instalaciones típicas disponen de varios métodos como son los que se especifica a continuación:

- Tratamiento químico.
- Tratamiento gravitacional.
- Tratamiento electrostático.
- Tratamiento térmico.

Cabe mencionar para la realización de este proyecto se tomará énfasis en la deshidratación de petróleo el método de **Tratamiento Térmico**.

2.5.1. TRATAMIENTO QUÍMICO

El tratamiento químico consiste en agregar a la emulsión ciertas sustancias químicas, conocidas como “agentes demulsificantes”, las cuales se concentran para atacar la sustancia emulsificante y destruir la emulsión.

Los demulsificantes tienen tres acciones principales:

1. Fuerte atracción hacia la interface aceite-agua; ellos deben desplazar o neutralizar a los emulsificadores presentes en la película de la interface.
2. Floculación: neutralizan las cargas eléctricas repulsivas entre las gotas dispersas, permitiendo el contacto de las mismas.
3. Coalescencia: permiten que pequeñas gotas se unan a gotas más grandes que tengan suficiente peso para asentarse. Para esto se requiere que la película que rodea y estabiliza las gotas sea rota.

Los demulsificantes son insolubles con el agua pero solubles en aceite, esto sirve para que puedan dispersarse y alcancen las gotas de agua en la fase crudo-agua.

2.5.1.1. Rangos de dosificación

La dosificación en forma de choque no es muy recomendable, se debe realizar en forma continua en la relación determinada en campo o en pruebas de laboratorio (pruebas de botella⁵). Los rangos de dosificación pueden variar de 2 a 200 ppm, aunque generalmente se dosifican en un rango de 10 a 60 ppm. Generalmente los crudos pesados requieren mayor dosificación que los crudos ligeros.

El exceso de dosificación de demulsificante incrementa los costos de tratamiento, incrementa el aceite contenido en el agua de formación, puede estabilizar aun más la emulsión regular (W/O) y puede producir emulsiones inversas (O/W).

2.5.1.2. Selección del tipo de demulsificante

La selección de demulsificante se realiza mediante pruebas empíricas llamadas pruebas de botella cuyo método es especificado en la norma API MPMS 10.4.

⁵ Las pruebas de botella ayudan a determinar cual química puede ser más efectiva para romper la emulsión de campo. Los resultados de esta prueba indican la menor cantidad de química necesaria para separar la mayor cantidad de agua de la emulsión W/O.

2.5.1.3. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Químico

Tabla 2.2: Ventajas y desventajas del Tratamiento Químico

Tratamiento Químico	
Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none">• Bajo costos de instalación y operación.• Proceso y equipos sencillos.• Fácilmente adaptable a operaciones en grande y pequeña escala.• Demulsificante rápido y efectivo.• La calidad de crudo no se altera.• Las emulsiones pueden ser rotas en frío, reduciendo los costos de calentamiento y aumento de la gravedad específica asociado al calentamiento.	<ul style="list-style-type: none">• Una dosificación excesiva produce emulsiones mas difícil de romper que las emulsiones originales.• Los productos químicos son muy costosos.• No siempre es económico romper las emulsiones con este método se requiere también otros tratamiento como el térmico o eléctrico para reducir los costos de química.

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

2.5.2. TRATAMIENTO GRAVITACIONAL

El método por asentamiento gravitacional que consiste en la demulsificación del agua en el crudo mediante tiempo de retención y diferencia de densidades se lleva a cabo en dos diferentes equipos: Eliminadores de agua libre (FWKO) y Tanque de lavado (Wash Tank).

Los eliminadores de agua libre (FWKO) sirven para remover grandes cantidades de agua no emulsionada en la corriente de los fluidos que llega a la estación desde los pozos productores y se asientan fácilmente en menos de 5-20 minutos. Estos recipientes se encuentran diseñados bajo la norma ASME SECTION VIII

div. 1, y en su parte interna está constituido por baffles para direccionar los fluidos y platos de coalescencia para deshidratar el gas natural.

El petróleo separado del agua libre al contener un porcentaje de agua emulsionada que varía entre 1 a 30% de BSW (corte de agua) lo cual implica tratarlo en otro sistema que es el tanque de lavado (Wash Tank), estos tanques operan con la mitad de agua (colchón de agua) y la otra parte es petróleo. El crudo emulsionado entra en la parte inferior a una altura de 3 pies de lo cual implica que el agua llegue con el crudo y entre en contacto con el agua del tanque de lavado con lo que se lleva a cabo la coalescencia del agua mediante el flujo que se ve forzada por baffles internos de la cual permite incrementar el tiempo de retención. Los tanques de lavado se encuentran diseñados bajo la norma API 650. El tratamiento químico, el tiempo de retención del tanque de lavado y la diferencia de densidades del petróleo y la emulsión, permite que el petróleo ascienda en la parte superior a formar parte de la zona del petróleo deshidratado, este proceso de deshidratación en el tanque de lavado se lleva a cabo en un tiempo de residencia que puede estar entre 3 y 36 horas.

2.5.2.1. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Gravitacional

Tabla 2.3: Ventajas y Desventajas del Tratamiento Gravitacional

TRATAMIENTO GRAVITACIONAL	
VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> • La inversión de equipos y tecnología no es alta. • La operabilidad de los equipos no es compleja. 	<ul style="list-style-type: none"> • Se necesita de un tratamiento anterior para que las demulsificación sea eficiente. • Se requiere un tiempo de retención alto que va desde 3 horas hasta 36 horas. • La cantidad de químicos es elevado

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

2.5.3. TRATAMIENTO ELECTROSTÁTICO

Cuando el crudo cuya gravedad se encuentran por debajo de los 12° API, ya no resulta rentable utilizar los tanques de lavado para su deshidratación debido a su velocidad de asentamiento, para estos casos es necesariamente utilizar el método de deshidratación electrostática. Este método se basa principalmente por el efecto que produce un campo eléctrico en la velocidad de asentamiento de las partículas de agua contenidas en la emulsión.

2.5.3.1. Principio electrostático de coalescencia

Este principio se basa en la estructura de la molécula de agua. Esta molécula responde a un campo eléctrico por su configuración.

Las gotas de agua que se encuentran dispersas en el petróleo formando la emulsión, estas gotas de agua, en su forma natural, son esféricas y se encuentran en el estado más bajo de energía libre. Por lo tanto la gota no es dipolar en su estado natural. Sin embargo, al aplicarse un campo eléctrico se hace dipolar. En este caso la gota pasa de una forma esférica a una elipsoidal. Las cargas positivas se encuentran en un extremo del elipsoide y las cargas negativas en el otro extremo. Cuando se produce la elongación para que la gota alcance la forma elipsoidal se afecta la película superficial de la gota, haciendo que las gotas adyacentes de diferente polaridad eléctrica se atraigan y choquen formando así la coalescencia, dando origen a una gota más grande que cae con mayor rapidez.

2.5.3.2. Características de un coalescedor electrostático

Un deshidratador electrostático está dividido en 3 secciones, Figura 2.7. La primera sección ocupa aproximadamente el 50% de su longitud y es llamada “Sección de calentamiento”. La segunda sección es llamada “Sección central o control de nivel” y esta ocupa por alrededor del 10% de su longitud ubicada adyacente a la sección de calentamiento. La tercera sección ocupa el 40% de la longitud del deshidratador y es denominada “Sección de asentamiento” del agua

suspendida para producir crudo limpio. Las parrillas de electrodos de alto voltaje están localizadas en la parte superior del recipiente, arriba de la interface agua-aceite.

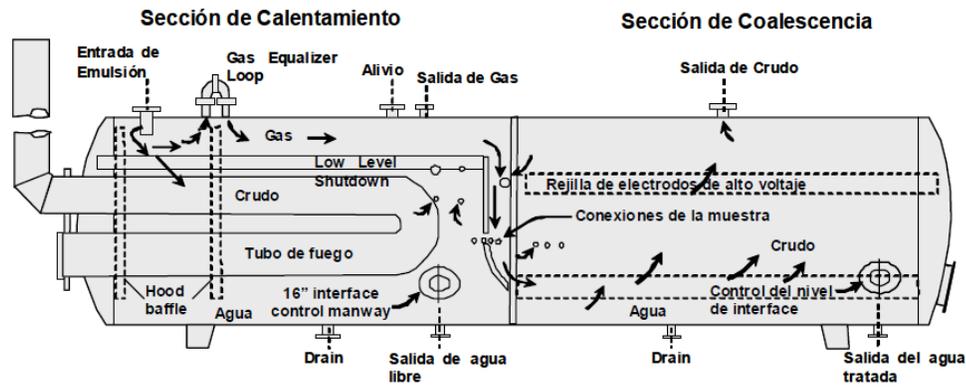


Figura 2.7: Coalescedor Electrostático

2.5.3.3. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Electrostático

Tabla 2.4: Ventajas y Desventajas del Tratamiento Electrostático

Tratamiento Electrostático	
Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • El tiempo de retención es corto. • Mejor calidad de agua separada. • La emulsión puede ser rota a temperaturas que están debajo de las que requiere un tratamiento térmico. • Mayor flexibilidad en cuanto a fluctuaciones y variaciones en los volúmenes de producción. • Ocupan menos espacio que el tanque de lavado. 	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor supervisión en su operación. • Mayor costo en sofisticaciones como sistemas de control. • Los dispositivos de quipos son sensibles debido al cambio de propiedades de los fluidos. • El control del nivel de agua separada es muy difícil de operar ya que un valor alto puede generar un corto circuito debido al contacto con las parrillas energizadas.

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

2.5.4. TRATAMIENTO TÉRMICO

El tratamiento térmico constituye un método efectivo y económico para la deshidratación del petróleo y en la mayoría de los casos se utiliza para ayudar en otros procesos.

Antes de aplicar la transferencia de calor es necesario separar el agua libre y el gas, con el fin de reducir la energía que se debe aplicar para calentar el petróleo, ya que se requiere 350 BTU para calentar un barril de agua en 1°F y solamente se requiere 150 BTU para calentar un barril de crudo.

El calentamiento ayuda al rompimiento de las emulsiones debido a que tiene los siguientes efectos sobre ella:

- Dilata la película superficial que rodea a las gotas de agua, debilitándola y facilitándola la coalescencia entre ellas.
- Origina y aumenta el movimiento de las moléculas de agua produciendo colisiones cada vez más violentas que ayudan también al rompimiento de la película superficial que rodea a la molécula de agua.
- Aumenta la diferencia de densidades entre agua y petróleo, facilitando también el asentamiento de las gotas de agua.
- Reduce la tensión superficial del agua facilitando la unión de las gotas ya que tienden a tomar una superficie cóncava y a ofrecer mayor superficie de contacto con el petróleo.
- Reduce la viscosidad del petróleo.

La aplicación de calor para romper la emulsión se puede hacer por medio de intercambiadores de calor, calentadores directos o indirectos y tratadores térmicos.

2.5.4.1. Intercambiadores de Calor

Los intercambiadores de calor son dispositivos en los cuales cumplen una función específica tal como indica su nombre, intercambiar calor entre dos fluidos que no se mezclan. En los procesos petroleros, el diseño exclusivo de los intercambiadores de calor es el de tubos y coraza, debido a su amplio rango de servicio y su alta resistencia a diversas condiciones de operación.

Normalmente la transferencia de calor se produce por contacto directo del crudo emulsionado y del fluido que proporcionará calor, usualmente el crudo pasa por los tubos y el fluido de trabajo por la coraza esto ayuda a que exista un contacto total con turbulencia del fluido de trabajo para que no exista puntos muertos y que la transferencia de calor sea más eficiente.

Los intercambiadores de calor, además de ser eficientes térmicamente su mantenimiento es fácil ya que únicamente se lo realiza más a menudo al haz de tubos y los costos asociados a este son bajos.

2.5.4.2. Calentadores Directos

Este tipo de calentadores lleva a cabo la transferencia de calor por contacto directo entre el crudo emulsionado y la superficie del calentador, esto permite manejar grandes volúmenes de fluido con un menor consumo de combustible. Son rápidos, eficientes y de costo relativamente bajo. La desventaja es que son peligrosos a explosión, requieren de supervisión constante y desperdician productos livianos. Su principal uso está en calentar emulsiones no corrosivas que estén en baja presión.

2.5.4.3. Calentadores Indirectos

Este tipo de calentadores la emulsión fluye través de tubos sumergido en agua donde la transferencia de calor se produce indirectamente por medio del agua que está alrededor del quemador y recibe de este el calor.

Los calentadores indirectos presentan una ventaja de mantener la temperatura constante y no presenta peligro de explosión. Como desventaja se puede notar que requiere de varias horas para calentar después de un período inactivo. Haciendo imposible tratar una emulsión inmediatamente. Sus capacidades son aproximadamente de 2.000 barriles de emulsión por día, para un aumento de temperatura de 100 °F.

2.5.4.4. Tratadores Térmicos

Los tratadores térmicos son equipos que combinan el proceso de calentamiento con un sistema de coalescencia que además de calentar el fluido se le da un tiempo de retención para que se realice la separación de crudo y agua emulsionada. Son equipos que permiten desgasificar y drenar agua decantada.

La norma API 5L recomienda el uso de estos equipos cuando el porcentaje de agua emulsionada es menor o igual al 20%, además para una mejor eficiencia del proceso de deshidratación es necesario determinar la temperatura a la cual el crudo alcanza como mínimo una viscosidad de 150 SSU (25 – 30 Cp).

2.5.4.5. Ventajas y Desventajas del Tratamiento Térmico

Tabla 2.5: Ventajas y Desventajas del Tratamiento Térmico

Sistema de calentamiento	Ventajas	Desventajas
Intercambiador de Calor	<ul style="list-style-type: none"> • Reducen la viscosidad del crudo (fase continua) lo que facilita el proceso de separación. • Incrementa el choque entre las gotas de agua y así favorece la coalescencia de las mismas. 	<ul style="list-style-type: none"> • El fluido de trabajo requiere de otro sistema de calentamiento para que este pueda transferir calor al crudo. • Los costos asociados son caros.

Tabla 2.5: (Continuación) Ventajas y Desventajas del Tratamiento Térmico

Sistema de calentamiento	Ventajas	Desventajas
	<ul style="list-style-type: none"> • Promueve una mejor distribución de los agentes demulsionantes. • Disminuye los riesgos operacionales en las instalaciones, por baja probabilidad de explosiones. • Los costos de mantenimiento son bajos y más fáciles, ya que únicamente se realizaría en el haz de tubos. • La eficiencia térmica es buena 	
Calentadores Directos	<ul style="list-style-type: none"> • Reducen la viscosidad del crudo (fase continua) lo que facilita el proceso de separación. • Incrementa el choque entre las gotas de agua y así se favorece la coalescencia de las mismas. • Promueve una mejor distribución de los agentes demulsionantes. • Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones. • Puede manejar grandes volúmenes de fluido. 	<ul style="list-style-type: none"> • Presentan problemas de acumulación de sedimentos y de corrosión. • Puede provocar la migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gaseoso con lo que se disminuye el volumen de crudo y la gravedad API del mismo. • Incrementa los gastos en combustibles y los riesgos dentro de las instalaciones. • Requieren sistemas de

Tabla 2.5: (Continuación) Ventajas y Desventajas del Tratamiento Térmico

Sistema de calentamiento	Ventajas	Desventajas
		instrumentación y control sofisticados. <ul style="list-style-type: none"> • Presentan peligros a explosiones. • Pueden presentar problemas de formación de coque. • Presenta problemas en mantenimiento. • Baja eficiencia térmica
<p>Calentadores Indirectos</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Reducen la viscosidad del crudo (fase continua) lo que facilita el proceso de separación. • Incrementa el choque entre las gotas de agua y así se favorece la coalescencia de las mismas. • Promueve una mejor distribución de los agentes demulsionantes. • Debilita la película que rodea las gotas de agua. • Disminuye los riesgos operacionales en las instalaciones, por baja probabilidad de explosiones. • Los problemas por 	<ul style="list-style-type: none"> • Incrementa los gastos en combustibles. • Manejan pocos Volúmenes de fluidos. • Presenta problemas en el mantenimiento. • Baja eficiencia térmica pero menor que los tratadores directos.

Tabla 2.5: (Continuación) Ventajas y Desventajas del Tratamiento Térmico

Sistema de calentamiento	Ventajas	Desventajas
	incrustación en los tubos son menores que en los directos.	
Tratadores Térmicos	<ul style="list-style-type: none"> • Reducen la viscosidad del crudo. • Favorecen la ruptura de la película que rodea las gotas de agua. • Permite que en un solo equipo se lleve a cabo el calentamiento de la emulsión y la coalescencia de las gotas de agua. • Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones. 	<ul style="list-style-type: none"> • Un calentamiento excesivo produce la pérdida de los elementos volátiles a la fase gaseosa. • Pueden presentar problemas de corrosión. • Incrementa los gastos en combustibles y los riesgos dentro de las instalaciones. • Son más costosos que los calentadores.

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

2.5.5. ANÁLISIS DE SELECCIÓN PARA EL TRATAMIENTO DE DESHIDRATACIÓN.

El análisis de selección consiste en determinar que alternativa tecnológica se debe aplicar para el tratamiento de calentamiento de crudo utilizando una matriz de selección técnica–económica, para la cual se definirá los factores a ser considerados en la evaluación, por lo general los factores a tomar consideración tienen que ver con la seguridad del equipo, facilidad y tiempos de demora de mantenimiento, costos asociados, eficiencia térmica, operación, etc. Se procede a la ponderación de los mismos, comparando cada uno con el resto en grado de importancia, con la siguiente escala como se muestra en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6: Ponderación de Factores

Muy Importante	Importante	Importancia Relativa	Poca Importancia
4	3	2	1

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

De acuerdo con lo anterior expuesto, al compara el factor A - B, y considerando que el factor A es mucho más importante que el fator B, se califica el primero como "4A", donde el número cuatro (4) indica el grado de importancia y el "A" el parámetro favorecido. De esta manera se compara cada uno de los factores con el resto, una vez alcanzado este punto se suman los puntajes obtenidos por cada factor, y finalmente se normaliza a la escala deseada (de 1 a 10 ó 1 a 100).

Una vez ya ponderados los factores se comienza a evaluar el comportamiento de los mismos comparando las opciones tecnológicas establecidas, y dar grado de importancia a la evaluación, las ventajas y desventajas de las mismas. El grado de importancia de cada opción frente al factor se determina según la Tabla 2.7.

Tabla 2.7: Evaluación de la opción frente al factor

Excelente	Muy Bueno	Bueno	Regular	No Satisface
5	4	3	2	1

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

De esta manara, si se evalúa el cumplimiento del factor "A" en la "Opción X", y se considera que el cumplimiento es excelente entonces se califica la opción con cinco (5), de forma análoga, se procede con el resto de las opciones y factores.

2.5.5.1. Criterios de Evaluación

Para determinar que opción es la mejor para el tratamiento de calentamiento se lo realiza comparando factores que son expuestos por criterios relacionados a la calidad y seguridad en la operación del equipo, para obtener resultados que

concuerdan con el objetivo de este proyecto. A continuación se exponen las variables que son tomadas en cuenta para la elaboración de la Matriz.

2.5.5.1.1. Eficiencia Térmica

Se refiere a cuan eficiente es el sistema de transferir calor al crudo para que este obtenga la temperatura optima de deshidratación.

2.5.5.1.2. Costos Asociados

Se considera los costos asociados a cada tecnología incluyendo los costos de inversión e instalación.

2.5.5.1.3. Seguridad y Riesgos

Se refiere a los peligros operacionales asociados al uso de estos equipos, así como las complicaciones operacionales que el tipo de crudo presentaría a cada opción.

2.5.5.1.4. Mantenimiento

Se refiere a la frecuencia de mantenimiento asociada y/o riegos de parada de emergencia o programada

2.5.5.2. Selección del sistema de calentamiento

En la Tabla 2.8, se muestra la ponderación relativa definida para cada uno de los criterios de evaluación utilizados en la selección del sistema de Calentamiento. Estos resultados se obtienen de la Matriz de Evaluación número uno mostrada en el Anexo 3.

Tabla 2.8: Ponderación de los criterios de evaluación

Criterio de Evaluación	Ponderación
Eficiencia Térmica	10
Costos Asociados	5
Seguridad y Riesgos	8
Mantenimiento	3
Disponibilidad de espacios	1

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Esta ponderación se realizó de acuerdo al hecho de que la eficiencia térmica y la seguridad y riesgos son los factores primordiales en la selección de un sistema de calentamiento ya que se debe garantizar la transferencia de calor requerida al mínimo de riesgos operacionales asociados al uso de cada uno de los equipos, a fin de mantener la seguridad intrínseca de las instalaciones

Como segundo criterio el mantenimiento, ya que específicamente los Calentadores Directos tienen asociados sus altos costos operativos a la frecuencia de mantenimiento por depósitos de coque en el interior de los tubos, en comparación con los restantes equipos nombrados.

Como tercer criterio se consideran los costos y disponibilidad de espacio, ya que debe existir una relación entre los costos de inversión con la posibilidad de espacio que estos requieran. Por lo tanto, se debe buscar una opción que garantice la transferencia de calor requerida en la planta y que no produzca costos muy elevados.

De acuerdo a los resultados obtenidos en La Matriz de Evaluación uno para la selección del sistema de Calentamiento del campo Cuyabeno se recomienda emplear un sistema con Intercambiador de Calor, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 2.9: Puntaje de cada opción

Opción	Puntaje
Opción N° 1: Intercambiador de calor	83
Opción N° 2: Calentadores del Tipo Directo	71
Opción N° 3: Calentadores del Tipo Indirecto	67
Opción N° 4: Tratadores Térmicos	68

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Los Intercambiadores de Calor ofrecen varias ventajas entre las que se destacan: Son los adecuados cuando se manejan corrientes con contenidos de gas asociados (como es el caso de las corrientes manejadas en este proyecto) ya que los riesgos operacionales asociados (explosiones) disminuyen en comparación con los de Fuego Directo. Además, el intercambiador con respecto al Calentador indirecto posee una mayor eficiencia térmica debido a la transferencia de calor que se lo realiza directamente en este, mientras que en el indirecto interviene un fluido adicional como es el agua que transferir el calor al crudo.

La opción relacionada con tratadores térmicos es una opción poco viable, para este caso, ya que tienen las limitaciones de manejar crudos con % de agua emulsionada inferior al 20% y estos crudos de 25,8 °API manejados en la estación del Campo Cuyabeno, poseen un porcentaje de agua emulsionada por encima del 50%, sin embargo, es importante destacar que las corrientes productos de estos equipos son de excelente calidad, ya que tienen las capacidad de calentar, eliminar agua libre y emulsionada, gas y sólidos en las corrientes de crudo que son alimentadas, y además el objetivo principal es calentar no tratar.

CAPÍTULO 3

VISUALIZACIÓN E INGENIERÍA CONCEPTUAL

3.1 UBICACIÓN Y CONDICIONES DE OPERACIÓN

El área Cuyabeno tiene una estación de producción donde se procesa todo el crudo, agua y gas que producen los 21 pozos activos⁶, de los cuales 13 pozos producen por bombeo hidráulico (Power Oil / BH), y 8 por bombeo electro sumergible (BES). Este campo maneja actualmente una producción promedio de 8.597 BPD de petróleo de 25,8 °API, 24.911 BPD de agua de formación y 2.322 MPCGD de gas asociado⁷. En la figura 3.1 se muestra la ubicación geográfica del campo Cuyabeno.

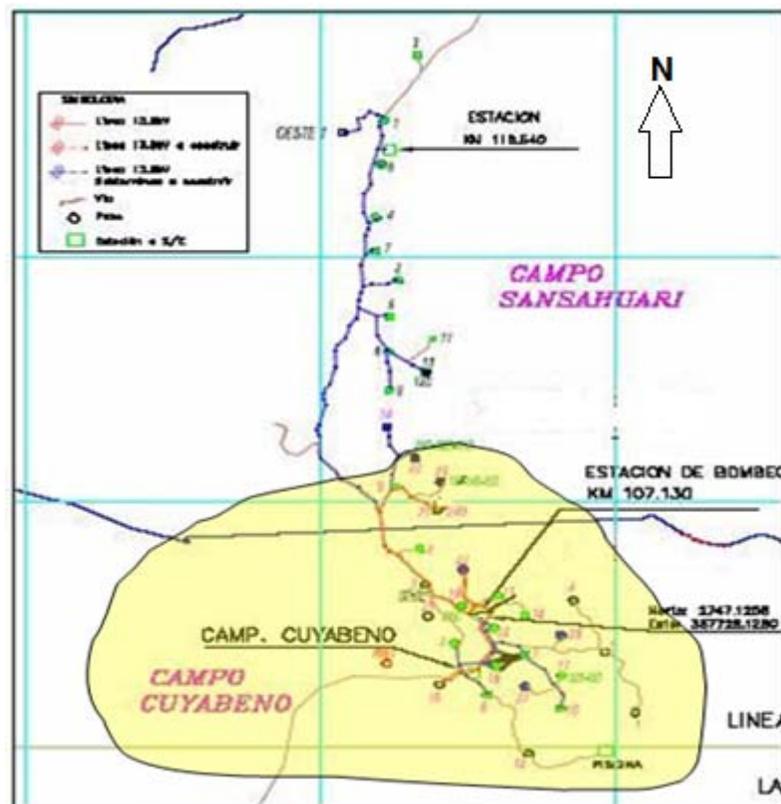


Figura 3.1: Ubicación Geográfica Campo Cuyabeno

⁶ Referirse al Anexo 1, Tabla 1.

⁷ Datos emitidos por Petroproducción. Diciembre 2008

En la Tabla 3.1 se muestran las condiciones actuales de operación del campo Cuyabeno

Tabla 3.1: Condiciones Actuales de Operación

AREA CUYABENO	No. Pozos	No. POZO - METODO LEV			VOLUMENES DE PRODUCCION				FLUIDO MOTRIZ	API	GAS FORMACIÓN	
		BES	BH	BM	BFPD	BAPD	BPPD	% BSW			BPPD	RGP (Ft/Bl)
CUYABENO	21	8	13	0	33508	24911	8597	74.3%	14970	25.8	270	2322

Fuente: Base de datos de Petroproducción campo Cuyabeno 2008.

Tabla 3.2: Condiciones Ambientales

Clima	Sub-Húmedo a Seco	
Promedio de lluvia	18,11 in /año	3000 mm/año
Temperatura (min./máx.)	78,80 / 82,40 ° F	26 / 28 °C
Velocidad del viento	1,82 – 3,65 ft/s	0,56 – 1,11 m/s
Nivel hidrométrico	122 in/año	3,099 mm/año
Humedad relativa	80 %	

Fuente: Base de datos de Petroproducción campo Cuyabeno 2008.

3.2 DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS

La Estación de Producción Cuyabeno cuenta con un múltiple de producción y prueba, dividido en cinco (5) secciones con capacidad para conectar 5 líneas de flujo cada una, 2 separadores bifásicos de producción, un separador trifásico de producción, un separador bifásico de prueba, un tanque de lavado, un tanque de surgencia, dos tanques de almacenamiento de crudo, un sistema de bombeo de exportación de crudo y uno de reinyección de agua; en el Anexo 7 se detalla el Diagrama de flujo de proceso actual (PG-CCY-M-001).

Parte del crudo procesado en la estación es utilizado para el sistema de levantamiento hidráulico de los pozos conocido como “Power Oil” y el resto es transferido por medio del oleoducto denominado “CUYABENO” hacia la Unidad LACT Lago Terminal donde se realiza fiscalización, para finalmente arribar al

terminal SOTE (Sistema de Oleoducto Transecuatoriano) en la ciudad de Lago Agrio.

Una parte del agua es utilizada para el subproceso de calentamiento, la cual es extraída directamente del colchón en el tanque de lavado y el volumen remanente es reinyectado en los pozos a través del sistema de tanques y bombas de reinyección.

Una parte de gas producido es utilizado como combustible para el sistema de calentamiento del agua para deshidratación de crudo, el resto es venteado o quemado por los dos mecheros o teas de alta y baja presión, instalados en la estación.

3.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

Luego de la etapa de separación la mezcla crudo-agua, incluyendo el fluido separado en el equipo trifásico que se vuelve a unir a la descarga de los separadores bifásicos e ingresa a la bota desgasificadora, donde se extrae el remanente de gas en el fluido, el cual es transferido a la tea de baja; y por otro la emulsión crudo-agua a una presión estimada de entre 20-18 psig, sigue hacia el tanque de lavado que tiene una capacidad en volumen de 18.130 Bbls (H= 36 pies; Ø= 60 pies), el cual opera con un colchón de agua promedio de 9 pies. En este recipiente, por gravedad e inyección de químicos principalmente el demulsificante, separa el crudo del agua. El proceso de deshidratación actual indica que el agua excedente del colchón operativo (9 pies promedio) es utilizada, una parte para calentarla con un calentador artesanal usando un mínimo de gas liberado desde los separadores de producción y prueba, que pasan por tres recipientes denominados depuradores o Scrubber tipo vertical, donde se libera al gas del contenido del líquido remanente que puede existir; el agua caliente se mezclará con la emulsión crudo-agua a la entrada del tanque de lavado con el fin de facilitar la deshidratación a través de un equipo denominado Mezclador Estático

y el resto será enviada al sistema de agua de reinyección; en el Anexo 7 se muestra el Diagrama de tubería e Instrumentación (PG-CCY-M-002).

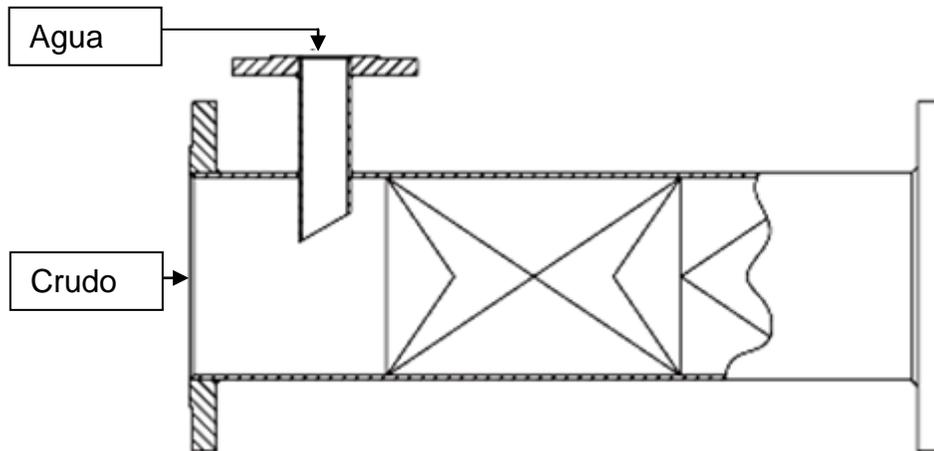


Figura 3.2: Esquema Mezclador Estático

El equipo de calentamiento instalado es artesanal y por lo mismo ineficiente en cuanto al gradiente de temperaturas obtenido ($5-10^{\circ}\text{F}$)⁸, con la que se obtiene una temperatura de crudo 112°F resultante de la mezcla no recomendable para deshidratación. En la figura 3.3 se muestra calentador de la estación de Cuyabeno.



Figura 3.3: Calentador actual instalado en la estación de Cuyabeno

⁸ Dato de Campo. Por Petroproducción

3.3.1. TIPO DE QUÍMICOS INYECTADOS

El Campo Cuyabeno presenta para la deshidratación de crudo dos puntos principales para la inyección del químico como son el múltiple de producción y prueba como también el ingreso a la bota desgasificadora, en la Tabla 3.3 se detallan los químicos inyectados como: Demulsificante Antiparafínico, Dispersante Sólidos, Antiespumante; además en la tabla mencionada se presenta cantidades inyectadas y costos de cada uno de los químicos⁹.

Los productos demulsificantes son utilizados para separar las moléculas de crudo y agua emulsionadas con un tiempo de contacto en el tanque de lavado, para la determinación de la cantidad de químico inyectado, es necesario conocer el sistema de recolección de crudo a objeto de caracterizar las corrientes y determinar mediante análisis de laboratorio el porcentaje de emulsión, tipo de emulsión, porcentaje de Agua libre y Gravedad API (Normas ASTM D4007-2: Determinación de agua y sedimentos en crudo por centrifugación y ASTM D287-92-2000: Determinación de la Gravedad API en crudos y derivados Método del Hidrómetro).

La parafina es una cera sólida del petróleo de alto peso molecular (número de átomos de carbonos presentes en el crudo mayor de 18 átomos de carbonos), tienen una temperatura de ablandamiento desde 60° F a 215° F aproximadamente. Dependiendo donde se presente el problema de precipitación de parafina se debe seleccionar el punto de inyección para separarlo. En la estación Cuyabeno, se inyecta productos químicos antiparafínico en el múltiple de producción.

Los productos antiespumantes son utilizados en los crudos tendientes a formar espuma a objeto de disiparla, generalmente se inyectan en el múltiple de producción a cierta distancia del producto químico demulsificante o en la línea de entrada de los separadores bifásicos o trifásicos. Estos productos son utilizados

⁹ Referirse al Anexo 1, Tabla 5.

cuando hay presencia de sólidos en el crudo, estos sólidos estabilizan las emulsiones y forman altas interfaces en los tanques de lavado lo que es negativo para la deshidratación de crudo.

Los sólidos están impregnados de crudo que se mantienen en suspensión en la interface crudo-agua, la función de los dispersantes de sólidos es cambiar la humectabilidad del sólido para que este emigre de la fase acuosa y se separe. Es importante conocer mediante análisis de laboratorio en contenido de sólidos presentes en el crudo así como el origen, de ello dependerá la selección del producto químico dispersante.

Para la inyección de químicos se utilizan bombas en cumplimiento de la norma API STD 675 “Positive Displacement Pumps Controlled” y tanques de fibra de vidrio reforzado de acuerdo a API 12P “Specification for Fiberglass Reinforced Plastic Tanks”, incluyendo además las conexiones de proceso, servicio, e instrumentación hasta las válvulas de bloqueo y/o instrumento final para conectar al sistema de distribución. En la Figura 3.4 se observa la disposición del sistema de inyección de químicos.

Tabla 3.3: Tipo de Químicos Inyectados

TRATAMIENTO DE QUIMICOS CUYABENO					
TRATAMIENTO	QUIMICO	BFTPM	CONSUMO GAL/MES	COSTO	
				\$/GAL	\$/MES
DESHIDRATACIÓN	DEMULSIFICANTE	2422772	5399	9	48591
	ANTIPARAFÍNICO	2422772	544	6	3264
	DISP. SÓLIDOS	2422772	630	8	5040
	ANTIESPUMANTE	2422772	283	5	1415

TRATAMIENTO	QUIMICO	COSTO TRATAMIENTO	RENDIMIENTO	
			BFT/GAL	BFT/US\$
DESHIDRATACIÓN	DEMULSIFICANTE	58310,00	448,74	49,86
	ANTIPARAFÍNICO		4453,63	742,27
	DISP. SÓLIDOS		3845,67	480,71
	ANTIESPUMANTE		8561,03	1712,21

Fuente: Tratamiento químico en el distrito oriente Septiembre 2008.



Figura 3.4: Sistema de Inyección de Químicos

3.4 VARIABLES DEL PROCESO ACTUAL

En la estación Cuyabeno las condiciones actuales de operación se han tomado valores de campo tanto la presión y temperatura, ubicando estos datos por sectores que intervienen en la deshidratación del crudo. En la tabla 3.4/3.5/3.6 se presentan los datos recopilados.

Tabla 3.4: Parámetros Múltiple de Producción

MÚLTIPLE DE PRODUCCIÓN					
	CABEZAL		CUPOS	OPERACIÓN	
ALINEACIÓN	CANT	DIAM (in)	TOTAL	P (psig)	Temp (°F)
CABEZAL 1	1	10	25	30	90,88
CABEZAL 2	1	10	25	30	90,88
CABEZAL 3	1	10	25	30	90,88
CABEZAL 4	1	10	25	30	90,88
C. PRUEBA	1	4		30	90,88

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez



Figura 3.5: Múltiple de Producción

Tabla 3.5: Parámetros Separador de Producción y Prueba

DESCRIPCIÓN SEPARADORES							
SEPARADORES	CANT	TIPO	DIAM (ft)	LONG (ft)	CAPACIDAD (BPD)	P (psig)	Temp (°F)
SEP. PROD. 1	1	TRIFÁSICO	10	40	35000	25	90,76
SEP. PROD. 2	1	BIFÁSICO	7	22	15000	25	90,76
SEP. PROD. 3	1	BIFÁSICO	6	38	15000	25	90,76
SEP. PRUEBA.	1	BIFÁSICO	6	10	5000	25	90,76

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez



Figura 3.6: Separadores de Producción y Prueba

Tabla 3.6: Parámetros Tanques

DESCRIPCIÓN TANQUES							
TANQUE	CANT	TIPO	DIAM (ft)	ALT (ft)	CAP (BIs)	P (psig)	Temp (°F)
BOTA	1	SOLD	5	48	20000 BPD	18	90.71
LAVADO	1	SOLD	60	36	18130	13	-
SURGENCIA	1	SOLD	70	36	24680	-	-

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez



Figura 3.7: Tanque de Lavado y Bota Desgasificadora

Las propiedades del crudo, agua y composición del gas son tomadas del análisis en laboratorios de Petroproducción¹⁰. Estos datos serán ingresados en el paquete computacional HYSYS (ver página 48) para simular un fluido multifásico y poder determinar sus propiedades.

3.4.1. CARACTERIZACIÓN DE CRUDO

El crudo principalmente constituido por hidrocarburos que son compuestos de hidrógeno y nitrógeno, en su mayoría parafinas, naftenos y aromáticos, junto con cantidades variables de derivados saturados homólogos del metano (CH₄). El crudo al ser una mezcla heterogénea de compuestos orgánicos se requiere de una prueba en laboratorio para poder determinar sus propiedades y componentes, de esta manera obtener la curva de destilación como se observa en la Tabla 3.7.

¹⁰ Referirse al Anexo 1, Tabla 2/3/4

Tabla 3.7: Caracterización de Crudo¹¹

CARACTERIZACIÓN CRUDO DE ACT'S			
PARÁMETROS	UNIDADES	NORMAS ASTM	CUYABENO
API OBSERVADO/TEMPERATURA	°API/°F	D 1298-85	26.5/72
API 60°F	°API		25.8
API SECO	°API		25.8
GRAVEDAD ESPECÍFICA	°API		0.8995
AGUA LIBRE			0.3
EMULSION	%	D 96-88	0
SEDIMENTOS	%		0
PARAFINA	%		0.3
BSW	%		0.3
BSW POR DESTILACIÓN	%	D 4006-81	0.400
SÓLIDOS POR EXTRACCIÓN	%	D 473-81	0.027
BSW TOTAL	%		0.427
AZUFRE	% peso	D 4294-90	1.134
SAL EN CRUDO	LbNaCl/1000bbbls	D 3230-89	12.8
PODER CALÓRICO	BTU/lb	D 240-92	18750
PODER CALÓRICO	KJ/Kg		43555.8
PODER CALÓRICO	Kcal/Kg		10396.87
VISCOSIDAD cSt 80°F	cSt	D 445-88	46.02
VISCOSIDAD cSt 104°F	cSt		28.94
VISCOSIDAD cSt 120°F	cSt		22.04
CENIZAS	% peso	D 482-91	0.090
CARBÓN CONRADSON	% peso	D 189-88	0.181
DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA (FK)	-		545
TEMPERATURA MEDIA VOLUMÉTRICA	°F		426.5
RELACIÓN CARBON HODRÓGENO	C/H		7.8
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN	Koup		10.6
CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN	BTU/lb		115
PESO MOLECULAR	g/mol		160
DESTILACIÓN	°F	D 86-90	PE = 153°F
DESTILACIÓN	°F	D 86-91	5% = 210
DESTILACIÓN	°F	D 86-92	10% = 270

¹¹ Referirse al Anexo 1, Tabla 2

Tabla 3.7: (Continuación) Caracterización de Crudo

CARACTERIZACIÓN CRUDO DE ACT'S			
PARÁMETROS	UNIDADES	NORMAS ASTM	CUYABENO
DESTILACIÓN	°F	D 86-93	20% = 395
DESTILACIÓN	°F	D 86-94	30% = 496
DESTILACIÓN	°F	D 86-95	37% = 545

Fuente: Laboratorio de Corrosión Lago Agrio. Lcdo. Leopoldo Simisterra. Fecha: 14 Mayo 2008

Para determinar las propiedades del crudo a presiones y temperaturas variables se utilizará un software específico de simulación de procesos, como es el paquete computacional HYSYS (ver Figura 3.8 - 3.9 - 3.10). Este software permite obtener las fracciones molares hipotéticas que representan la composición real del crudo ingresando datos que provienen de la caracterización del crudo Tabla 3.7.

En la Figura 3.8 y 3.9 se presenta los datos ingresados al programa tomando en cuenta la norma que se usó en la caracterización de crudo como es la ASTM D86.

The screenshot shows the 'Assay Definition' and 'Input Data' panels in HYSYS. The 'Assay Definition' panel has dropdown menus for Bulk Properties (Used), Assay Data Type (ASTM D86), Light Ends (Ignore), Molecular Wt. Curve (Not Used), Density Curve (Not Used), and Viscosity Curves (Not Used). The 'Input Data' panel has radio buttons for Bulk Props (selected) and Distillation. A table lists the following input data:

Molecular Weight	160.0
Standard Density	56.04 lb/ft3
Watson UOPK	<empty>
Viscosity Type	Kinematic
Viscosity 1 Temp	80.00 F
Viscosity 1	46.02 cSt
Viscosity 2 Temp	120.0 F
Viscosity 2	22.04 cSt

Figura 3.8: Ingreso datos de propiedades crudo en HYSYS

The screenshot shows the 'Assay Definition' and 'Input Data' panels in HYSYS. The 'Assay Definition' panel has dropdown menus for Bulk Properties (Used), Assay Data Type (ASTM D86), Light Ends (Ignore), Molecular Wt. Curve (Not Used), Density Curve (Not Used), and Viscosity Curves (Not Used). The 'Input Data' panel has radio buttons for Bulk Props (unselected) and Distillation (selected). An 'Assay Basis' dropdown is set to 'Liquid Volume'. A table lists the distillation curve data:

Assay Percent	Temperature [F]
0,0000	153,0
5,000	210,0
10,00	270,0
20,00	395,0
30,00	496,0
37,00	545,0

Figura 3.9: Ingreso datos de curva de destilación en HYSYS

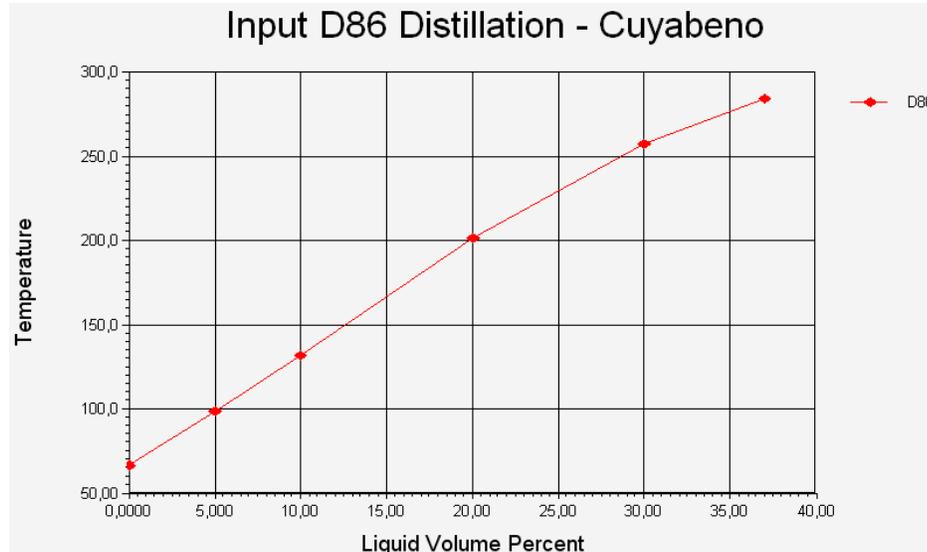


Figura 3.10: Curva de Destilación del crudo Cuyabeno

Para determinar el flujo volumétrico de crudo se toma el mayor valor de la suma entre el flujo de crudo producido y el inyectado de un mismo año. A partir de la Tabla 3.11, se obtienen los valores y el año de mayor producción, para el análisis se determina que el 2010 así:

Flujo Volumétrico de crudo inyectado

$$V_{ci} := 12670.61 \quad \text{BIPD}$$

Flujo Volumétrico de crudo producido

$$V_C := 10690.66 \quad \text{BOPD}$$

Flujo Total Volumétrico de crudo

Ecuación 3.1

$$V_{c_t} := 1.1 \cdot (V_{c_i} + V_c)$$

$$V_{c_t} = 2.57 \times 10^4 \quad \text{BPPD}$$

3.4.2. CROMATOGRAFÍA DEL GAS

La cantidad de gas producido por el campo Cuyabeno depende de la relación denominada GOR, el volumen de gas por cada barril de crudo producido. Este valor es necesario para realizar la simulación en HYSYS ingresado en un ajuste como se muestra en la Figura 3.14.

Flujo Volumétrico de crudo

$$V_c := 23361.3 \quad \text{BPPD}$$

Volumen de gas

$$V_g := 2200000 \quad \text{PCGD}$$

$$\text{GOR} := \frac{V_g}{V_c}$$

$$\text{GOR} = 94.173$$

Ecuación 3.2

Tabla 3.8: Cromatografía del Gas¹²

RESUMEN CROMATOGRAFÍA GASES CAMPO CUYABENO		
PARÁMETRO	UNIDADES	CUYABENO
		Entrada de Scrubber
P/T	psi/°F	42/110.8
CO2	%molar	51.05
N2	%molar	2.01

¹² Referirse al Anexo 1, Tabla 3

Tabla 3.8: (Continuación) Cromatografía del Gas

RESUMEN CROMATOGRAFÍA GASES CAMPO CUYABENO		
PARÁMETRO	UNIDADES	CUYABENO
		Entrada de Scrubber
CH4	%molar	18.68
C2H6	%molar	5.42
C3H8	%molar	12.56
iC4H10	%molar	2.52
nC4H10	%molar	5.19
iC5H12	%molar	1.39
nC5H12	%molar	1.18
Sp. Gr		1.365
H2O Teórica	lb/mmscf	1581.848
G.P.M.		6.842
PESO	molec.	39.524
T.S.C.	G.R.	541.334
P.S.C	psia	851.667
P.C.N.	btu/scf	875.429
No.OCT	Calcul.	49.13
Z	adimen	0.985
Ug	cp	0.0093
Cg	1/psia	0.0208
Bg	ft3/scf	0.3307

Fuente: Laboratorio de Corrosión Lago Agrio. Lcdo. Leopoldo Simisterra. Fecha: 07 Octubre 2007

En la Figura 3.11 y 3.12 se presentan los datos ingresados al programa para la simulación del fluido multifásico.

Adjust Name **ADJ-3**

Adjusted Variable

Object: GAS CUYABEND Select Var...

Variable: Molar Flow

Target Variable

Object: SPRDSHT-1@A3 Select Var...

Variable: A3:

Target Value

Source

User Supplied Specified Target Value

Another Object

SpreadSheetCell Object

94,1730

Figura 3.11: Ingreso datos de GOR en ADJ-3

Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition**
- K Value
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters

	Mole Fractions
CO2	0,510500
Nitrogen	0,020100
Methane	0,186800
Ethane	0,054200
Propane	0,125600
i-Butane	0,025200
n-Butane	0,051900
i-Pentane	0,013900
n-Pentane	0,011800

Total **1,00000**

Edit... Edit Properties... Basis...

Extend Stream Functionality

Worksheet Attachments Dynamics

Figura 3.12: Datos de composición de gas ajustada por HYSYS

3.4.3. ANÁLISIS FÍSICO-QUÍMICO DEL AGUA

La cantidad de agua contenida en el crudo se denomina BSW o agua emulsionada determinada como porcentaje, señala la cantidad de agua emulsionada en crudo. Este valor es necesario para realizar la simulación en HYSYS ingresado en un ajuste como se muestra en la Figura 3.14.

Flujo Volumétrico de crudo

$$V_c := 23361.3 \quad \text{BPPD}$$

Flujo Volumétrico de agua

$$V_a := 32903 \text{BAPD}$$

Cantidad de agua en crudo

$$\text{BSW} := \frac{V_a}{V_c + V_a}$$

$$\text{BSW} = 0.585$$

Ecuación 3.3

Tabla 3.9: Análisis Físico-Químico del Agua de Formación¹³

ANÁLISIS FÍSICO-QUÍMICO DEL AGUA DE FORMACIÓN		
LOCACIÓN	UNIDADES	CUYABENO
Ph		7
Temp.	°C	60
CLORUROS	mg/l Cl-	10900
ALCALINIDAD	mg/l CaCO3	1400
DUREZA TOTAL	mg/l CaCO3	2250
DUREZA CALCICA	mg/l CaCO3	2010
DUREZA MAGNESICA	mg/l CaCO3	240
HIERRO 2+	mg/l Fe 2+	9.8
SULFATOS	mg/l SO4 2-	225
RESIDUAL DE INHIBIDOR DE ESCALA	ppm INHIB.	28.7
TURBIDEZ	FTU	60
ACEITE EN AGUA	.ppm	60
OXIGENO DISUELTO	.ppb	10
H2S	.ppm	0.3

Fuente: Laboratorio de Corrosión Lago Agrio. Lcdo. Leopoldo Simisterra. Fecha: 26 Octubre 2008

¹³Referirse al Anexo 1, Tabla 4

En la Figura 3.13 se presenta los datos ingresados al programa para la simulación del fluido multifásico.

The screenshot shows the configuration for an adjustment named 'ADJ-4'. It is divided into three main sections:

- Adjusted Variable:** The 'Object' is set to 'AGUA CUYABENO' and the 'Variable' is 'Molar Flow'. A 'Select Var...' button is visible.
- Target Variable:** The 'Object' is set to '2' and the 'Variable' is 'Master Comp Volume Frac (H2O)'. A 'Select Var...' button is visible.
- Target Value:** The 'Source' is set to 'User Supplied' (indicated by a selected radio button). The 'Specified Target Value' is entered as '0,5847'.

Figura 3.13: Ingreso datos de BSW en ADJ-4

3.4.4. BALANCE DE MASAS

La producción máxima actual de campo Cuyabeno se detallo en el punto 3.1, para determinar la producción estimada para 11 años (2021) se tiene como referencia la tabla 3.10.

Tabla 3.10: Pronóstico de Producción

CAMPO CUYABENO - ESTACIÓN CUYABENO									
PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN 2009 2021									
Año	BFPD	BOPD	BAPD	MPCGD	BIPD	AyS	GOR exp	GOR exp + iny	BOPD + BIPD
2008	33508,00	8597,00	24911,00	2322,00	14970,00	74,34	270,09	98,53	23567,00
2009	27014,71	8222,58	18792,13	1644,52	13772,40	69,56	200,00	74,77	21994,98
2010	36582,79	10690,66	25892,13	2138,13	12670,61	70,78	200,00	91,52	23361,27
2011	39209,21	10998,63	28210,58	2199,73	11656,96	71,95	200,00	97,09	22655,59
2012	38789,60	10415,39	28374,21	2083,08	10724,40	73,15	200,00	98,54	21139,80
2013	38442,20	9860,74	28581,46	1972,15	9866,45	74,35	200,00	99,97	19727,19
2014	38168,13	9332,35	28835,78	1866,47	9077,13	75,55	200,00	101,39	18409,48

Tabla 3.10: (Continuación) Pronóstico de Producción

CAMPO CUYABENO - ESTACIÓN CUYABENO									
PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN 2009 2021									
Año	BFPD	BOPD	BAPD	MPCGD	BIPD	AyS	GOR exp	GOR exp + iny	BOPD + BIPD
2015	37975,27	8829,41	29145,87	1765,88	8350,96	76,75	200,00	102,78	17180,37
2016	37865,53	8349,41	29516,12	1669,88	7682,89	77,95	200,00	104,16	16032,30
2017	37862,70	7894,33	29968,37	1578,87	7068,26	79,15	200,00	105,52	14962,58
2018	37974,32	7461,79	30512,53	1492,36	6502,80	80,35	200,00	106,87	13964,58
2019	38218,02	7050,92	31167,10	1410,18	5982,57	81,55	200,00	108,20	13033,49
2020	38610,80	6659,89	31950,91	1331,98	5503,97	82,75	200,00	109,50	12163,85
2021	39192,92	6289,79	32903,13	1257,96	5063,65	83,95	200,00	110,80	11353,43

Fuente: Base de datos de Petroproducción campo Cuyabeno 2008.

A partir de la tabla 3.10 se obtiene los valores promedios, máximos y mínimos de flujos volumétricos, con estos valores posteriormente se realiza la simulación en el paquete computacional HYSYS.

Tabla 3.11: Producción Estimada

	BFPD	BOPD	BAPD	MPCGD	BIPD	BOPD + BIPD
Promedio	37377,40	8619,68	28757,72	1723,94	8763,31	17382,99
Máximo	39209,21	10998,63	32903,13	2199,73	13772,40	23361,27
Mínimo	27014,71	6289,79	18792,13	1257,96	5063,65	11353,43

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Para el diseño de equipos se toma los valores máximos de crudo, agua y gas en función del tiempo que se tiene en la estación Cuyabeno con un factor de sobrediseño del 10%¹⁴.

El esquema de caracterización de flujo multifásico se presenta en la figura 3.14, realizada en HYSYS se muestra un artificio típico para simular un flujo multifásico.

¹⁴ Requerido por Petroproducción para diseño de equipos.

De esta caracterización dependen las propiedades de fluido que más adelante se valoran para el cálculo térmico del intercambiador de calor.

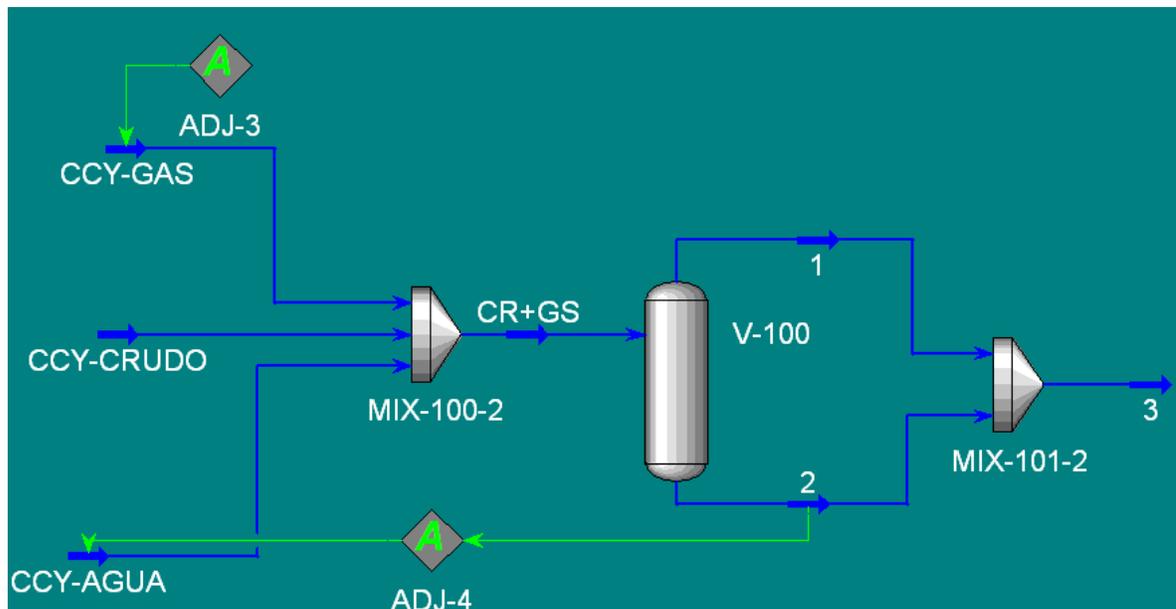


Figura 3.14: Caracterización de flujo multifásico Cuyabeno

3.5 EVALUACIÓN PARA LA REINGENIERÍA DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO

3.5.1. INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el diseño y cálculo mecánico del intercambiador de calor se aplicará la norma TEMA (Tubular Exchangers Manufactures Association) cuya finalidad es regular los criterios de diseño y fabricación, además para el caso de los intercambiadores de calor tubo y corzase adoptará los criterios de la norma ASME Boiler and Pressure Vessels Code (Código para Calderas y Recipientes a Presión de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos).

En las Normas Mecánicas TEMA es importante señalar la clase de intercambiador de calor que se aplicará para el diseño, de esta manera se presentan tres clases como:

Clase “R”, es parte de las normas donde los requisitos de diseño, fabricación y materiales son más estrictos. Esta clase se especifica generalmente para condiciones severas y procesos de petróleo.

Clase “C”, se especifica para procesos y aplicaciones generales, siendo los requisitos menos estrictos que para el caso anterior. Esto último se aplica también para la CLASE “B” con la única diferencia que los equipos clasificados para esta categoría generalmente se encuentran en procesos químicos.

De lo anterior se asegura que al tratarse de un proceso de deshidratación de crudo se debe regir a los parámetros de la TEMA “R”.

De acuerdo al funcionamiento térmico y por su tipo de construcción el intercambiador de calor que se tratará como parte del sistema deshidratación de crudo, se clasifica como un calentador e intercambiador de tubo y coraza respectivamente.

Para visualizar a fondo los intercambiadores de calor de tubo y coraza indicaremos en la Tabla 3.12 ventajas y desventajas a partir de su tipo de fabricación.

Tabla 3.12: Tipos de Intercambiadores de Calor Tubos y Coraza

Intercambiador de Calor	Ventajas	Desventajas
Espejos-Fijos	Construcción económica y un mínimo de juntas empacadas, reduciendo con esto las posibilidades de fuga.	La coraza y el exterior de los tubos del haz, no pueden ser limpiadores por medios mecánicos, ni ser inspeccionados físicamente. Problemas estructurales originados por la expansión diferencial entre la coraza y el haz de tubos para gradientes de temperatura considerables.

Tabla 3.12: (Continuación) Tipos de Intercambiadores de Calor Tubos y Coraza

Intercambiador de Calor	Ventajas	Desventajas
Tubos En “U”	Maneja fluidos de alta presión y temperatura lado tubos, absorbe libremente las expansiones térmicas y su costo es relativamente bajo.	Dificultad para limpiar mecánicamente el interior de los tubos y limitación en el número de pasos (lado tubos).
Cabezal Flotante	Amplias facilidades de inspección, mantenimiento y reparación, elimina problemas de expansión diferencial por efectos térmicos entre tubos y coraza mediante el libre desplazamiento del cabezal flotante.	Mayor costo de fabricación que en los casos anteriores y un número considerable de juntas empacadas que lo hacen poco recomendable para el manejo de fluidos tóxicos o peligrosos.

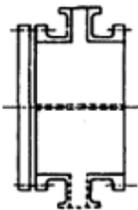
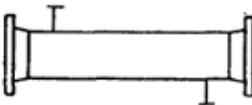
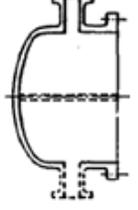
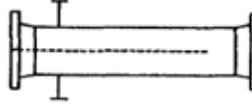
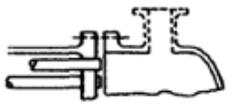
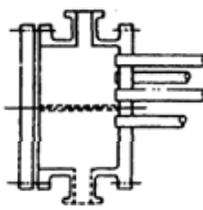
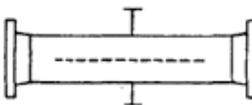
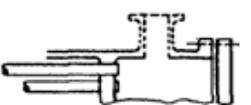
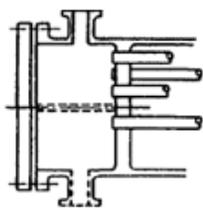
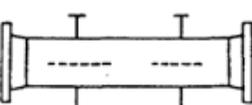
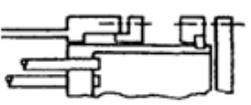
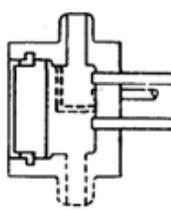
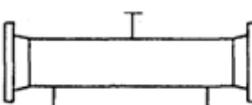
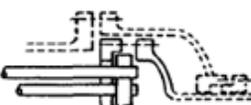
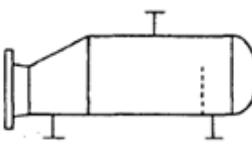
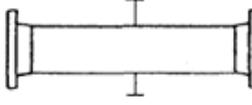
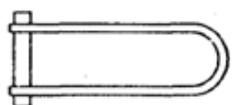
Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

A partir de la tabla 3.12 se puede definir el tipo de intercambiador de calor de tubos y coraza a usar, el intercambiador de cabezal flotante por sus ventajas y gran aplicación en el campo de manejo de hidrocarburos es la mejor opción entre las indicadas.

La nomenclatura utilizada por “TEMA”, adopta tres literales que representan: La primera, el tipo de cabezal de distribución o entrada, la segunda, el tipo de coraza y la tercera, el tipo de cabezal de retorno.

De la Figura 3.15 la aplicación del intercambiador de calor tipo tubos y coraza de cabezal flotante se lo ubica de acuerdo a la nomenclatura TEMA como: Tipo de cabezal de distribución “A”, una coraza “E” y un cabezal de retorno “S”.

En cuanto a los elementos mecánicos del intercambiador de calor “AES”, se tiene la descripción a detalle más adelante, en la Figura 3.16 se presenta la descripción gráfica de los elementos constitutivos de un Intercambiador de Calor.

FRONT END STATIONARY HEAD TYPES		SHELL TYPES		REAR END HEAD TYPES	
A		E		L	
	CHANNEL AND REMOVABLE COVER		ONE PASS SHELL		FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
B		F		M	
	BUNNET (INTEGRAL COVER)		TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE		FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
C		G		N	
	CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE		SPLIT FLOW		FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
N		H		P	
	CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE		DOUBLE SPLIT FLOW		OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
D		J		S	
	SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE		DIVIDED FLOW		FLOATING HEAD WITH BLACKING DEVICE
		K		T	
			KETTLE TYPE REBOILER		PULL THROUGH FLOATING HEAD
		X		U	
			CROSS FLOW		U-TUBE BUNDLE
				W	
					EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET

Fuente: Tubular Exchanger Manufacturers Association 9na. Edición

Figura 3.15: Nomenclatura TEMA

Elementos Mecánicos	
1	Cabezal de distribución- Cabezal estacionario
2	Cabezal de distribución- Bonete
3	Brida del cabezal estacionario- Cabezal o Bonete
4	Tapa del Cabezal
5	Boquilla del cabezal estacionario
6	Espejo estacionario
7	Tubos de transferencia
8	Envolvente - Coraza
9	Cabezal
10	Brida de la coraza al espejo estacionario
11	Brida de la coraza a su tapa
12	Boquilla de la coraza
13	Brida de la tapa de la coraza
14	Espejo Flotante
15	Cabezal flotante
16	Brida del cabezal flotante
17	Contra brida dividida del cabezal flotante
18	Faldón del cabezal flotante
19	Empaque
20	Varillas tensoras y espaciadores
21	Mamparas transversales o placas de soporte
22	Mampara de choque
23	Placa de partición-Divisoria
24	Conexión de ventilación
25	Conexión de drenaje
26	Conexión para instrumentos
27	Silleta de soporte
28	Oreja de Izamiento

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

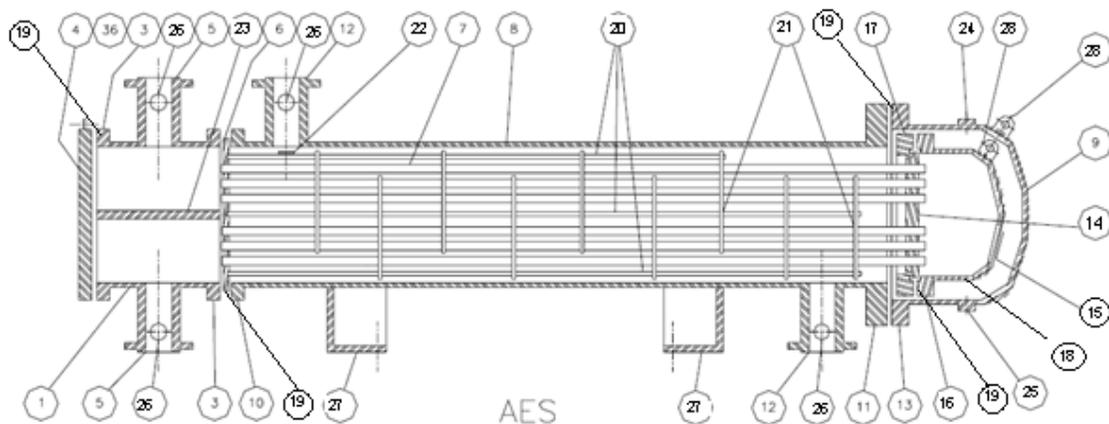


Figura 3.16: Elementos Mecánicos Intercambiador TEMA AES

Los intercambiadores de calor de tubos y coraza en general son dispositivos diseñados para intercambiar calor entre dos fluidos que se encuentran a diferentes temperaturas y separados por una pared sólida, estos intercambiadores contienen un gran número de tubos distribuidos paralelamente dentro de un tubo más grande llamado coraza. Este equipo permitirá al proceso de calentamiento de crudo establecido, subir la temperatura del crudo hasta su punto de deshidratación.

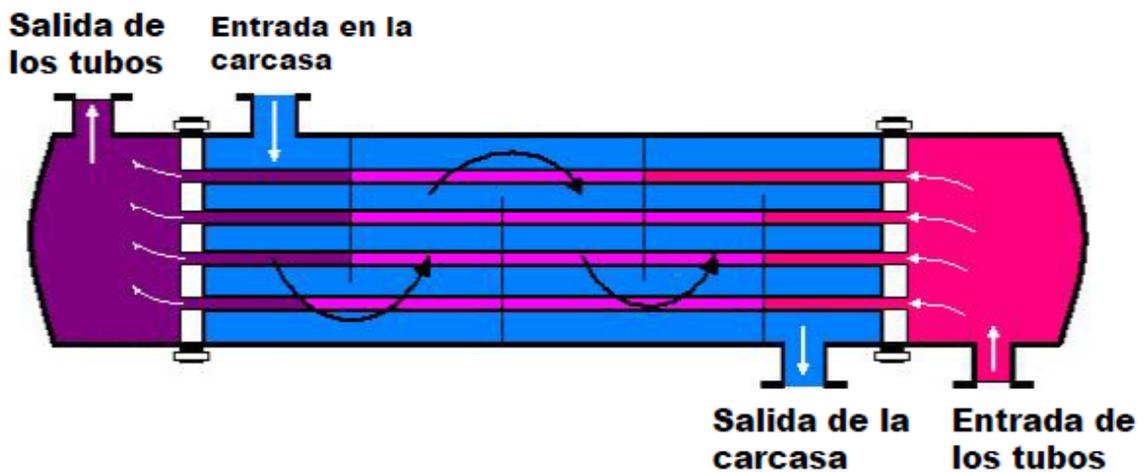


Figura 3.17: Intercambiador de calor de tubos y coraza

La transferencia de calor ocurre a medida que uno de los fluidos circula dentro de los tubos y el otro por la coraza (Figura 3.17), ya sea un flujo paralelo o en contra corriente y la transferencia de calor se produce por convección en cada fluido y conducción a través de la pared que los separa, las pérdidas de calor por radiación son despreciables¹⁵. En el análisis térmico de transferencia de calor entre los fluidos depende de la magnitud de la diferencia de temperatura local, lo cual varía a lo largo de dicho intercambiador.

En el diseño de estos intercambiadores de calor es común colocar deflectores en la coraza, perpendicular a los tubos para forzar la turbulencia del fluido y moverse

¹⁵Tomado del libro Procesos de transferencia de calor / Donald Kern / Cap. 6 – Pag. 152

en dirección transversal por dicha coraza y así obtener mejores coeficientes de película de transferencia de calor, tal como se muestra en la Figura 3.18.

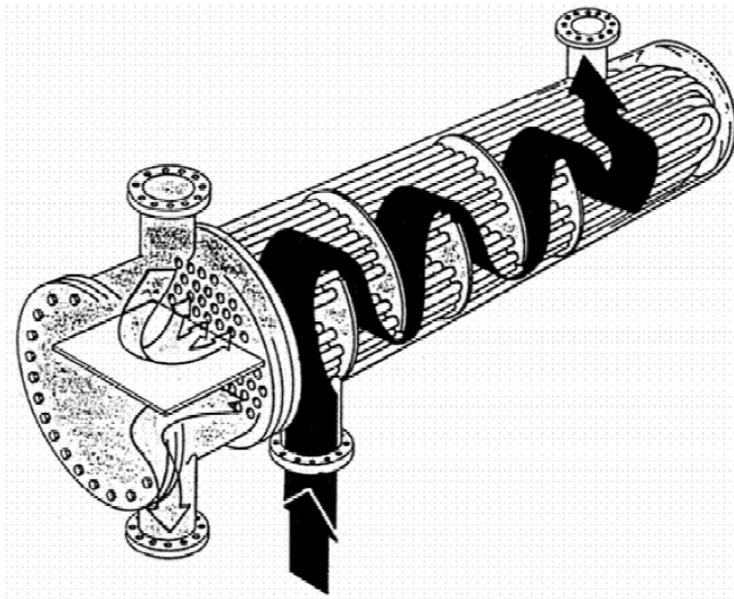


Figura 3.18: Flujo de fluidos en el intercambiador de calor de tubos y coraza

Los intercambiadores de calor se pueden clasificar de acuerdo al número de pasos por los tubos o por la coraza, por ejemplo en un intercambiador donde se tiene 2 pasos por los tubos y uno por la coraza se lo denomina intercambiador 1-2. También se lo puede clasificar de acuerdo a su configuración de sus componentes internos, anteriormente se definió el tipo de intercambiador de tubo y coraza que fue seleccionado el tipo TEMA R AES, que en general es un intercambiador con cabezal flotante y tubos estacionarios.

Los pasos y la configuración de los tubos, el tamaño de la coraza como el número de deflectores son elementos constitutivos que se debe tomar importancia para que la transferencia de calor sea efectiva, tanto térmicamente como económicamente.

3.5.1.1. Tubos de transferencia de calor

Los tubos de transferencia de calor se conocen también como tubos para condensador, y su configuración es de vital importancia para el cálculo de los coeficientes de película.

3.5.1.1.1. Configuración de los tubos

Existen dos tipos de configuración de los tubos, puede ser de una configuración triangular o en cuadrado tal como se muestra en la Figura 3.19. La ventaja que tiene la configuración en cuadrado es su fácil accesibilidad para limpieza exterior y además presentan bajas caídas de presión cuando el fluido golpea perpendicular a los tubos como se muestra en la Figura 3.19, la ventaja que tiene la configuración triangular es que produce más turbulencia y por lo tanto produce mejores coeficientes de película por el lado de la coraza como un 25% más que en la configuración en cuadrado y su transferencia de calor es mucho mejor.

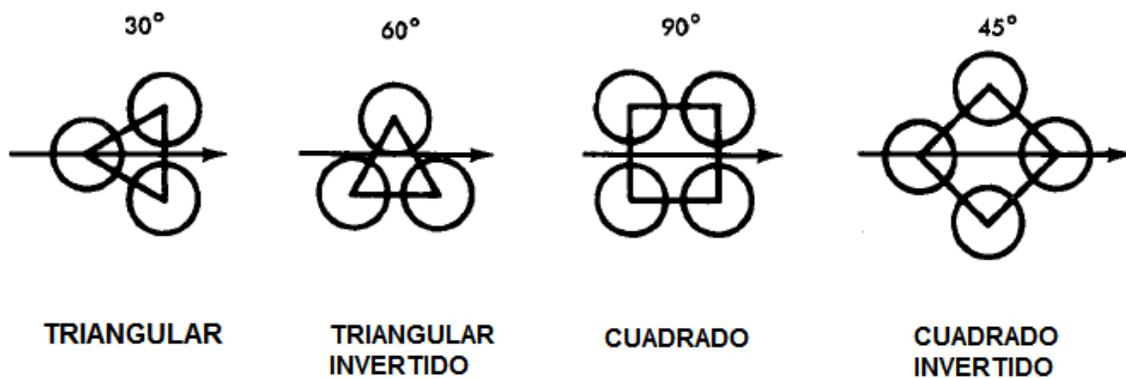


Figura 3.19: Configuración para los tubos de transferencia

El espaciado es la distancia entre los tubos desde centro a centro, los espaciados más comunes se especifican en la Tabla 3.13, para los diferentes diámetros de los tubos.

Tabla 3.13: Espaciado entre Tubos para las diferentes configuraciones

Configuración	Diámetro exterior del tubo (plg)	Espaciado (plg)
Cuadrado	3/4	1
	1	1 ¼
Triangular	3/4	15/16
	1	1 ¼

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

3.5.1.1.2. Longitud de los tubos

La longitud de los tubos comúnmente usados son de 8, 10, 12, 16 y 20 pies, para longitudes mayores sea el caso, debe referirse al párrafo N-1.12 de la norma TEMA 9na Ed. 2007

3.5.1.1.3. Diámetro de los tubos

Los diámetros comúnmente establecidos y calibres para tubos de cobre, de acero y de aleación se presentan en la Tabla 3.14. Otros diámetros y características geométricas se puede presentar en el Anexo 2, Tabla 7 y 8.

Tabla 3.14: Diámetros de Tubería y Calibre para algunos Materiales y Aleaciones

DIÁMETROS DE TUBOS SIN COSTURA Y CALIBRES			
O.D	Cobre y aleación de cobre	Acero al carbón, aluminio y aleación de aluminio	Otras aleaciones
pulgadas	B.W.G	B.W.G	B.W.G
1/4	27	-----	27
	24	-----	24
	22	-----	22

Tabla 3.14: (Continuación) Diámetros de Tubería y Calibre para algunos Materiales y Aleaciones

DIÁMETROS DE TUBOS SIN COSTURA Y CALIBRES			
O.D	Cobre y aleación de cobre	Acero al carbón, aluminio y aleación de aluminio	Otras aleaciones
pulgadas	B.W.G	B.W.G	B.W.G
3/8	22	-----	22
	20	-----	20
	18	-----	18
1/2	20	-----	20
	18	-----	18
5/8	20	18	20
	18	16	18
	16	14	16
3/4	20	16	18
	18	14	16
	16	12	14
7/8	18	14	16
	16	12	14
	14	10	12
	12	-----	-----
1	18	14	16
	16	12	14
	14	-----	12
1 1/4	16	14	14
	14	12	12
1 1/2	16	14	14
	14	12	12
2	14	14	14

Tabla 3.14: (Continuación) Diámetros de Tubería y Calibre para algunos Materiales y Aleaciones

DIÁMETROS DE TUBOS SIN COSTURA Y CALIBRES			
O.D	Cobre y aleación de cobre	Acero al carbón, aluminio y aleación de aluminio	Otras aleaciones
pulgadas	B.W.G	B.W.G	B.W.G
	12	12	12

Fuente: Tubular Exchanger Manufacturers Association 9na. Edición, Tabla RCB-2.21

3.5.1.2. Espejos

Los espejos son placas perforadas según el número de tubos que sujetan de extremo a extremo al haz de tubos de transferencia y además sirven como divisores del flujo lado de la coraza y el flujo del lado tubos. Los espejos se encuentran sellados permanentemente mediante una soldadura perimetral en los extremos de los tubos y así no pueda haber fugas bajo condiciones razonables de operación.



Figura 3.20: Espejos de intercambiadores de calor

3.5.1.3. Deflectores

Se emplea deflectores para incrementar el valor de los coeficientes de película de transferencia de calor lado de la coraza, debido a su turbulencia que genera por el cambio brusco de dirección del fluido de trabajo.

La distancia entre centro a centro de los deflectores se llama espaciado de los deflectores y su mínimo espaciado es el valor de un quinto del diámetro interno de la coraza o un espaciado no mayor al diámetro interno de la coraza.

Los deflectores segmentados son los más comunes tal como se muestra en la Figura 3.21., cuyas alturas son por lo general un 75% del diámetro interior de la coraza. Estos se conocen también deflectores con un 25% de corte.

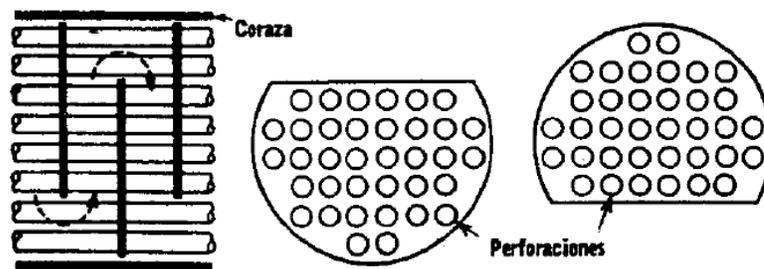


Figura 3.21: Detalle de los deflectores segmentados

3.5.1.4. Cabezal

El cabezal flotante es un elemento que se encuentra fijo al espejo mediante pernos y un anillo dividido cuya función es retornar el fluido que circula por el interior de los tubos hacia el cabezal de distribución, o bien mandar el fluido fuera del intercambiador de calor cuando este se encuentra con un solo paso lado tubos.

3.5.1.5. Relación de Temperaturas

Por lo general los intercambiadores de calor de tubos y coraza tipo TEMA AES tienen dos pasos por los tubos, entonces la configuración de los flujos son de dos maneras en un paso están en flujo paralelo y en el otro paso están en flujo contra corriente o viceversa entre los dos fluidos, esto es dependiendo a la orientación de las boquillas de la coraza, pero esto no afecta a los cálculos de la diferencia verdadera de temperatura ya que es previamente corregido por un factor de corrección, y también en un intercambiador de calor 1-2 la temperatura de salida de una de las corrientes no puede aproximarse a la temperatura de entrada de la otra corriente, tal como se muestra en la Figura 3.22.

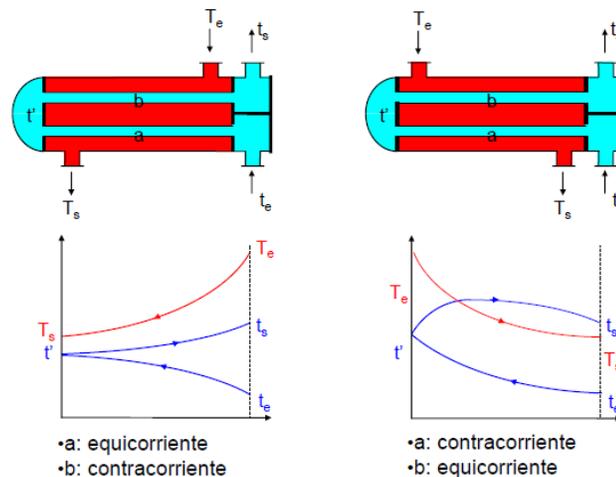


Figura 3.22: Relación de temperaturas en un intercambiador de calor 1-2 con arreglos convencional de boquillas

3.5.2. SELECCIÓN DEL FLUIDO DE TRABAJO

Para la evaluación del fluido de trabajo se presentan tres escenarios: agua, vapor y aceite térmico. La selección se realizará obteniendo datos de la simulación en HYSYS como son temperaturas y caudales para alcanzar el calor requerido por el crudo.

Como premisa de diseño el crudo, para una deshidratación óptima requiere que su temperatura sea de 140°F a la salida del intercambiador de calor, la ubicación del

intercambiador de calor será entre los separadores y la bota desgasificadora¹⁶, esta ubicación del intercambiador de calor se justifica a que debido a que en el proceso de calentamiento el crudo desprende gases los cuales deben ser evacuados hacia las teas, esto se logra en la bota desgasificadora, de esta manera no se produce desprendimiento de gases en el tanque de lavado lo cual es positivo para el proceso de deshidratación de crudo.

En la figura 3.23 se presenta la simulación del sistema de calentamiento en el que consta la caracterización tratada en puntos anteriores, proceso de separación primaria, intercambiador de calor (E-102), Bomba para circulación de de fluido de trabajo (P-100), Calentador de fluido de trabajo (E-101).

FLUIDO FRÍO: CRUDO EMULSIONADO

Temperatura entrada

Temperatura salida

$$T_{i_C} := 90.71^\circ\text{F}$$

$$T_{o_C} := 140^\circ\text{F}$$

Flujo másico

$$m_{a_C} := 425580 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Calor específico

$$c_{p_C} := 0.62 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$$

Cálculo del calor requerido por el crudo:

$$Q := m_{a_C} \cdot c_{p_C} \cdot (T_{o_C} - T_{i_C}) \quad \text{Ecuación 3.4}$$

¹⁶ Requerimiento de Petroproducción

$$Q = 1.301 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

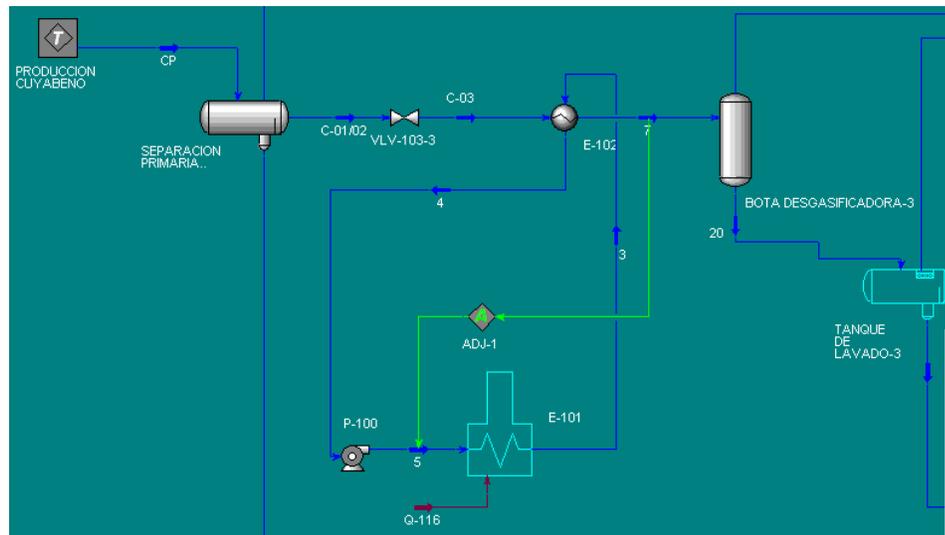


Figura 3.23: Esquema general para simulación de sistema de calentamiento

Para la selección del fluido de trabajo se procede a calcular el flujo másico necesario a partir de rangos de temperaturas determinadas de los distintos escenarios seleccionados.

ESCENARIO 1

Adoptar el fluido de trabajo Vapor Sobrecalentado, siendo esto tratada en una Caldera (los valores son obtenidos de la simulación en el programa HYSYS).

FLUÍDO CALIENTE: VAPOR SOBREALENTADO

Presión y Temperatura de saturación ingreso

$$P_{i_{VS}} = 100 \text{ psig}$$

$$T_{i_{VS}} = 320 \text{ }^{\circ}\text{F} \quad T_{o_{VS}} = 200 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$m_{a_{VS}} = 94781.2 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

ESCENARIO 2

Adoptar el fluido de trabajo Agua, siendo esta tratada en un Calentador de agua de fuego directo.

FLUÍDO CALIENTE: AGUA SATURADA

$$T_{i_{AS}} := 200^{\circ}\text{F} \quad T_{o_{AS}} := 136^{\circ}\text{F}$$

Calor específico

$$c_{p_{AS}} := 1.047 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^{\circ}\text{F}}$$

$$m_{a_{AS}} := \frac{Q}{c_{p_{AS}} \cdot (T_{i_{AS}} - T_{o_{AS}})}$$

Ecuación 3.5

$$m_{a_{AS}} = 1.941 \times 10^5 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

ESCENARIO 3

Adoptando el fluido de trabajo al aceite térmico Therminol 66, se determina el caudal que requiere el sistema:

THERMINOL 66

$$T_{i_a} := 482^{\circ}\text{F} \quad \text{Temperatura entrada}$$

$$T_{o_a} := 280^{\circ}\text{F} \quad \text{Temperatura salida}$$

Calor específico

$$C_{pt} := 0.4984 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$m_t := \frac{Q}{C_{pt} \cdot (T_{i_a} - T_{o_a})}$$

Ecuación 3.6

$$m_t = 1.292 \times 10^5 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

De lo expuesto anteriormente se concluye que el aceite térmico (Therminol 66) es el más viable debido a que su volumen másico es aceptable, no es un fluido corrosivo, su rango de trabajo se ajusta a las necesidades del proyecto y a su vida útil que es de 15 años; además este fluido fue totalmente aceptado por la empresa Petgas NCT ya que se tiene como referencia el proceso que lleva a cabo la operadora Repsol que aplica un proceso similar.

CAPÍTULO 4

INGENIERÍA BÁSICA

4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACION SELECCIONADO

En Capítulo 3 se estudió el proceso de deshidratación actual que maneja el campo Cuyabeno, que principalmente consistía en calentar agua a través de un calentador artesanal, para este volumen ser mezclado con la corriente de crudo emulsionado proveniente de los separadores bifásicos y trifásicos en un equipo denominado mezclador estático. Luego de este proceso se inyectan químicos antes del ingreso al tanque de lavado donde por gravedad se retira el agua contenida en el crudo.

Para el desarrollo del presente proyecto, la principal premisa de diseño suministrada por Petroproducción fue la temperatura del crudo 140°F, necesaria para la eficiencia del proceso de deshidratación.

Este proyecto cambió totalmente el sistema de calentamiento de crudo, ya que plantea retirar el mezclador estático, para en su lugar implementar un intercambiador de calor tipo TEMA AES determinado como la mejor opción en el capítulo 2. Este intercambiador de calor como fluido de trabajo maneja aceite térmico Therminol 66, cuyas propiedades y características que se ajustan a las necesidades del proyecto al poseer buena capacidad calorífica y buenos coeficientes de película para la transferencia de calor, siendo además una necesidad por parte del cliente de utilizar este fluido. El intercambiador de calor será diseñado en su totalidad desde el punto de vista mecánico y de construcción.

Además, el sistema contempla la necesidad de implementar un calentador de fuego directo para calentar el aceite térmico (Therminol 66) de 280°F a 482°F con capacidad de manejar 129×10^3 lb/h, necesarios para cubrir la necesidad energética del crudo que es de 1.301×10^7 Btu/h. Este fluido será manejado por

dos bombas¹⁷ a una presión de 50 psig necesario para vencer pérdidas por fricción en accesorios y por equipos. Se prevé también la implementación de un tanque de expansión con atmosfera de nitrógeno para remover los gases que se puedan producir por las temperaturas de trabajo, siendo este un mecanismo para controlar el volumen en el sistema con un medidor de nivel, que mantendrá una altura de líquido por encima de 3 ft, en caso de no cumplir esta altura se enviará una señal a una bomba para que se inyecte más aceite al sistema desde un tanque de almacenamiento de aceite dispuesto en el campo con una capacidad de 33 BBL igual 10% del volumen que se manejará en el sistema, con el fin de prever cualquier posible parada de planta que sería fatal para la misma. Para conocer más a detalle el proceso referirse al Anexo 8, donde se detalla el Diagrama de flujo de proceso seleccionado (PG-CCY-M-003) y Diagrama de tubería e Instrumentación (PG-CCY-M-004).

Desde el punto de vista de mantenimiento, la planta dispondrá de un by-pass para cuando el intercambiador de calor entre en mantenimiento. Al ser este un proceso no habitual para la planta en el lapso de mantenimiento se recomienda no retirar el sistema de inyección de químicos.

4.2. DISEÑO TÉRMICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

El diseño térmico de un intercambiador de calor consiste en determinar los coeficientes de transferencia de calor, la relación de temperaturas a la entrada y a la salida, el área de transferencia de calor; para el cual se pueda obtener las características tanto geométricas como las dimensiones del intercambiador de calor que permitan tener caídas de presión favorables que no excedan a las permisibles y obtener las temperaturas requeridas para la deshidratación de crudo.

¹⁷ Por operación se prevé el funcionamiento de las bombas 12h de trabajo mientras una bomba se encuentra en stand by.

4.3.1. PREMISAS DE DISEÑO

4.3.1.1. Asignación de los Fluidos

La regla que se aplica para saber que flujo se dirige por los tubos y que flujo va por la coraza es la siguiente.

- El fluido a mayor presión va por los tubos
- El fluido más corrosivo va por los tubos
- Los fluidos más sucios va por los tubos
- El fluido con menor pérdida de presión va por la coraza
- El fluido a condensar va por la coraza

Tabla 4.1: Asignación de flujos

	CRUDO EMULSIONADO	ACEITE TÉRMICO (THERMINOL 66)
Presión de entrada	25 psig	20 psig
Presenta mayor corrosión	X	----
Presenta mayor suciedad	X	----
Presenta menor pérdida de presión	----	X
Fluido a condensar	----	----

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

El fluido que va pasar por los tubos es el crudo emulsionado debido a que aplica las consideraciones de flujo y por la coraza es el aceite térmico Therminol 66, tal como se indica en la Figura 4.1.

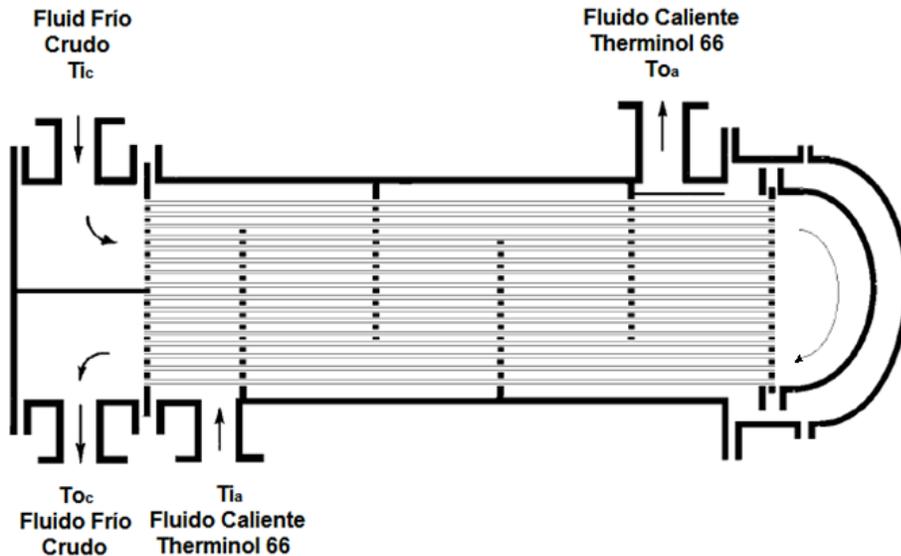


Figura 4.1: Asignación de los flujos dentro del intercambiador de calor

4.3.1.2. Condiciones de Proceso

Una vez ya determinado la asignación de los fluidos dentro del intercambiador de calor, donde el crudo va por los tubos y el aceite térmico va por la coraza, se procede establecer las condiciones de operación que estará trabajando el intercambiador de calor, como son, las temperaturas a la entrada y a la salida, las presiones de los fluidos tanto a la entrada como a la salida, las pérdidas de presión tanto del fluido que va por los tubos como del fluido que va por la coraza, el factor de suciedad debido a las incrustaciones de residuos que va adquiriendo el intercambiador con el tiempo de uso, estos datos son establecidos por la simulación en HYSYS, donde previamente se utilizó las caracterizaciones de los fluidos y se simuló el proceso bajo las condiciones que opera la planta de Cuyabeno, el factor de obstrucción del intercambiador de calor se estableció de acuerdo a las tablas 9/10/11 del Anexo 2, de acuerdo a cada fluido .

Tabla 4.2: Datos de Proceso del Intercambiador de Calor

CONDICIONES DE PROCESO			
CONDICIONES	UNIDADES	FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRÍO
Fluido	-----	Crudo emulsionado 17 °API	Therminol 66 8.32 °API
Flujo másico	lb/hr	425580.021	129189.3343
Temp. Entrada	°F	90.71	482
Temp. Salida	°F	140	280
Presión de Entrada	psig	25	20
Caída de Presión permisible	psig	5	10
Factor de Impureza	ft ² -hr-°F/BTU	0.001	0.003

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

4.3.1.3. Consideraciones

En el diseño térmico para establecer las dimensiones del intercambiador de calor estará presidido bajo las siguientes consideraciones:

- El coeficiente total de transferencia de calor U varía linealmente en toda su trayectoria.
- El flujo másico es constante.
- No hay cambios parciales de fase en el sistema.
- Las pérdidas de calor por radiación son despreciables.
- Los fluidos se los considera isotérmicos

4.3.2. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO

4.3.2.1. Balance de Calor

El calor transferido por el aceite térmico (Therminol 66) al crudo emulsionado debe ser igual al calor requerido por el crudo para que este logre elevar su temperatura hacia la óptima de deshidratación, conociendo los flujos de masa estándar de

cada uno de los fluidos que interviene en el proceso de transferencia de calor y las temperaturas tanto a la entrada como a la salida, se aplica la siguiente relación.

$$Q_c = m_{a_c} \cdot cp_c \cdot \Delta T_c \quad \text{Ecuación 4.1}$$

$$Q_a = m_{a_a} \cdot cp_a \cdot \Delta T_a \quad \text{Ecuación 4.2}$$

$$Q_c = Q_a = Q \quad \text{“Balance de calor”} \quad \text{Ecuación 4.3}$$

Donde:

Fluido Frío (Crudo emulsionado)

Fluido Caliente (Therminol 66)

Q_c = Calor adquirido

Q_a = Calor transferido

m_{a_c} = Flujo másico

m_{a_a} = Flujo másico

cp_c = Calor específico

cp_a = Calor específico

ΔT_c = Diferencia de temperatura ΔT_a = Diferencia de temperatura

Para relacionar el flujo de calor transferido, desde el fluido caliente hacia fluido frío, conociendo el área de transferencia de calor “A”, el coeficiente global de transferencia de calor “U” y la diferencia verdadera de temperatura de los fluidos se utiliza la siguiente ecuación.

$$Q = U \cdot A \cdot DMT \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Donde:

Q = Flujo de calor requerido.

U = Coeficiente global de transferencia de calor.

A = Área de transferencia de calor.

DMT = Diferencia verdadera de temperatura.

Los procedimientos de cálculos para obtener la diferencia verdadera de temperatura “DMT” y el coeficiente global de transferencia de calor “U” están relacionados de acuerdo al tipo de intercambiador “AES” seleccionado.

4.3.2.2. Diferencia Verdadera de Temperatura (DMT)

La diferencia de temperatura es la parte esencial para la cual se transfiere calor desde la fuente (aceite térmico) hacia el receptor que representa el crudo emulsionado y también permite conocer la eficiencia del equipo, ya que es importante conocer la eficiencia para determinar la diferencia real de temperatura del intercambiador.

Para comenzar el cálculo de la diferencia verdadera de temperatura se debe calcular primeramente la diferencia media logarítmica de temperatura conociendo las temperaturas de los fluidos tal como se ve en la siguiente ecuación.

$$\Delta T_1 := T_{i_a} - T_{o_c} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

$$\Delta T_2 := T_{o_a} - T_{i_c} \quad \text{Ecuación 4.6}$$

$$DMLT := \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad \text{Ecuación 4.7}$$

Donde:

T_{i_c} : Temperatura de crudo a la entrada del intercambiador de calor

T_{o_c} : Temperatura de crudo a la salida del intercambiador de calor

T_{i_a} : Temperatura de aceite térmico a la entrada del intercambiador de calor

T_{o_a} : Temperatura de aceite térmico a la salida del intercambiador de calor

DMLT: Diferencia media logarítmica de temperatura

El intercambiador seleccionado TEMA AES 1-2, el flujo de fluidos se encuentra en contracorriente en el primer paso por los tubos y el otro paso el flujo de fluidos se encuentra en paralelo, cabe recalcar que se obtiene mayores coeficientes de transferencia de calor cuando los flujos van en contracorriente con respecto del uno al otro. Pero para los intercambiadores 1-2 es una combinación de ambas disposiciones de flujos (paralelo y contracorriente) entonces la DMLT no puede ser la diferencia verdadera de temperatura para un arreglo contracorriente-paralelo. El valor de la DMLT se le debe corregir multiplicándole por un factor de corrección F_t para obtener el valor correcto de diferencia de temperatura para un intercambiador 1-2.

$$DMT := F_t \cdot DMT \quad \text{Ecuación 4.8}$$

Para obtener el factor de corrección se debe aplicar las siguientes ecuaciones:

$$\text{Relación de capacidades térmicas: } R = \frac{T_{i_a} - T_{o_a}}{T_{o_c} - T_{i_c}} \quad \text{Ecuación 4.9}$$

$$\text{Coeficiente de efectividad: } S = \frac{T_{o_c} - T_{i_c}}{T_{i_a} - T_{i_c}} \quad \text{Ecuación 4.10}$$

El factor de corrección se puede obtener de la Figura 3 del anexo 2 con los valores de R y S o también se la puede calcular como se expresa en la siguiente ecuación.

$$F_t = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \cdot \ln\left(\frac{1 - S}{1 - R \cdot S}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left[\frac{2 - S \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right]}$$

Ecuación 4.11

Donde:

DMT: Diferencia verdadera de temperatura

Ft: Factor de corrección para intercambiadores 1-2

4.3.2.3. Coeficientes de Película

Es común que la transferencia de calor de los intercambiadores se produce por el contacto directo del fluido caliente con el fluido frío mediante dos formas de transferencia, en primer lugar, el calor se transfiere del fluido caliente hacia la pared por convección después a través de la pared por conducción, de la pared se transfiere calor hacia el fluido frío nuevamente por convección.

La resistencia térmicas en estos procesos son de dos formas por conducción y una por convección, tal como se indica en la Figura 4.2, para este caso los parámetros del cálculo del coeficiente global de transferencia de calor "U" serán evaluados mediante temperaturas calóricas, para obtener un coeficiente total verdadero por la variación lineal que tiene U cuando pasa por todo el largo del tubo de transferencia.

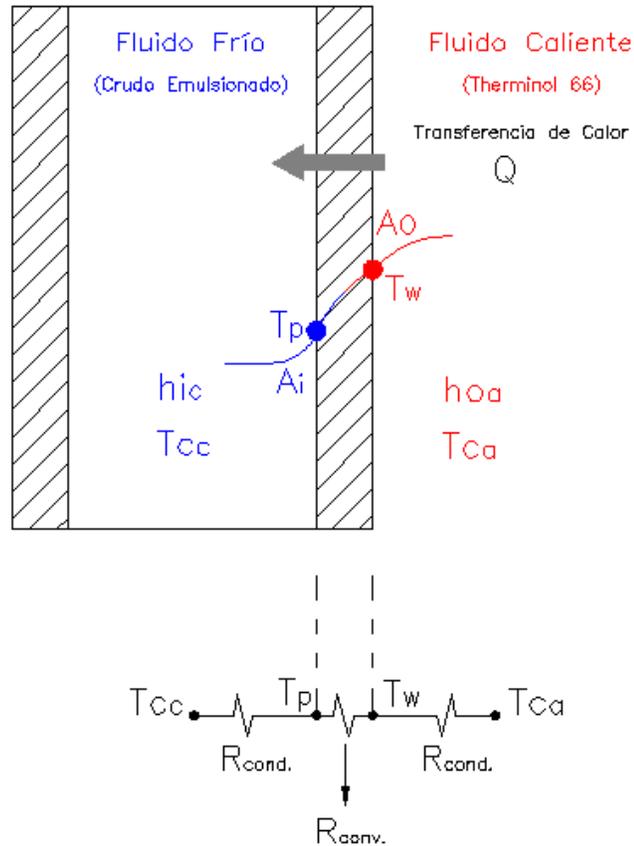


Figura 4.2: Resistencias térmicas asociadas a la transferencia de calor

Para un intercambiador de calor de tubos y coraza se tiene la siguiente expresión de resistencia térmica.

$$R_T = R1_{cond} + R_{conv} + R2_{cond} \quad \text{Ecuación 4.12}$$

$$R1_{cond} = \frac{1}{h_{i_c} \cdot A_i} \quad \text{Ecuación 4.13}$$

$$R_{conv} = \frac{\ln\left(\frac{D_{e_t}}{D_{i_t}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_w \cdot L_t} \quad \text{Ecuación 4.14}$$

$$R2_{cond} = \frac{1}{h_{o_a} \cdot A_o} \quad \text{Ecuación 4.15}$$

Donde:

R_T : Resistencia total térmica de transferencia de calor

$R_{1\text{cond}}$: Resistencia Térmica de conducción (fluido frío)

R_{conv} : Resistencia Térmica de convección (pared del tubo)

$R_{2\text{cond}}$: Resistencia Térmica de conducción (fluido caliente)

h_{i_c} Coeficiente de película lado de los tubos

h_{o_a} Coeficiente de película lado de la coraza

D_{e_t} : Diámetro externo del tubo de transferencia de calor

D_{i_t} : Diámetro interno del tubo de transferencia de calor

L_t : Longitud de los tubos de transferencia de calor

A_i : Área de la superficie interior de la pared del tubo de transferencia de calor

A_o : Área de la superficie exterior de la pared del tubo de transferencia de calor

Se conoce que el calor es directamente proporcional a la diferencia verdadera de temperatura como se expresa en la Ecuación 4.4, si esta ecuación le invertimos el valor de "UA" tendremos la expresión de la resistencia total térmica como se ilustra en las siguientes expresiones.

$$Q = \frac{DMT}{R_T} \qquad \text{Ecuación 4.16}$$

$$R_T = \frac{1}{U \cdot A} \quad \text{Ecuación 4.17}$$

Donde:

R_T : Resistencia total térmica de transferencia de calor

U : Coeficiente global de transferencia de calor

A : Área de transferencia de calor

Si se conoce que:

$$U \cdot A = U_i \cdot A_i = U_o \cdot A_o \quad \text{Ecuación 4.18}$$

Debido a que la pared del tubo es de espesor pequeño, entonces la resistencia por convección se la puede despreciar quedando la siguiente expresión.

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_{i_c}} + \frac{1}{h_{oi}}} \quad \text{Ecuación 4.19}$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_{oa}}} \quad \text{Ecuación 4.20}$$

$$h_{oi} = h_{oa} \cdot \frac{D_{it}}{D_{et}} \quad \text{Ecuación 4.21}$$

$$h_{io} = h_{i_c} \cdot \frac{D_{et}}{D_{it}} \quad \text{Ecuación 4.22}$$

Donde:

U_i : Coeficiente global de transferencia de calor, lado de los tubos

U_o : Coeficiente global de transferencia de calor, lado de la coraza

h_{i_c} : Coeficiente de película lado de los tubos

h_{o_a} : Coeficiente de película lado de la coraza

h_{i_o} : Coeficiente de película lado de los tubos corregido

h_{o_i} : Coeficiente de película lado de la coraza corregido

D_{e_t} : Diámetro externo del tubo de transferencia de calor

D_{i_t} : Diámetro interno del tubo de transferencia de calor

El coeficiente de transferencia de calor total U de un intercambiador de calor tiene significado de acuerdo al fluido controlante en base al análisis de temperaturas calóricas, de la cual se basa todos los cálculos pertinentes para el diseño del intercambiador.

4.3.2.3.1. Temperaturas Calóricas

En un intercambiador de calor los fluidos de proceso se encuentran sometidos a cambios de temperatura de los cuales los valores de coeficientes de película varían a lo largo de todo el tubo de transferencia de calor para producir una variación U mayor en la terminal caliente que en la fría.

El uso de las temperaturas calóricas es la base para establecer un coeficiente total que es el medio verdadero en lugar del medio aritmético¹⁸.

Para el cálculo pertinente de las temperaturas calóricas es necesario establecer las diferencias de temperaturas tanto en la terminal caliente como en la fría.

Crudo Emulsionado

Aceite térmico (Therminol 66)

$$t1 := T_{i_c}$$

$$T1 := T_{i_a}$$

$$t2 := T_{o_c}$$

$$T2 := T_{o_a}$$

$$^{\circ}\text{API}_c := 17$$

$$^{\circ}\text{API}_a := 8.32$$

Los valores de los grados estándar API son evaluados a 60 °F y seleccionados en la simulación del proceso en HYSYS, estos valores nos permitirá establecer un factor Kc que establecerá el fluido controlante en el coeficiente de transferencia de calor, que se supone establece la variación de *U* con la temperatura. Los valores de Kc se seleccionan de acuerdo a la Figura 2 anexo 2.

La terminal fría se refiere a la diferencia de temperatura entre las temperaturas de salida del fluido caliente y la entrada del fluido frío del I.C.

La terminal caliente se refiere a la diferencia de temperatura entre las temperaturas de entrada del fluido caliente y la salida del fluido frío del I.C

$$\Delta t_c = T_2 - t_1 \quad \text{Terminal fría} \quad \text{Ecuación 4.23}$$

$$\Delta t_h = T_1 - t_2 \quad \text{Terminal caliente} \quad \text{Ecuación 4.24}$$

$$r = \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} \quad \text{Ecuación 4.25}$$

¹⁸Tomado del libro Procesos de transferencia de calor / Donald Kern / Cap. 5 – Pag. 121

La fracción calórica F_c establece las temperaturas a las cuales serán evaluados los coeficientes de transferencia de calor y puede obtenerse de la Figura 2 anexo 2, calculando K_c o simplemente de la siguiente manera.

$$F_c = \frac{\left(\frac{1}{K_c}\right) + \left[\frac{r}{(r-1)}\right]}{1 + \frac{\ln(K_c + 1)}{\ln(r)}} - \frac{1}{K_c} \quad \text{Ecuación 4.26}$$

Por lo tanto:

$$T_{c_a} = T_2 + F_c \cdot (T_1 - T_2) \quad \text{Ecuación 4.27}$$

$$t_{c_c} = t_1 + F_c \cdot (t_2 - t_1) \quad \text{Ecuación 4.28}$$

Donde:

F_c : Fracción calórica

K_c : Factor de temperatura calórica

r : Relación de diferencia de temperaturas (terminal fría y caliente)

T_{c_a} : Temperatura calórica del fluido caliente

t_{c_c} : Temperatura calórica del fluido frío

4.3.2.3.2. Temperatura en la pared del tubo

Como referencia a la Figura 4.2, la temperatura en la pared del tubo puede ser calculada mediante las temperaturas calóricas.

Si se conoce que:

$$Q = \frac{\Delta T}{R1_{\text{cond}} + R2_{\text{cond}}} = \frac{T_{c_a} - T_{c_c}}{R1_{\text{cond}} + R2_{\text{cond}}} = \frac{T_w - T_{c_c}}{R1_{\text{cond}}} = \frac{T_{c_a} - T_p}{R1_{\text{cond}}}$$

Donde se tiene que:

$$t_w = t_{c_c} + h_{o_a} \cdot \frac{T_{c_a} - t_{c_c}}{h_{i_o} + h_{o_a}} \quad \text{Ecuación 4.29}$$

$$t_p = T_{c_a} - h_{o_a} \cdot \frac{T_{c_a} - t_{c_c}}{h_{i_o} + h_{o_a}} \quad \text{Ecuación 4.30}$$

Donde:

$R1_{\text{cond}}$: Resistencia Térmica de conducción (fluido frío)

$R2_{\text{cond}}$: Resistencia Térmica de conducción (fluido caliente)

t_w : Temperatura en la pared exterior del tubo

t_p : Temperatura en la pared interior del tubo

T_{c_a} : Temperatura calórica del fluido caliente

t_{c_c} : Temperatura calórica del fluido frío

h_{i_c} : Coeficiente de película lado de los tubos

h_{o_a} : Coeficiente de película lado de la coraza

h_{i_o} : Coeficiente de película lado de los tubos corregido

De_t : Diámetro externo del tubo de transferencia de calor

Di_t : Diámetro interno del tubo de transferencia de calor

Con las temperaturas de la pared del tubo se obtendrán los valores de corrección de viscosidad de coeficientes de película de cada uno de los fluidos.

4.3.2.3.3. Corrección por viscosidad

Para cálculos pertinentes de los coeficientes de película, el uso del valor de $(v / v_w)^{0.14}$, presenta una desviación de las propiedades de los fluidos del flujo isotérmico para fluidos viscosos. Para fluidos no viscosos la desviación de flujo isotérmico durante el calentamiento o enfriamiento no introduce un error apreciable en el cálculo del coeficiente de transferencia de calor. Cuando la temperatura de la pared del tubo difiere apreciablemente de la temperatura calórica del fluido controlante y el fluido controlante es viscoso, el valor de $\Phi = (v / v_w)^{0.14}$ debe considerarse¹⁹. Esta relación se la puede ver en la figura 9 anexo 2.

Las relaciones de viscosidad se las obtiene de la siguiente manera.

$$\phi_t = \left(\frac{v_c}{v_p} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 4.31}$$

$$\phi_s = \left(\frac{v_a}{v_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 4.32}$$

Donde:

ϕ_t : Corrección por viscosidad en el interior de la tubería

¹⁹Tomado del libro Procesos de transferencia de calor / Donald Kern / Cap. 6 – Pag. 152

ϕ_s : Corrección por viscosidad en el exterior de la tubería

v_c : Viscosidad del crudo a la temperatura calórica

v_a : Viscosidad del aceite a la temperatura calórica

v_p : Viscosidad del crudo a la temperatura de la pared interna del tubo

v_w : Viscosidad del aceite a la temperatura de la pared externa del tubo

4.3.2.3.4. Factores de impurezas

Tomando en cuenta las resistencias térmicas de acuerdo a la figura 4.3, en los intercambiadores de calor, la capa de impureza que se depositan al pasar el tiempo de uso del intercambiador presenta una resistencia adicional, para la transferencia de calor y hace que disminuya el coeficiente global de transferencia de calor U y disminuye también el rendimiento de los intercambiadores de calor.

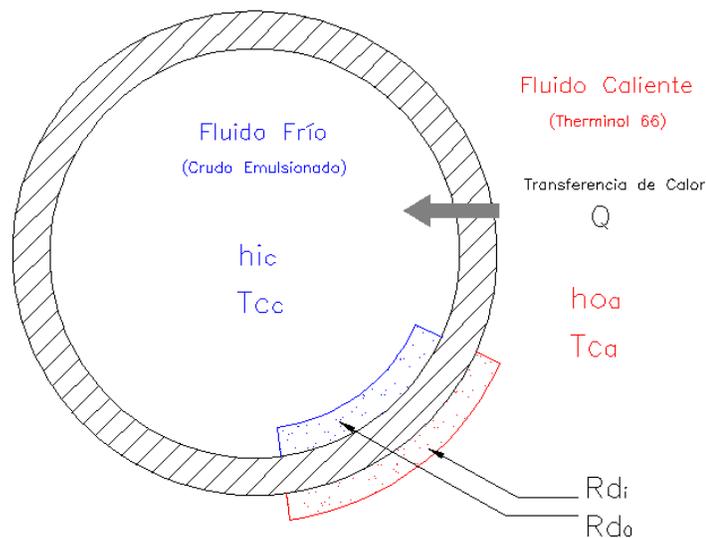


Figura 4.3: Representación de los factores de incrustación en la tubería de transferencia de calor

Con estas resistencias debido a las impurezas el coeficiente global de transferencia de calor de la Ecuación 4.19 y 4.20 queda expresado de la siguiente manera:

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_{i_c}} + \frac{1}{h_{oi}} + R_{d_i} + R_{d_o}} \quad \text{Ecuación 4.33}$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_{o_a}} + R_{d_i} + R_{d_o}} \quad \text{Ecuación 4.34}$$

Donde:

R_{d_i} : Factor de incrustación debido al fluido caliente (Aceite térmico)

R_{d_o} : Factor de incrustación debido al fluido frío (petróleo)

U_i : Coeficiente global de transferencia de calor, lado de los tubos, considerado factor de incrustación.

U_o : Coeficiente global de transferencia de calor, lado de la coraza, considerado factor de incrustación.

Los valores de obstrucción para diferentes fluidos de proceso se pueden encontrar y escoger en la Tabla 9/10/11 Anexo 2.

4.3.2.3.5. Coeficientes de película lado de los tubos

Con los valores de las temperaturas calóricas se establece las propiedades térmicas e hidráulicas de los fluidos como es el calor específico, conductividad térmica y la viscosidad dinámica; luego se procede a escoger el tipo de tubería, diámetro, longitud, calibre BWG o cédula dependiendo el caso, arreglo y material

de la tubería, si es de acero, admiralty, cobre, acero inoxidable, etc. Las características de las tuberías la cual va ser diseñado el intercambiador de calor se puede escoger de acuerdo a la Tabla 7 y 8 del Anexo 2.

Para que el proceso de diseño sea interactivo se estimará un valor del número de tubos razonable para esta clase de procesos, de la cual se obtendrá una aproximación del área de transferencia de calor y del coeficiente de global de transferencia de calor, de la siguiente manera.

$$A = \pi \cdot De_t \cdot L_t \cdot N_t \cdot Np_t \quad \text{Ecuación 4.35}$$

Donde:

A : Área de transferencia de calor

De_t : Diámetro exterior de la tubería.

L_t : Longitud de los tubos.

N_t : Número de tubos.

Np_t : Número de pasos

Ya definido las características de la tubería, las propiedades de los fluidos y una aproximación del área de transferencia de calor se proceden al cálculo del área de flujo en cada uno de los pasos (Tabla 7, Anexo 2).

$$a_{ft} = \frac{N_t \cdot a_t}{2} \quad \text{Ecuación 4.36}$$

Con el valor del área de flujo se calcula la velocidad del flujo másico que pasará el fluido frío dentro de los tubos llamado también cálculo de la masa-velocidad.

$$G_c = \frac{m a_c}{a_{ft}}$$

Ecuación 4.37

Donde:

a_{ft} : Área de flujo

a_t : Área transversal del tubo de transferencia.

G_c : Masa-Velocidad del flujo de crudo

Se define las propiedades térmicas e hidráulicas de los fluidos que permitirán encontrar los coeficientes de película por el lado tubos. Las propiedades de los fluidos que se requiere para el cálculo definido a las temperaturas calóricas son las siguientes

- Viscosidad cinemática del crudo en cP.
- Conductividad térmica del crudo en BTU/ hr lb °F.
- Calor específico del crudo en BTU/ lb °F.
- Gravedad específica (Ecuación 2.1).

Se procede al cálculo de las siguientes constantes que definen el proceso de transferencia de calor del fluido:

- Número de Reynolds

$$Re_c = \frac{D_{it} \cdot G_c}{\nu_c}$$

Ecuación 4.38

Donde:

D_{it} : Diámetro interno de la tubería de transferencia de calor

G_C : Masa-Velocidad del flujo de crudo

ν_C : Viscosidad dinámica del crudo en cP

Si $Re_c > 2100$ el flujo se encuentra en turbulencia

Si $Re_c < 2100$ el flujo se encuentra en flujo laminar.

- Número de Prandtl

$$Pr_C = \frac{c_{p_C} \cdot \nu_C \cdot 2.42}{k_C} \quad \text{Ecuación 4.39}$$

Donde:

c_{p_C} : Calor específico del crudo

k_C : Conductividad térmica del crudo

ν_C : Viscosidad dinámica del crudo en cP

- Número de Nusselt

$$\frac{Nu_C}{\phi_t} = 1.86 \cdot \left(\frac{Re_C \cdot Pr_C}{\frac{L_t}{D_{i_t}}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Flujo Laminar} \quad \text{Ecuación 4.40}$$

$$\frac{Nu_C}{\phi_t} = 0.027 \cdot Re_C^{0.8} \cdot Pr_C^{\frac{1}{3}} \quad \text{Flujo Turbulento} \quad \text{Ecuación 4.41}$$

Donde:

ϕ_t : Corrección por viscosidad en el interior de la tubería

L_t : Longitud de los tubos.

Di_t : Diámetro interno del tubo de transferencia de calor

Re_C : Número de Reynolds

Pr_C : Número de Prandtl

El valor de ϕ_t será evaluado cuando se haya encontrado los coeficientes de películas tanto en el lado tubos como en el lado de la coraza.

- Coeficiente de película

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = Nu_C \cdot \frac{k_C}{Di_t} \quad \text{Ecuación 4.42}$$

- Corrección por viscosidad

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \cdot \phi_t \quad \text{Ecuación 4.43}$$

Donde:

Nu_C : Número de Nusselt

Di_t : Diámetro interno del tubo de transferencia de calor

h_{io} : Coeficiente de película lado de los tubos corregido

k_c : Conductividad térmica del crudo

ϕ_f : Corrección por viscosidad en el interior de la tubería

4.3.2.3.6. Coeficientes de película lado de la coraza

Los coeficientes fuera del haz de tubos se refieren a los coeficientes de película lado de la coraza, estos son mayores a los establecidos en los tubos debido a que generan turbulencia por la presencia de deflectores, y la configuración de los tubos. En las configuraciones triangulares hay todavía mayor turbulencia que en los arreglos en cuadrado debido al golpe contra las hileras de los tubos adyacentes, los arreglos triangulares dan coeficientes de películas a un 25% mayor que en los arreglos en cuadrado²⁰.

Hay que establecer mediante interacciones el espaciado de los deflectores para que la caída de presión en la coraza no sea mayor al requerido del proceso, y también el espaciado de los deflectores define un valor aproximado del área de transferencia a la cual se debe llegar mediante interacciones hasta que el área calculada suponiendo un número de tubos sea igual al área que se calcula mediante los coeficientes de película. Los rangos extremos de los espaciados entre deflectores son:

$$\text{Espaciado máximo} = D_{iS} , \text{ plg} \quad \text{Ecuación 4.44}$$

$$\text{Espaciado mínimo} = B = \frac{D_{iS}}{5}, \text{ o } 2 \text{ plg, cualquier que sea mayor} \quad \text{Ecuación 4.45}$$

Donde:

D_{iS} : Diámetro interno de la coraza (tabla 6 anexo 2).

B : Espaciado de los deflectores.

²⁰Tomado del libro Procesos de transferencia de calor / Donald Kern / Cap. 7 – Pag. 170

Estas limitaciones originan el hecho de que a espaciados más amplios el flujo tiende a ser axial en lugar de a través del haz de tubos, y un espaciado demasiado cerrado hay excesivas fugas entre los deflectores y la coraza.²¹

Si se escoge un número impar de deflectores estos no pueden satisfacer el espaciado escogido al momento de la construcción del intercambiador de calor que tiene sus boquillas de entrada y salida en lados opuestos, pero se puede calcular la caída de presión y los coeficientes de película con el espaciado escogido aunque se descarte luego un deflector. El número de deflectores se calcula de la siguiente ecuación.

$$NB = \frac{L_t}{B} \quad \text{Ecuación 4.46}$$

Donde:

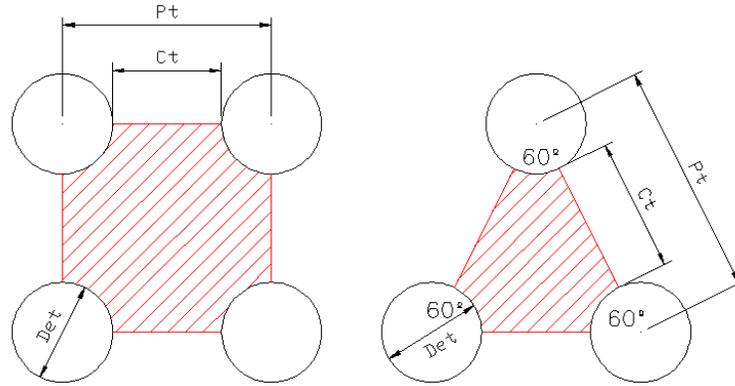
NB: Número de deflectores

L_t : Longitud del tubo de transferencia de calor

B : Espaciado entre deflectores

El diámetro equivalente que se define como el flujo dentro de la coraza y se refiere a un tubo equivalente a la sección transversal de los tubos dentro de la coraza, lo cual es cuatro veces el radio hidráulico. El radio hidráulico se obtiene como la razón del área de flujo al perímetro húmedo. De acuerdo al arreglo escogido tenemos las siguientes ecuaciones para definir el diámetro equivalente.

²¹Tomado del libro Procesos de transferencia de calor / Donald Kern / Cap. 11 – Pag. 271



(a) Arreglo en cuadro

(b) Arreglo triangular

Figura 4.4: Diámetro equivalente

$$\text{Arreglo en cuadro: } De_s = \frac{4 \cdot \left(Pt^2 - \pi \cdot \frac{De_t^2}{4} \right)}{\pi \cdot De_t} \quad \text{Ecuación 4.47}$$

$$\text{Arreglo triangular: } De_s = \frac{4 \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot Pt \cdot 0.86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot \frac{De_t^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \cdot \pi \cdot De_t} \quad \text{Ecuación 4.48}$$

Donde:

De_s : Diámetro equivalente del haz de tubos

De_t : Diámetro externo de los tubos de transferencia de calor

Pt: Paso trasversal entre los tubos

La velocidad lineal y de masa cambia continuamente a través del haz de tubos, para calcular la masa velocidad de flujo másico que va por la coraza es necesario conocer el área de flujo que está dado por la siguiente ecuación

$$a_s = \frac{D_i \cdot Ct \cdot B}{Pt \cdot 144} \quad \text{Ecuación 4.49}$$

Y como antes la masa velocidad es:

$$G_a = \frac{ma_a}{a_s} \quad \text{Ecuación 4.50}$$

Donde:

a_s : Área de flujo

D_i : Diámetro interno de la coraza

Ct : Separación entre tubos

G_a : Masa-Velocidad del flujo de aceite térmico

ma_a : Flujo másico de aceite térmico

Ya conocido los valores de la masa velocidad por el lado de la coraza se procede igual para el cálculo de los coeficientes de película como se realizó para el lado de los tubos conociendo primero las propiedades térmicas e hidráulica del fluido que va por la coraza, estas propiedades como ya se explicó se definen con las temperaturas calóricas, entonces se procede calculando el número Reynolds, número de Prandtl, Número de Nusselt, que definen el proceso de transferencia de calor, y para luego realizar la corrección del coeficiente de película con el valor de la corrección por viscosidad por el lado exterior de la tubería, tal como se muestran las siguientes ecuaciones:

- Número de Reynolds

$$Re_a = \frac{De_s \cdot G_a}{\nu_a} \quad \text{Ecuación 4.51}$$

Donde:

De_s : Diámetro equivalente del haz de tubos

G_a : Masa-Velocidad del flujo de aceite térmico

ν_a : Viscosidad dinámica del aceite térmico en cP

Por lo general para el lado de la coraza se tiene Reynolds como flujo turbulento debido a la presencia de deflectores que aumentan su turbulencia

- Número de Prandtl

$$Pr_a = \frac{c_{p_a} \cdot \nu_a}{k_a} \quad \text{Ecuación 4.52}$$

Donde:

c_{p_a} : Calor específico del aceite térmico

ν_a : Viscosidad dinámica del aceite térmico en cP

k_a : Conductividad térmica del aceite térmico

- Número de Nusselt

$$Nu_a = 0.027 \cdot Re_a^{0.8} \cdot Pr_a^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ecuación 4.53}$$

- Coeficiente de película

$$h_{o_a} = Nu_a \cdot \frac{k_a}{De_s} \quad \text{Ecuación 4.54}$$

- Corrección por viscosidad

$$ho_{a.} = ho_a \cdot \phi_s \quad \text{Ecuación 4.55}$$

Donde:

Re_a : Número de Reynolds (aceite térmico)

Pr_a : Número de Prandtl (aceite térmico)

Nu_a : Número de Nusselt (aceite térmico)

k_a : Conductividad térmica del aceite térmico

De_s : Diámetro equivalente del haz de tubos

ho_a : Coeficiente de película lado de la coraza

ϕ_s : Corrección por viscosidad en el exterior de la tubería

4.3.2.4. Caída de presión por el lado de los tubos

La caída de presión determina los requerimientos de potencia de bombeo. Para determinar la caída de presión, es conveniente encontrar el factor de fricción, el cual es un parámetro adimensional que se muestra en la Figura 10 del Anexo 2, conociendo el número de Reynolds que va por los tubos.

Como el intercambiador de calor tiene dos pasos por los tubos, el fluido cambia de dirección bruscamente, este cambio de dirección introduce una caída de presión adicional, llamada pérdida de regreso y se considera cuatro cabezas de velocidad por cada paso, esta cabeza de velocidad esta graficada como se muestra en la Figura 11 del Anexo 2.

Entonces la caída de presión en los tubos se calcula como se ve en las siguientes ecuaciones:

$$\Delta P_t = \frac{f_c \cdot G_c^2 \cdot L_t \cdot Np_t}{5.22 \cdot 1 \cdot 10^{10} \cdot Di_t \cdot Sg_c \cdot \phi_t} \quad \text{Ecuación 4.56}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot Np_t}{Sg_c} \cdot C_v \quad \text{Ecuación 4.57}$$

Donde:

ΔP_t : Pérdida de presión en los tubos

ΔP_r : Pérdida de presión por cambio de dirección en los tubos

Np_t : Número de pasos

ϕ_t : Corrección por viscosidad en el interior de la tubería

L_t : Longitud del tubo de transferencia de calor

C_v : Cabeza de velocidad (Figura 11 anexo 2)

Sg_c : Gravedad específica del crudo

f_c : Factor de fricción lado de los tubos

Entonces la caída de presión en lado de los tubos es:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad \text{Ecuación 4.58}$$

4.3.2.5. Caída de presión por el lado de la coraza

La caída de presión a través de la coraza es proporcional al número de veces que cruza el fluido entre el haz de los deflectores y también es proporcional a la distancia a través del haz cada vez que lo cruza.

$$\Delta P_s = \frac{f_a \cdot G_a^2 \cdot D_{i_s} \cdot (NB + 1)}{5.22 \cdot 1 \cdot 10^{10} \cdot D_{e_s} \cdot Sg_a \cdot \phi_s} \quad \text{Ecuación 4.59}$$

Donde:

ΔP_s : Pérdida de presión lado de la coraza

NB : Número de deflectores

ϕ_s : Corrección por viscosidad en el exterior de la tubería

D_{i_s} : Diámetro interno de la coraza

G_a : Masa-Velocidad del flujo de aceite térmico

Sg_a : Gravedad específica del aceite térmico

f_a : Factor de fricción lado de la coraza

La caída de presión no debe sobrepasar al valor requerido, para la coraza el valor permisible máximo de caída de presión es de 10 psig y para el lado de los tubos lo permisible es 5 psig.

4.3.2.6. Eficiencia del intercambiador de calor

Según la segunda ley de la termodinámica que expresa que el calor generado no se conserva si no que parte de ese calor se transforma en trabajo, tenemos entonces que para definir la eficiencia de un intercambiador de calor se debe calcular el valor del calor máximo posible y el calor real adquirido por el sistema, tal como se muestra en las siguientes ecuaciones:

$$C_{\max} = m a_c \cdot c p_c \quad \text{Ecuación 4.60}$$

$$C_{\min} = m a_a \cdot c p_a \quad \text{Ecuación 4.61}$$

$$Q_{\max} = C_{\min} \cdot (T_{i_a} - T_{i_c}) \quad \text{Ecuación 4.62}$$

$$Q_{\text{real}} = C_{\max} \cdot (T_{o_c} - T_{i_c}) \quad \text{Ecuación 4.63}$$

$$\varepsilon = \frac{Q_{\text{real}}}{Q_{\max}} \quad \text{Ecuación 4.64}$$

Donde:

ε : Eficiencia del intercambiador de calor

Q_{real} : Calor transferido real

Q_{\max} : Calor transferido máximo posible

C_{\min} : Capacidad de calor máxima

C_{\max} : Capacidad de calor mínima

T_{i_c} , T_{o_c} : Temperatura de entrada y salida del aceite térmico

T_{i_a} : Temperatura de entrada de aceite térmico

ma_c : Flujo másico de crudo

cp_c : Calor específico de crudo

ma_a : Flujo másico de aceite térmico

cp_a : Calor específico de aceite térmico

4.3.3. MEMORIA DE CÁLCULO

Datos de Proceso

	Fluido Frío (Tubos)	Fluido Caliente (Coraza)
Flujo Másico	$ma_c := 425580.021 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$ma_a := 129189.334 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$
Temp. Entrada	$T_{i_c} := 90.71 \text{ } ^\circ\text{F}$	$T_{i_a} := 482 \text{ } ^\circ\text{F}$
Temp. Salida	$T_{o_c} := 140 \text{ } ^\circ\text{F}$	$T_{o_a} := 280 \text{ } ^\circ\text{F}$
Caída de presión	$\Delta P_{pc} := 10 \text{ Psig}$	$\Delta P_{pa} := 10 \text{ Psig}$
Factos de Impureza	$Rd_i := 0.003 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$	$Rd_o := 0.001 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$

Balance de Calor

- Crudo Emulsionado

$$\Delta T_c := T_{o_c} - T_{i_c} = 49.29 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$cp_c := 0.62 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$$

$$Q_c := m_{a_c} \cdot cp_c \cdot \Delta T_c \quad \text{Ecuación 4.1}$$

$$Q_c = 1.301 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

- Aceite Térmico (Therminol 66)

$$\Delta T_a := T_{i_a} - T_{o_a} = 202 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$cp_a := 0.4984 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$$

$$Q_a := m_{a_a} \cdot cp_a \cdot \Delta T_a \quad \text{Ecuación 4.2}$$

$$Q_a = 1.301 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$Q := Q_c = 1.301 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \quad \text{Ecuación 4.3}$$

Diferencia Verdadera de Temperatura

$$\Delta T_1 := T_{i_a} - T_{o_c} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

$$\Delta T_1 = 342 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 := T_{o_a} - T_{i_c} \quad \text{Ecuación 4.6}$$

$$\Delta T_2 = 189.29 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{DMLT} := \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad \text{Ecuación 4.7}$$

$$\text{DMLT} = 258.161 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Relación de Capacidades Térmicas

$$R := \frac{T_{i_a} - T_{o_a}}{T_{o_c} - T_{i_c}} \quad \text{Ecuación 4.9}$$

$$R = 4.098$$

- Coeficiente de Efectividad

$$S := \frac{T_{o_c} - T_{i_c}}{T_{i_a} - T_{i_c}} \quad \text{Ecuación 4.10}$$

$$S = 0.126$$

- Factor de Corrección (Ft)

$$F_t := \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - R \cdot S}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left[\frac{2 - S \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right]} \quad \text{Ecuación 4.11}$$

$$F_t = 0.974$$

- Diferencia Verdadera de Temperatura (DMT)

$$DMT := F_t \cdot DMLT \quad \text{Ecuación 4.8}$$

$$DMT = 251.479 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de las Temperaturas Calóricas

Crudo Emulsionado

$$t_1 := T_{i_c}$$

$$t_2 := T_{o_c}$$

$$^\circ\text{API}_c := 17$$

Aceite Térmico (Therminol 66)

$$T_1 := T_{i_a}$$

$$T_2 := T_{o_a}$$

$$^\circ\text{API}_a := 8.32$$

Nota: Los datos de los grados API se encuentran en condiciones estándar evaluados a 60 °F y son obtenidos mediante la simulación en HYSYS.

$$\Delta t_c := T_2 - t_1 \quad \text{Ecuación 4.23}$$

$$\Delta t_c = 189.29 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_h := T_1 - t_2 \quad \text{Ecuación 4.24}$$

$$\Delta t_h = 342 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$r := \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} \quad \text{Ecuación 4.25}$$

$$r = 0.553$$

Crudo Emulsionado: $t_2 - t_1 = 49.29 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$K_{c_c} := 0.63$$

Aceite Térmico (Therminol 66): $T_1 - T_2 = 202 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$Kc_a \geq 2$$

Nota: Los valores de Kc se han tomado de la figura 2 Anexo 2

El valor mayor de Kc corresponde al coeficiente de transferencia de calor controlante, que se supone establece la variación de U con la temperatura, en este caso como el valor de Kc es mayor e igual a 2 se puede tomar como valor referencial dos (2).

$$Kc_a := 2$$

Entonces el valor del factor calórico F_c es:

$$F_c := \frac{\left(\frac{1}{Kc_a}\right) + \left[\frac{r}{(r-1)}\right]}{1 + \frac{\ln(Kc_a + 1)}{\ln(r)}} - \frac{1}{Kc_a} \quad \text{Ecuación 4.26}$$

$$F_c = 0.363$$

- Temperatura Calórica del Aceite Térmico

$$Tc_a := T_2 + F_c \cdot (T_1 - T_2) \quad \text{Ecuación 4.27}$$

$$Tc_a = 353.266 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura Calórica del Crudo

$$tc_c := t_1 + F_c \cdot (t_2 - t_1) \quad \text{Ecuación 4.28}$$

$$tc_c = 108.588 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Propiedades de los luidos a las temperaturas calóricas

Crudo Emulsionado

Aceite Térmico (Therminol 66)

$$v_c := 16.7104 \text{ cP}$$

$$v_a := 1.0767912 \text{ cP}$$

Viscosidad

$$k_c := 0.142304 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$k_a := 0.062168 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}$$

Cond. Térmica

$$cp_c := 0.601529 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$cp_a := 0.50597 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}$$

Calor Específico

Selección del Tubo de Transferencia de Calor

Calibre B.W.G:

$$\text{BWG} := 14$$

Diámetro externo:

$$De_t := 1 \text{ plg}$$

Diámetro Interno:

$$Di_t := 0.834 \text{ plg}$$

Espesor:

$$e_t := 0.083 \text{ plg}$$

Área de flujo por tubo:

$$a_t := 0.546 \text{ plg}^2$$

Longitud

$$L_t := 20 \text{ ft}$$

Configuración de los tubos:

TRIANGULAR

Separación entre tubos:

$$Pt := \frac{5}{4} \text{ plg}$$

Claro entre tubos:

$$Ct := \frac{1}{4} \text{ plg}$$

Número de pasos

$$Np_t := 2$$

Cálculos Preliminares del Área de Transferencia de Calor

- Número de tubos supuestos

$$N_t := 244 \quad \text{Tubos}$$

- Área de transferencia de calor

$$A := \pi \cdot \frac{De_t}{12} \cdot L_t \cdot N_t \cdot N_{p_t} \quad \text{Ecuación 4.35}$$

$$A = 2.044 \times 10^3 \text{ ft}^2$$

- Coeficiente global de transferencia de calor

$$U := \frac{Q}{A \cdot DMT} = 25.3 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Coeficientes de Película Lado de los Tubos

- Área de flujo por cada paso

$$af_t := \frac{N_t \cdot a_t}{144 \cdot 2} \text{ ft}^2 \quad \text{Ecuación 4.36}$$

- Masa - Velocidad

$$G_C := \frac{ma_C}{af_t} \quad \text{Ecuación 4.37}$$

$$G_C = 9.2 \times 10^5 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}$$

- Número de Reynolds

$$Re_C := \frac{D_i \cdot G_C}{v_C} \cdot \frac{1}{12} \cdot \frac{1}{2.42} \quad \text{Ecuación 4.38}$$

$$Re_C = 1.581 \times 10^3 \quad \text{Flujo Laminar}$$

- Número de Prandtl

$$Pr_C := \frac{c_{p_C} \cdot v_C \cdot 2.42}{k_C} \quad \text{Ecuación 4.39}$$

$$Pr_C = 170.939$$

- Número de Nusselt

$$Nu_C := 1.86 \cdot \left(\frac{Re_C \cdot Pr_C}{\frac{12 \cdot L_t}{D_i}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ecuación 4.40}$$

- Coeficiente de película de transferencia de calor

$$h_{i_C} := Nu_C \cdot \frac{12 \cdot k_C}{D_i} \quad \text{Ecuación 4.42}$$

$$h_{i_C} = 40.176 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Como el coeficiente de película se ha determinado para el área interna del tubo y no del área externa ya que por el exterior del tubo pasa el fluido controlante del

coeficiente global U, se tiene que corregir, haciendo hio el valor de hi referida al diámetro exterior.

$$h_{io} := h_{ic} \cdot \left(\frac{D_{it}}{D_{et}} \right) \quad \text{Ecuación 4.22}$$

$$h_{io} = 33.507 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Coeficientes de Película Lado de la Coraza

- Diámetro interno de la coraza

$$D_{is} := 25 \text{ in} \quad \text{Tabla 6 Anexo 2}$$

- Espaciado de los deflectores

$$B := 8 \text{ in} \quad \text{Espaciado entre deflectores, escogido mediante interacciones}$$

- Número de deflectores

$$NB := \frac{L_t \cdot 12}{B} = 24 \quad \text{Ecuación 4.46}$$

- Diámetro equivalente (arreglo triangular)

$$De_s := \frac{4 \left(\frac{1}{2} \cdot Pt \cdot 0.86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot \frac{De_t^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \cdot \pi \cdot De_t} \quad \text{Ecuación 4.48}$$

$$De_s = 0.711 \text{ plg}$$

- Área transversal de flujo

$$a_s := \frac{D_i \cdot Ct \cdot B}{Pt \cdot 144} \quad \text{Ecuación 4.49}$$

$$a_s = 0.278 \text{ ft}^2$$

- Masa - Velocidad

$$G_a := \frac{m a_a}{a_s} \quad \text{Ecuación 4.50}$$

$$G_a = 4.651 \times 10^5 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}$$

- Número de Reynolds

$$Re_a := \frac{De_s \cdot G_a}{v_a \cdot 2.42 \cdot 12} \quad \text{Ecuación 4.51}$$

$$Re_a = 1.057 \times 10^4 \text{ Flujo Turbulento}$$

- Número de Prandtl

$$Pr_a := \frac{c_{p_a} \cdot v_a \cdot 2.42}{k_a} \quad \text{Ecuación 4.52}$$

$$Pr_a = 21.208$$

- Número de Nusselt

$$Nu_a := 0.027 \cdot Re_a^{0.8} \cdot Pr_a^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ecuación 4.53}$$

$$Nu_a = 123.853$$

- Coeficiente de transferencia de calor

$$ho_a := Nu_a \cdot \frac{12 \cdot k_a}{De_s} \quad \text{Ecuación 4.54}$$

$$ho_a = 129.968 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Cálculo de la Temperatura en la Pared del Tubo

- Temperatura en la pared de la superficie externa

$$t_w := t_{c_c} + ho_a \cdot \frac{T_{c_a} - t_{c_c}}{h_{i_o} + ho_a} \quad \text{Ecuación 4.29}$$

$$t_w = 303.114 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Temperatura en la pared de la superficie interna

$$t_p := T_{c_a} - ho_a \cdot \frac{T_{c_a} - t_{c_c}}{h_{i_o} + ho_a} \quad \text{Ecuación 4.30}$$

$$t_p = 158.739 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de las Correcciones por Viscosidad

$$v_w := 1.36944 \text{ cP} \quad \text{Viscosidad del aceite a la temperatura superficie externa}$$

$$v_p := 9.976072 \text{ cP} \quad \text{Viscosidad del crudo a la temperatura superficie interna}$$

- Corrección por viscosidad en la superficie interna

$$\phi_t := \left(\frac{v_c}{v_p} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 4.31}$$

$$\phi_t = 1.075$$

- Corrección por viscosidad en la superficie externa

$$\phi_s := \left(\frac{v_a}{v_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 4.32}$$

$$\phi_s = 0.967$$

Recálculo de los coeficientes de película

$h_{io} := h_{io} \cdot \phi_t$ Coeficiente de película lado de los tubos

$$h_{io} = 36.017 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \quad \text{Ecuación 4.43}$$

$h_{oa} := h_{oa} \cdot \phi_s$ Coeficiente de película lado de la coraza

$$h_{oa} = 125.667 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \quad \text{Ecuación 4.55}$$

Cálculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calor “U”

$$U := \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_{oa}} + R_{d_i} + R_{d_o}} \quad \text{Ecuación 4.34}$$

$$U = 25.343 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

- Recálculo del área de transferencia de calor

$$A_r := \frac{Q}{U \cdot \text{DMT}} \quad \text{Ecuación 4.4}$$

$$A_r = 2.041 \times 10^3 \text{ ft}^2$$

- Recálculo del número de tubos

$$N_t := \frac{12A_r}{\pi \cdot D_{e_t} \cdot N_{p_t} \cdot L_t} \quad \text{Ecuación 4.35}$$

$$N_t = 243.59$$

Con este recálculo del número de tubos comprobamos que el intercambiador de calor obtendrá en total **244 Tubos**, y en cada paso tendrá 122 tubos.

Caída de Presión en los Tubos

- Factor de fricción

$$f_c := 0.00042 \quad \text{Anexo 2, figura 12}$$

- Gravedad específica

$$Sg_c := \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}_c} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

$$Sg_c = 0.953$$

- Cabeza de velocidad

$$G_C = 9.2 \times 10^5 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2} \quad \text{Masa – velocidad en los tubos}$$

$$C_V := 0.11$$

Anexo 2, figura 11

- Caída de presión

$$\Delta P_t := \frac{12f_c \cdot G_C^2 \cdot L_t \cdot Np_t}{5.22 \cdot 1 \cdot 10^{10} \cdot Di_t \cdot Sg_C \cdot \phi_t} = 3.061 \text{ psig} \quad \text{Ecuación 4.56}$$

$$\Delta P_r := \frac{4 \cdot Np_t}{Sg_C} \cdot C_V = 0.924 \text{ psig} \quad \text{Ecuación 4.57}$$

$$\Delta P_T := \Delta P_t + \Delta P_r \quad \text{Ecuación 4.58}$$

$$\Delta P_T = 3.985 \text{ psig}$$

Caída de Presión en la Coraza

- Factor de fricción

$$f_a := 0.002$$

Anexo 2, figura 12

- Gravedad específica del aceite térmico (Therminol 66)

$$Sg_a := \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}_a} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

$$Sg_a = 1.012$$

- Caída de presión

$$\Delta P_s := \frac{f_a \cdot G_a^2 \cdot D_i \cdot (NB + 1)}{5.22 \cdot 1 \cdot 10^{10} \cdot De_s \cdot Sg_a \cdot \phi_s} \quad \text{Ecuación 4.59}$$

$$\Delta P_s = 7.446 \text{ psig}$$

Cálculo de la Eficiencia del Intercambiador de Calor

$$C_{\max} := m_{a_c} \cdot cp_c = 2.639 \times 10^5 \quad \text{Ecuación 4.60}$$

$$C_{\min} := m_{a_a} \cdot cp_a = 6.439 \times 10^4 \quad \text{Ecuación 4.61}$$

$$Q_{\max} := C_{\min} \cdot (T_{i_a} - T_{i_c}) = 2.519 \times 10^7 \quad \text{Ecuación 4.62}$$

$$Q_{\text{real}} := C_{\max} \cdot (T_{o_c} - T_{i_c}) = 1.301 \times 10^7 \quad \text{Ecuación 4.63}$$

$$\varepsilon := \frac{Q_{\text{real}}}{Q_{\max}} = 0.516 \quad \text{Ecuación 4.64}$$

Por lo tanto el intercambiador de calor tiene una eficiencia del 51.6%, con lo cual quiere decir que es bueno en el punto de vista eficiente del intercambiador de tubos y coraza.

La hoja de datos del intercambiador de calor que da a conocer en resumen todos los cálculos se encuentra en el Anexo 4.

4.3. DISEÑO MECÁNICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

En el diseño mecánico, se describirán las características de cada uno de los elementos mecánicos que constituyen un intercambiador de calor, así como el procedimiento de diseño para cada uno de ellos.

Para comenzar con el diseño mecánico será indispensable contar con la información, cálculos y resultados obtenidos tanto en el punto 3.5.1, donde se seleccionó el tipo de intercambiador de calor y en el diseño térmico descrito en el punto 4.4.1, con lo que será posible conocer los elementos mecánicos que se tendrán que diseñar individualmente.

El diseño cumplirá con normas, requerimientos de calidad y seguridad, con lo que se consideran los siguientes códigos:

- TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURES ASSOCIATION, 9na Ed. 2007
- ASME Sec. VIII Div. 1 Ed. 2007 ADD 09.

A continuación se explicará la teoría y las correspondientes ecuaciones para los cálculos pertinentes al diseño mecánico, que se encuentran en la Memoria de Cálculo en el punto 4.3.4 de este capítulo.

4.3.1. CÁLCULO DE ESPESORES DEL CUERPO Y CABEZA

Para el caso de un intercambiador de calor de tubos y coraza tipo AES, se diseña la coraza y el cabezal como si se tratase de un cuerpo cilíndrico sometido a presión.

El diseño se lo realiza únicamente para las cargas debidas a la presión interna. Para un cuerpo cilíndrico de pared delgada, el esfuerzo circunferencial gobierna sobre el esfuerzo longitudinal, Figura 4.5. Esta regla se cumple en la mayoría de los casos, con excepción de cuerpos extremadamente grandes apoyados en sillas y recipientes verticales muy altos bajo cargas de viento o terremoto.

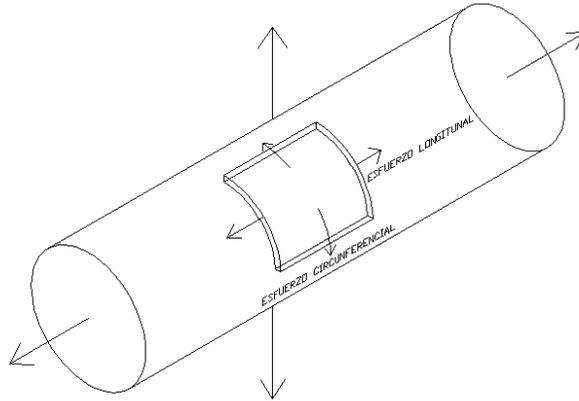


Figura 4.5: Distribución de los Esfuerzos en un Recipiente a Presión

Se entiende un cilindro de pared delgada cuando se cumplen las siguientes condiciones:

- El espesor t es menor o igual que la mitad del radio interno del cilindro, y
- La presión de diseño es menor o igual que 0.485 veces el máximo esfuerzo admisible del material por la eficiencia de la junta.

En términos del radio interior, según ASME UG-27, el mínimo espesor requerido es:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} \quad \text{Ecuación 4.65a}$$

Todos los cálculos se deben realizar en condiciones corroídas, por lo que la ecuación se modifica tomando en cuenta la tolerancia de corrosión, tanto en el radio como en el espesor mínimo requerido, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P \cdot (R + CA)}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + CA \quad \text{Ecuación 4.65b}$$

Donde:

E: Eficiencia de la junta

[ASME UW-2 y UW-12]

- P: Presión de diseño [ASME UG-21]
- S: Esfuerzo admisible del material [ASME UG-23 y ASME UG-24]
- CA: Corrosión admisible [ASME UG-25 y TEMA RCB – 1.5]
- R: Radio interno

El factor E es multiplicador de esfuerzo el cual puede ser aplicable la eficiencia de la junta que depende de la restricción de servicio del recipiente según ASME UW-2 y el tipo de prueba radiográfica se determina a partir de ASME UW-11.

El diámetro externo de la parte en discusión se calcula con el espesor usado, no con el mínimo requerido.

$$OD = D_{IN} + 2 \cdot t \quad \text{Ecuación 4.66}$$

Donde:

D_{IN} : Diámetro interno

t: Espesor usado

Una vez obtenido el espesor t, se procede a calcular la máxima elongación de la fibra externa de la placa, para luego de esto verificar las condiciones de ASME UCS-79 y ASME UG-20(f) en lo referente a prueba de impacto y tratamiento térmico.

Para curvatura sencilla:

$$X = \left(\frac{50 \cdot t}{R_f} \right) \cdot \left(1 - \frac{R_f}{R_o} \right) \quad \text{Ecuación 4.67a}$$

Para doble curvatura:

$$X := \left(\frac{75 \cdot t}{R_f} \right) \cdot \left(1 - \frac{R_f}{R_o} \right) \quad \text{Ecuación 4.67b}$$

Donde:

X: máxima elongación de la fibra externa de la placa

Rf: Radio final de conformado

Ro: Radio inicial de conformado

t: Espesor

Para el diseño de la cabeza, el TEMA admite los siguientes tipos:

- Hemisférica
- Elíptica
- Torisférica (Bombeada esférica o Bombeada y rebordeada F&D)
- Cubierta bombeada esférica (Cabezas atornilladas)

Debido a diámetros pequeños menores a 32" la construcción se limita para F&D. Se considerará los criterios de diseño de cabezas elípticas 2:1 pero en la construcción se adoptará un CAP debido a que estas cabezas elípticas no se fabrican en el país.

Radio de Bombeo:

$$L = 0.90 D_i \quad \text{Ecuación 4.68a}$$

Radio de rebordeo: r debe ser igual a 0.17 veces el diámetro.

$$r = 0.17 D_i \quad \text{Ecuación 4.68b}$$

Donde:

L: Radio de bombeo

r: Radio de rebordeo

Di: Diámetro interno

Espesor requerido de la cabeza: ASME UG-32

$$t := \frac{D_i P_d}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 P_d} + CA \quad \text{Ecuación 4.69a}$$

El espesor requerido de la cabeza en condiciones corroídas es:

$$t := \frac{(D_i + 2CA)(P_d)}{2 \cdot S \cdot E - 0.2(P_d)} + CA \quad \text{Ecuación 4.69b}$$

Donde:

t: espesor

Di: Diámetro interno

Pd: Presión de diseño

S: Esfuerzo admisible del material

E: Eficiencia de la junta

CA: Corrosión admisible

Las diferentes partes del equipo deberán ser sometidas a prueba hidrostática TEMA RCB-1.21 y ASME UG-99, esta deberá ser especificada por el cliente pero

como norma práctica de ingeniería se toma como presión de prueba hidrostática, la presión de diseño incrementada en un 30%.

$$Ph_s = 1.3 \cdot Pd_s \cdot \left(\frac{Ss_p}{Ss_d} \right) \quad \text{Ecuación 4.70}$$

Donde:

Ph_s : Presión de prueba hidrostática

Pd_s : Presión de diseño

Ss_p : Esfuerzo admisible (temperatura de prueba)

Ss_d : Esfuerzo admisible (temperatura de diseño)

4.3.1.1. Espesor de la Coraza

Para el cálculo del espesor de la coraza se utiliza las ecuaciones de un cilindro de pared delgada, y se debe verificar que cumpla con las con los requerimientos mínimos de TEMA RCB-3.13 [Anexo 2 - Tabla 12].

4.3.1.2. Espesor del Canal

El cálculo del espesor del canal es similar a lo indicado en el punto 4.3.1.1, pero se debe verificar lo estipulado en TEMA RCB-9.1 y TEMA RCB-3.13

4.3.1.3. Espesor de Cabeza

El cálculo se lo realiza según las fórmulas anteriores pero verificando, según TEMA RCB-3.2 que el mínimo espesor usado sea por lo menos igual al de la coraza.

4.3.2. BOCAS, REFUERZOS, ACOPLER, BRIDAS, ESPEJOS, DEFLECTORES, TIRANTES, ESPACIADORES, PLACA DIVISORA DE PASOS.

4.3.2.1. Bocas, Refuerzos y Acopler

Para el diseño de la boquilla de la coraza en este caso específico se considera el fluido caliente, primero se debe tener en cuenta la mampara de choque, que es una placa que se instala normal a la descarga de la boquilla alimentadora en la coraza, a fin de evitar que la corriente del fluido choque directamente sobre los tubos del haz y los deteriorare por efectos erosivos.

Cuando alguno de los tres casos siguientes se presente, será necesario instalar mampara de choque (TEMA R-4.61).

- $\rho v^2 > 1,500 \text{ Lb/fts}^2$ ($2,250 \text{ Kg/ms}^2$). Cuando se tienen fluidos no corrosivos, no abrasivos y de una sola fase.
- $\rho v^2 > 500 \text{ Lb/fts}^2$ (750 Kg/ms^2). Cuando se tienen fluidos de dos fases, incluyendo líquidos en punto de ebullición.
- Para gases y vapores, incluyendo todos los vapores saturados y mezclas de vapores.

Donde:

ρ : Densidad del fluido

v: velocidad de fluido

Deberá evitarse en los casos que sea posible la mampara de choque, seleccionando el diámetro de boquilla adecuado que proporcione un producto ρv^2 dentro de los límites antes establecidos y $\rho v^2 >$ mayor a $4,000 \text{ Lb/fts}^2$ ($6,000 \text{ Kg/ms}^2$) no será aceptado en ningún caso debiendo incrementar el diámetro de la boquilla.

Para el caso que se trata en particular el fluido entrante a la coraza es un fluido no corrosivo en fase líquida, de lo indicado se adopta $\rho v^2 > 1,500 \text{ Lb/fts}^2$, de esta se calcula la velocidad.

$$V_a := \sqrt{\frac{1500}{\rho_a}} \quad \text{Ecuación 4.71}$$

Donde:

V_a : Velocidad del fluido

ρ_a : Densidad del aceite

A partir de la ecuación de Caudal, podemos determinar el área de flujo que requiere la boquilla de la coraza.

$$A_a := \frac{C_{a_a}}{V_a \cdot 3600} \quad \text{Ecuación 4.72}$$

Donde:

C_{a_a} : Caudal

A partir de la ecuación del área del círculo, se calcula el diámetro necesario para la boquilla del fluido entrante a la coraza.

$$D_a := \sqrt{\frac{4 \cdot A_a}{\pi}} \quad \text{Ecuación 4.73}$$

Donde:

D_a : Diámetro de la boquilla

A_a : Área de flujo

A partir del diámetro calculado en pulgadas se selecciona un mayor a éste si fuese el caso, en cuyo caso no se requerirá mampara de choque.

Una vez seleccionado el diámetro de la boquilla de la coraza, se determinan las aberturas y sus refuerzos, así como el espesor requerido del cuello de la boca.

El espesor del cuello de boquillas fundamenta su diseño en los espesores detallados a continuación, pero cuando una tolerancia de corrosión es especificada, se deberá considerar los cálculos tomando ASME UG-45(b)(4):

Espesor requerido por las cargas, según ASME UG-22.

$$t_{nc1} := \frac{Pd_s \cdot \frac{De_{nc}}{2}}{S_{nc} \cdot E_{nc} + 0.4 \cdot Pd_s} + CA_{nc} \quad \text{Ecuación 4.74}$$

Espesor del cuello de la boquilla con relación al espesor de la coraza o canal al cual va a ser fijada.

Donde:

t_{nc1} : Espesor de la boquilla requerido por las cargas

Pd_s : Presión e diseño de la coraza

De_{nc} : Diámetro externo de la boquilla

S_{nc} : Esfuerzo admisible del material de la boquilla

E_{nc} : Eficiencia de la junta

CA_{nc} : Tolerancia a la corrosión de boquillas

$$t_{nc2a} := \frac{Pd_s \cdot \frac{De_s}{2}}{Ss \cdot E_s + 0.4 \cdot Pd_s} + CA_{nc} \quad \text{Ecuación 4.75}$$

Donde:

t_{nc2a} : Espesor requerido del cuello de boquilla

Pd_s : Presión de diseño de la coraza

De_s : Diámetro externo de la coraza

Ss : Esfuerzo admisible del material cuerpo de la coraza

E_s : Eficiencia de la junta

CA_{nc} : Corrosión admisible

Mínimo espesor de tubería con pared estándar

$$t_{nc2b} := 0.875 \cdot t_{std} + CA_{nc} \quad \text{Ecuación 4.76}$$

Donde:

t_{nc2b} : Mínimo espesor de la tubería

t_{std} : Espesor estándar de la tubería

Para obtener el espesor del cuello de la boquilla se encuentra t_{nc2} que es igual al menor valor entre t_{nc2a} y t_{nc2b} para luego escoger el mayor valor entre t_{nc1} y t_{nc2} , siendo este el mínimo espesor requerido para el cuello de la boquilla a partir de placa rolada t_{nc} .

El espesor mínimo requerido para la boquilla en tubería sin costura se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$t_{ncnom} := \frac{t_{nc}}{0.875} \quad \text{Ecuación 4.77}$$

Donde:

t_{nc} : Espesor del cuello de boquilla

El cálculo del refuerzo en las aberturas se basa en una compensación de áreas. Se debe reemplazar el área retirada (abertura), por otras áreas, que estén disponibles en las partes o de lo contrario con una placa de refuerzo exterior.

Los esfuerzos de los materiales deben ser corregidos mediante las relaciones de reducción de esfuerzos ASME UG-36.

$$fr1 = \frac{S_n}{S_v} \quad \text{Ecuación 4.78}$$

$$fr2 = \frac{S_n}{S_v} \quad \text{Ecuación 4.79}$$

$$fr3 = \frac{\text{Menor entre } (S_n \text{ ó } S_p)}{S_v} \quad \text{Ecuación 4.80}$$

$$fr4 = \frac{S_p}{S_v} \quad \text{Ecuación 4.81}$$

Donde:

S_n : Esfuerzo admisible a tensión de la boquilla

S_v : Esfuerzo admisible a tensión del cuerpo

Sp: Esfuerzo admisible a tensión del refuerzo

La fórmula para el cálculo del área requerida de refuerzo depende del factor de reducción 1.

El área requerida, si fr1 es mayor o igual que 1:

$$A = d \cdot tr \cdot F; F=1 \text{ para boquillas ubicadas en los ejes} \quad \text{Ecuación 4.82}$$

F1, [Anexo 2, Figura 15]

Sí fr1 es menor que 1:

$$A = d \cdot tr \cdot F + 2 \cdot tn \cdot tr \cdot F \cdot (1 - fr1) \quad \text{Ecuación 4.83}$$

Donde:

A: Área requerida de refuerzo

d: diámetro interno de la boquilla

tr: Espesor de pared del recipiente menos la corrosión admisible

F: Factor de ubicación de las boquillas.

fr1: Relación de reducción de esfuerzos

Esta área requerida debe ser cubierta por el área disponible en el sobrespesor de la coraza, el cuello de la boquilla y la soldadura. El área disponible en la coraza depende también del valor del factor de reducción 1²².

Sí fr1 es mayor o igual que 1:

$$A_{11} = d \cdot (E1 \cdot t - F \cdot tr) \quad \text{Ecuación 4.84}$$

²² Referirse al Anexo 2, Tabla 16, Refuerzos y aberturas

$$A_{12} = 2 \cdot (t + t_n) \cdot (E_1 \cdot t - F \cdot t_r) \quad \text{Ecuación 4.85}$$

Sí fr_1 es menor que 1:

$$A_{11} = d \cdot (E_1 \cdot t - F \cdot t_r) - 2 \cdot t_n \cdot (E_1 \cdot t - F \cdot t_r) \cdot (1 - fr_1) \quad \text{Ecuación 4.86}$$

$$A_{12} = 2 \cdot (t + t_n) \cdot (E_1 \cdot t - F \cdot t_r) - 2 \cdot t_n \cdot (E_1 \cdot t - F \cdot t_r) \cdot (1 - fr_1) \quad \text{Ecuación 4.87}$$

A_1 es el mayor valor entre A_{11} y A_{12} .

Donde:

A_{11} y A_{12} : Área disponible en la coraza

E_1 : Eficiencia de la junta

F : Factor de ubicación de las boquillas.

fr_1 : Relación de reducción de esfuerzos

t : Espesor de pared de la coraza

t_n : Espesor nominal de la boquilla menos la corrosión admisible

Para el área de refuerzo disponible en la proyección de la boquilla A_2 , se elige el menor de los dos siguientes valores:

$$A_{21} = 5 \cdot (t_n - t_{rn}) \cdot fr_2 \cdot t \quad \text{Ecuación 4.88}$$

$$A_{22} = 5 \cdot (t_n - t_{rn}) \cdot fr_2 \cdot t_n \quad \text{Ecuación 4.89}$$

Donde:

A_{21} y A_{22} : Área en la proyección de la boquilla

fr_2 : Relación de reducción de esfuerzos

El área disponible en la soldadura exterior A41 es:

$$A_{41} = \text{leg}_{41}^2 \cdot fr_2 \quad \text{Ecuación 4.90}$$

Donde:

A41: Área en la soldadura

leg41: filete de soldadura

El área total de refuerzo se obtiene sumando las áreas anteriores:

$$A_{\text{disp}} = A_1 + A_2 + A_{41} \quad \text{Ecuación 4.91}$$

Si la abertura se encontrara correctamente reforzada, el área requerida A es menor o igual que el área disponible, caso contrario se procederá a utilizar un parche o placa de refuerzo (generalmente se usa el mismo material y espesor del cuerpo).

Cuando se utiliza una placa de refuerzo A, A1 y A41 no varían, se debe recalcular A2 y aumentar A42 que es el área de la soldadura en el refuerzo y el área del refuerzo A5.

$$A_{22} = 2 \cdot (t_n - t_{rn}) \cdot (2.5 \cdot t_n + t_e) \cdot fr_2 \quad \text{Ecuación 4.92}$$

Se escoge como A2 el menor valor entre A21 y A22.

$$A_{42} = \text{leg}_{42}^2 \cdot fr_4 \quad \text{Ecuación 4.93}$$

$$A_5 = (D_p - d - 2 \cdot t_n) \cdot t_e \cdot fr_4 \quad \text{Ecuación 4.94}$$

Donde:

A22: Área proyección de boquilla recalculada

A42: Área de soldadura en el refuerzo

A5: Área de refuerzo

leg42: filete de soldadura

tn: Espesor nominal de la boquilla menos la corrosión admisible

trn: Espesor requerido en la pared de la boquilla

te: espesor del refuerzo (igual al espesor del cuerpo)

fr4: Relación de reducción de esfuerzos

La abertura estará correctamente reforzada si la sumatoria de áreas disponibles es mayor o igual a la requerida.

$$A_{disp} = A1 + A2 + A41 + A42 + A5 \quad \text{Ecuación 4.95}$$

En lo referente a las conexiones para instrumentos, estas deben ser acoples de 3000 libras²³.

4.3.2.2. Bridas

Para las conexiones de proceso se utilizan bridas del tipo “welding neck”, rateadas estándar, en función de la temperatura de operación y la presión de diseño.

Las bridas de sujeción de canal, cabezal flotante y espejos tienen una consideración especial ya que se diseñan como “Loose type flanges” según el apéndice II Sección VIII, División 1 ASME, el proceso de diseño se detalla a continuación.

En la norma ASME Sección VIII, División 1 se presentan un método analítico de diseño de bridas del tipo con anillo de empaque dentro del diámetro de centros de

²³ Según (TEMA R-10.32)

pernos y sin contacto metal con metal fuera de este. Este método se basa en una teoría compleja de análisis elástico desarrollada por Waters, Rossheim, Wesstrom y Williams en 1937 e incorporado al ASME en 1940. Se realizan cinco suposiciones básicas:

- Los materiales de ensamble de la brida son elásticos
- El diseño de la carga sobre los pernos se lo realiza basado en los factores empíricos de empaque y el tamaño de los pernos.
- Los momentos debidos a los estados de carga son esencialmente constantes a lo largo de todo el ancho de la brida.
- Se asume que la rotación de la placa es lineal sin efecto de cabeceo.
- El objetivo es las consideraciones de seguridad relativas a la determinación del espesor de la brida o sus esfuerzos. Este método no considera cuantitativamente las eficiencias de junta, ligamento, deflexiones, etc.

Los pasos básicos a seguir son:

Determinar las condiciones de diseño de la brida: de operación y de ajuste del empaque (se supone condiciones atmosféricas).

Establecer las dimensiones básicas de la brida. Normalmente se utilizan las dimensiones de una brida estándar como una guía.

A, Diámetro exterior brida	[Anexo 2 – Tabla 13]
B, Diámetro interino de la brida (requerido)	[Anexo 2 – Tabla 13]
C, Circulo de pernos	[Anexo 2 – Tabla 13]
dh, Diámetro de agujeros pernos	[Anexo 2 – Tabla 13]
dp, Diámetro de pernos	[Anexo 2 – Tabla 14]
Np, Número de pernos	[Anexo 2 – Tabla 13]

Seleccionar el material del empaque, dimensiones y revestimiento. Este proporciona los factores empíricos del empaque ASME VIII Div. 1 App 2: Tabla 2-5.1 y Tabla 2-5.2.

m, Factor de empaque [Anexo 2 - Tabla 15]

y, Carga de ajuste unitario del empaque [Anexo 2 - Tabla 15]

bo, Ancho básico de ajuste del empaque [Anexo 2 - Tabla 16]

Determinar el ancho efectivo del empaque en función de bo:

Si bo es mayor que ¼ de pulgada, b viene dado por:

$$b = \frac{1}{2} \cdot \sqrt{bo} \quad \text{Ecuación 4.96}$$

Si bo es menor o igual a ¼ de pulgada, bo es igual a b.

El ancho del empaque, se determina:

$$N := \frac{C - dh - B}{2} \quad \text{Ecuación 4.97}$$

Diámetro de la cara externa de contacto del empaque:

$$OD_{gfc} := C - dh \quad \text{Ecuación 4.98}$$

El cálculo del diámetro de localización de la reacción del empaque (G) se lo realiza en función de bo:

Si bo es mayor que ¼ de pulgada:

$$G = OD_{gfc} - 2 \cdot b \quad \text{Ecuación 4.99}$$

Si bo es menor o igual que ¼ de pulgada

$$G = OD_{gfc} - \frac{N}{2} \quad \text{Ecuación 4.100}$$

El brazo de palanca de G:

$$h_G = \frac{C - G}{2} \quad \text{Ecuación 4.101}$$

Donde:

C: Diámetro del circulo de pernos

B: Diámetro interno de la brida (requerido)

G: Diámetro de localización del empaque

N: Ancho del empaque

OD_{gfc}: Diámetro cara externa de contacto del empaque

b: Ancho efectivo del empaque

dh: Diámetro de agujeros pernos

h_G: Brazo de palanca de G

Calcular las cargas mínimas requeridas sobre los pernos W_{m1} en condiciones de operación y W_{m2} en condiciones de ajuste de empaque.

$$W_{m_1} = H + H_p \quad \text{Ecuación 4.102}$$

$$H = \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot P \quad \text{Ecuación 4.103}$$

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot P \quad \text{Ecuación 4.104}$$

$$Wm_2 = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

Ecuación 4.105

Donde:

Wm1: Mínima carga requerida por los pernos en condiciones de operación

Wm2: Mínima carga requerida por los pernos en condiciones de ajuste del empaque

G: Diámetro de localización del empaque

H: Carga hidrostática

Hp: carga total de compresión sobre la superficie de la junta

P: Presión de diseño

b: Ancho efectivo del empaque

m: Factor de empaque

y: Carga de ajuste unitario del empaque

Para el cálculo del área requerida por los pernos en condiciones de operación y de ajuste de empaque, se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$Am_1 = \frac{Wm_1}{Sa}$$

Ecuación 4.106

$$Am_2 = \frac{Wm_2}{Sb}$$

Ecuación 4.107

Para el área requerida por los pernos, A_m , se utiliza la mayor de las dos anteriores.

El área requerida por cada perno:

$$A_b = \frac{A_m}{N_p} \quad \text{Ecuación 4.108}$$

Donde:

A_{m1} : Área de sección requerida de pernos en condiciones de operación

A_{m2} : Área de sección requerida de pernos en condiciones de ajuste de junta

A_m : Área de sección total requerida por los pernos

A_b : Área requerida por cada perno

S_a : Esfuerzo máximo de los pernos en condiciones de ajuste del empaque

S_b : Esfuerzo máximo de los pernos en condiciones de operación

N_p : Número de pernos

Con esta área se calcula el diámetro requerido por cada perno, d_{pREQ} y se verifica si la suposición inicial es correcta, caso contrario, se debe incrementar el tamaño del perno. Luego de esto se calcula el área total requerida por los pernos, con el área al diámetro raíz.

$$d_{pREQ} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_b}{\pi}} \quad \text{Ecuación 4.109}$$

$$A_{bT} = A_{D2hb} \cdot N_p \quad \text{Ecuación 4.110}$$

$$A_{D2hb} \quad \text{[Anexo 2 – Tabla 17]}$$

Donde:

d_{pREQ} : Diámetro requerido por cada perno

A_{D2hb} : Área de sección al menor diámetro de los pernos

N_p : Número de pernos

A_b : Área requerida por cada perno

El cálculo de la carga de diseño de los pernos de la brida W , se la realiza en condiciones de operación y de ajuste de empaque.

$$W_{op} = W_{m1} \quad \text{Ecuación 4.111}$$

$$W_{gs} = \frac{A_m + A_{b_T}}{2} S_a \quad \text{Ecuación 4.112}$$

Donde:

W_{op} : Carga de diseño de pernos de la brida en condiciones de operación.

W_{gs} : Carga de diseño de pernos de la brida en condiciones de ajuste del empaque.

A_m : Área de sección total requerida por los pernos.

A_{b_T} : Área requerida por perno

S_a : Esfuerzo máximo de los pernos en condiciones de ajuste del empaque

Momento sobre la brida en condiciones de operación, M_{0op} .

$$W = W_{op} \quad \text{Ecuación 4.113}$$

$$H_D = \frac{\pi}{4} \cdot B^2 \cdot P$$
 Ecuación 4.114

$$H_T = H - H_D$$
 Ecuación 4.115

$$H_G = W - H$$
 Ecuación 4.116

$$h_D = \frac{C - B}{2}$$
 Ecuación 4.117

$$h_G = \frac{C - G}{2}$$
 Ecuación 4.118

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2}$$
 Ecuación 4.119

$$M_D = H_D \cdot h_D$$
 Ecuación 4.120

$$M_G = H_G \cdot h_G$$
 Ecuación 4.121

$$M_T = H_T \cdot h_T$$
 Ecuación 4.122

$$M_{0op} = M_D + M_G + M_T$$
 Ecuación 4.123

Donde:

W: Carga de los pernos de la brida

H_D: Carga hidrostática final en el área interior de la brida

h_D: Brazo de palanca de H_D

h_G: Brazo de palanca de H_G

h_T: Brazo de palanca de H_T

M_D: Momento debido a H_D

M_G : Momento debido a H_G

M_T : Momento debido a H_T

M_{0op} : Momento total sobre la brida en condiciones de operación

Momento sobre la brida en condiciones de ajuste de empaque, M_{0gs} .

$$W = W_{gs} \quad \text{Ecuación 4.124}$$

$$M_{0gs} = W \cdot \frac{C - G}{2} \quad \text{Ecuación 4.125}$$

Donde:

W : Carga de los pernos de la brida

C : Diámetro del círculo de pernos

G : Diámetro de localización del empaque

M_{0gs} : Momento total sobre la brida en condiciones de ajuste de empaque

Como se considera una brida "loose type flange", el único esfuerzo actuante sobre la brida es el tangencial, que debe ser menor o igual al máximo esfuerzo admisible del material de la brida. El cálculo deberá realizarse para condiciones de operación y de ajuste de empaque y se escoge el más crítico.

$$S_T = \frac{Y \cdot M_{0op}}{T^2 \cdot B} \leq S_f \quad \text{Ecuación 4.126}$$

De la ecuación anterior se puede despejar T y determinar el mínimo espesor requerido de la brida, en condiciones de operación y de ajuste de empaque y seleccionar el mayor.

$$T = \sqrt{\frac{Y \cdot M_{oop}}{S_f \cdot B}} \quad \text{Ecuación 4.127}$$

$$Y = \frac{1}{K-1} \cdot \left(0.66845 + 5.71690 \cdot \frac{K^2 \cdot \log(K)}{K^2 - 1} \right) \quad \text{Ecuación 4.128}$$

$$K = \frac{A}{B} \quad \text{Ecuación 4.129}$$

Donde:

S_T : Esfuerzo tangencial actuante sobre la brida

S_f : Máximo esfuerzo admisible del material de la brida

A: Diámetro externo de la brida

B: Diámetro interno de la brida

K: Relación de diámetros de la brida

Y: Factor en función de K

T: Espesor usado para la brida

M_{oop} : Momento total sobre la brida

La cubierta removible del canal, se diseña como una brida ciega (tapa plana atornillada), según ASME UG-34, tipo j.

Espesor requerido en condiciones de ajuste de empaque:

$$t = d \cdot \sqrt{\frac{1.9 \cdot W_{gs}}{S_f \cdot E \cdot d^3}} \quad \text{Ecuación 4.130}$$

Espesor requerido en condiciones de operación:

$$t = d \cdot \sqrt{\frac{C \cdot P}{Sf \cdot E} + \frac{1.9 \cdot Wgs}{Sf \cdot E \cdot d^3}}$$

Ecuación 4.131

$$d = G$$

Ecuación 4.132

C, [Anexo 2, Figura 17]

Se usa el mayor de los dos espesores anteriores.

Donde:

Wgs: Carga de diseño de pernos de la brida en condiciones de ajuste del empaque.

Sf: Máximo esfuerzo admisible del material de la brida.

E: Eficiencia de la junta

d: Diámetro o lado corto

G: Diámetro de localización del empaque

C: Factor de fijación

4.3.2.3. Espejos

El cabezal se diseño presente a que será desmontable y por lo mismo, requerirá tolerancias en su dimensionado que le permita al espejo flotante, salir libremente a través de la coraza al extraerse el haz, después de desmontar el cabezal y las bridas de este cabezal flotante, que también contarán con tolerancias de fabricación para el fácil acoplamiento y desmontaje, así se determina el centro límite de tubos CLT:

Diámetro del espejo

$$D_{e_{ef}} := D_{i_s} - 2e_{ce} \quad \text{Ecuación 4.133}$$

Diámetro exterior del empaque

$$D_{e_{em}} := D_{e_{ef}} \quad \text{Ecuación 4.134}$$

Diámetro interior cabezal flotante y de empaque

$$D_{i_{em}} := D_{e_{em}} - 2 \cdot a_{me} \quad \text{Ecuación 4.135}$$

Diámetro macho del espejo flotante

$$D_{m_{ef}} := D_{i_{em}} - 2e_{ed} \quad \text{Ecuación 4.136}$$

Diámetro del máximo círculo límite de tubos

$$CLT := D_{m_{ef}} - 2 \cdot e_{cl} \quad \text{Ecuación 4.137}$$

Donde:

e_{ce} , [Anexo 2, Figura 14]

a_{me} , [Anexo 2, Figura 14]

e_{ed} , [Anexo 2, Figura 14]

e_{cl} , [Anexo 2, Figura 14]

El diseño de espejos de tubos, se fundamenta en lo estipulado en TEMA RCB-7, debiéndose probar el diseño en flexión y en corte (si aplica), escogiéndose el mayor.

Para el tipo AES ambos espejos tienen un diseño similar, pero se diseña primero el espejo fijo y luego el espejo flotante obteniendo un espesor como mínimo el del espejo fijo.

Diseño de los espejos en flexión.

$$T = \frac{F \cdot G}{3} \cdot \sqrt{\frac{P}{\eta \cdot S}} \quad \text{Ecuación 4.138}$$

η [Anexo 2 - Figura 18]

F [Anexo 2 - Figura 18]

G [Anexo 2 - Figura 18]

P [Anexo 2 - Figura 18]

Se debe proceder al diseño a corte si no se cumple la siguiente condición:

$$\frac{P}{S} < 1.6 \cdot \left(1 - \frac{do}{pitch}\right)^2 \quad \text{Ecuación 4.139a_b}$$

El espesor del espejo de tubos trabajando a corte viene dado por:

$$T = \frac{0.31 \cdot D_L}{\left(1 - \frac{do}{pitch}\right)} \cdot \left(\frac{P}{S}\right) \quad \text{Ecuación 4.140}$$

$$D_L = \frac{4 \cdot A}{C} \quad \text{Ecuación 4.141}$$

Donde:

A: Área del perímetro de arreglo de los tubos [Anexo 2 – Figura 18]

C: Perímetro del arreglo de los tubos [Anexo 2 – Figura 18]

do: Diámetro externo de los tubos (definido en el diseño térmico)

pitch: Separación entre tubos (definido en el diseño térmico)

S: Esfuerzo admisible del material de los espejos

P: Presión en los tubos

T: Espesor requerido del espejo

4.3.2.4. Deflectores y Placas de soporte

Para garantizar que no existan contracciones y expansiones del fluido lo que provocaría caídas de presión y problemas de vibración de tubos; se debe confirmar que el área de ventana y el área transversal sean equivalentes²⁴.

El área de ventana, es el área libre del deflector menos el área transversal de los tubos comprendidos en ella y se indica en porcentaje de corte del diámetro interior de la coraza. Este porcentaje está especificado en el diseño térmico, aunque por dificultad geométrica será necesario localizar el corte, sobre la línea de centros de la fila o columna de tubos más próxima al porcentaje especificado, o bien sobre los puntos centrales de los espacios libres comprendidos entre ellas, todo esto con la finalidad de evitar secciones aguadas y problemas de ensamble ocasionados por la tangencia o proximidad a ella de la línea de corte de la mampara con las perforaciones del mismo.

La siguiente expresión proporciona la altura de corte en mamparas segmentadas, a partir del diseño térmico se determinó que el porcentaje de corte es 25%, sin embargo este valor debe ser corroborado para determinar el valor de H, que no afecte al arreglo de tubos:

$$H = D/2 - \% \text{ de } D$$

Ecuación 4.142

²⁴ Referirse al Anexo 2, Figura 19

Para determinar el área se deben realizar los cálculos geométricos así:

Área del medio círculo

$$A_1 := \frac{\pi \cdot Di_s^2}{4} \cdot \frac{1}{2}$$

Ecuación 4.143

Área de triángulos superiores

$$A_2 := B_1 \cdot H_d,$$

Ecuación 4.144

Área de arcos

$$\alpha := 29.33^\circ$$

$$A_3 := 2 \left(\frac{Di_s}{2} \right)^2 \cdot \frac{\alpha \cdot \pi}{360}$$

Ecuación 4.145

Área de tubos

$$A_4 := \pi \cdot \frac{De_t^2}{4} \cdot N_t$$

Ecuación 4.146

Área de ventana

$$A_v := A_1 - A_2 - A_3 - A_4$$

Ecuación 4.147

Área de flujo cruzado

$$A_f := P_d \cdot (Di_s - De_t \cdot N_{ts})$$

Ecuación 4.148

Donde:

D_i : Diámetro interno de la coraza

Nts: Anexo 2, Figura 19

B1: Anexo 2, Figura 19

H_D : Corte en deflectores

D_{e_i} : Diámetro externo de los tubos

N_t : Número de tubos

P_d : Paso entre deflectores

El diámetro del deflector es igual al diámetro de la coraza menos la tolerancia que se encuentra en la tabla RCB-4.4 [Anexo 2 – Tabla 18].

El espesor mínimo de los deflectores y placas soporte se encuentra en función de la tabla R-4.41 [Anexo 2 – Tabla 19].

4.3.2.5. Tirantes y Espaciadores

El número mínimo de tirantes y su diámetro se determinan en función de la Tabla R-4.71 [Anexo 2 – Tabla 20].

El número de espaciadores debe ser igual al de tirantes y su diámetro se determina en función del diámetro de los tirantes.

4.3.2.6. Placa divisora de pasos

Las dimensiones de la placa divisora de pasos en el lado de los tubos, según TEMA RCB-9.132 [Anexo 2, Tabla 21].

4.3.3. SILLAS Y OREJAS DE IZAJE

4.3.3.1. Sillas

Las dimensiones de las sillas se determinan por medio de la Tabla 22 Anexo 2. El equipo está soportado por dos sillas cuya posición se determina por el programa computacional HTRI Xchanger Suite²⁵, que realiza un diseño preliminar del intercambiador de calor al momento de importar los datos de la simulación en HYSYS tal como indica en la Figura 4.6 y 4.7 donde se observa los datos de ingreso que son los de proceso y la distancia entre sillas del intercambiador de calor.

The screenshot displays the HTRI Xchanger Suite software interface. On the left is a tree view with the following items: Input Summary, Geometry, Piping, Process, Hot Fluid Properties, Cold Fluid Properties, Design, and Control. The main window is titled 'Case Mode' and has three radio buttons: Rating (selected), Simulation, and Design. Below this is the 'Exchanger Configuration' section with a dropdown menu set to 'Generic Shell and Tube'. The 'Process Conditions' section contains a table of input data:

Parameter	Hot Shell	Cold Tube	Unit
Flow rate	129.1893	425.58	1000-lb/hr
Inlet/outlet Y	0 / 0	0.0005909 / 0.0048101	Weight fraction vapor
Inlet/outlet T	481.98 / 279.92	90.69 / 139.98	F
Inlet P/allow dP	34.7 / 10	39.696 / 5	psia / psi
Fouling resistance	0.001	0.003	ft ² -hr-F/Btu

Below the process conditions are three sections: 'Shell Geometry' (TEMA type: A-E-S, ID: 25 inch, Orientation: Horizontal, Hot fluid: Shellside), 'Baffle Geometry' (Type: Single segmental, Orientation: Perpendicular, Cut: 25 % ID, Spacing: 8 inch), and 'Tube Geometry' (Type: Plain, Wall thickness: 0.083 inch, Length: 20 ft, Layout angle: 30 degrees, Tube OD: 1 inch, Tubepasses: 2, Pitch: 1.25 inch, Tubecount: 244).

Figura 4.6: Ingreso datos de proceso al programa HTRI Xchanger Suite

²⁵ Referirse al Anexo 9, Plano XX

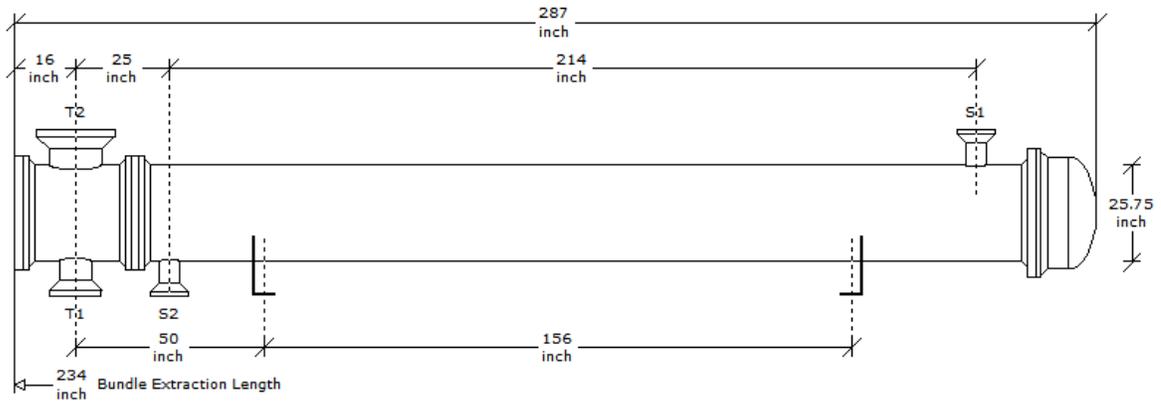


Figura 4.7: Distancia entre sillas del intercambiador de calor

La distancia entre sillas del intercambiador de calor es 156 plg.

Sin embargo para la construcción se aprueba la aplicación de cualquier método de ingeniería, considerando a todo el cuerpo del equipo una viga continua simplemente apoyada.

4.3.3.2. Orejas de izaje

Se determinan sus dimensiones en función del peso tomado del Anexo 2, Tabla 24 y del Anexo 2, Tabla 23.

4.3.4. MEMORIA DE CÁLCULO

Datos de proceso

Fluido frío (Tubos)		Fluido caliente (Coraza)
Rata de Flujo	$ma_c := 425580.021 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$ma_a := 129189.334 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$
Temp. Entrada	$Ti_c := 90.71 \text{ }^\circ\text{F}$	$Ti_a := 482 \text{ }^\circ\text{F}$
Temp. Salida	$To_c := 140 \text{ }^\circ\text{F}$	$To_a := 280 \text{ }^\circ\text{F}$

DATOS CÁLCULO MECÁNICO

Presión de diseño coraza y canal $Pd_S := 150 \text{ psi}$

Presión de diseño tubos $Pd_t := 200 \text{ psi}$

Diámetro Interno de la coraza $Di_S := 25 \text{ in}$

Diámetro Interno del canal $Di_C := 25 \text{ in}$

Temperatura de Diseño $Td := 482 \text{ }^\circ\text{F}$

Sobreespesor de corrosión en la coraza $CA_S := 0.125 \text{ in}$

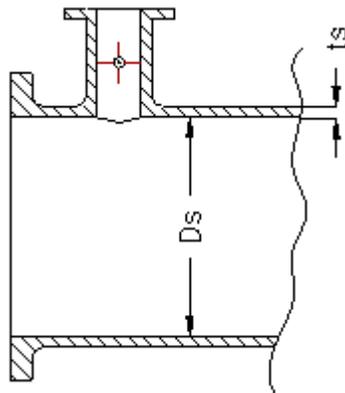
Sobreespesor de corrosión en la canal $CA_C := 0.125 \text{ in}$

Tipo de Junta:

Coraza $E_S := 0.85$

Canal $E_C := 0.85$

CÁLCULO DEL ESPESOR DE LA CORAZA



Material de la Coraza: SA-516-70

$S_s := 20000 \text{ psi}$

$$t_{rs} := \frac{P_{d_s} \cdot \left(\frac{D_{i_s}}{2} + C A_s \right)}{S_s \cdot E_s - 0.6 \cdot P_{d_s}} + C A_s \quad \text{Ecuación 4.65b}$$

$t_{rs} = 0.237 \text{ in}$

Espesor usado de la coraza

$t_s := \frac{3}{8} \text{ in}$; Referirse al Anexo 2, Tabla 12.

Se supone que $R_o := \text{infinito}$ y $1 / R_o = 0$

$$R_{fs} := \frac{D_{i_s}}{2}$$

$$X_s := \frac{50 \cdot t_s}{R_{fs}} \quad X_s = 1.5 \quad \% \quad \text{Ecuación 4.67a}$$

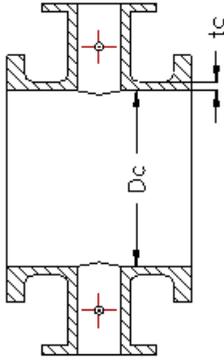
Diámetro externo de la coraza

$$D_{e_s} := 2 \cdot \left(\frac{D_{i_s}}{2} + t_s \right) \quad D_{e_s} = 25.75 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.66}$$

Prueba Hidrostática

$$P_{h_s} := 1.3 \cdot (P_{d_s}) \cdot \left(\frac{S_s}{S_s} \right) \quad P_{h_s} = 195 \text{ psi} \quad \text{Ecuación 4.70}$$

CÁLCULO DEL ESPESOR DEL CANAL



Material del canal: SA-516-70

$S_c := 20000 \text{ psi}$

$$t_{rc} := \frac{P d_t \cdot \left(\frac{D_{i_c}}{2} + C A_c \right)}{S_c \cdot E_c - 0.6 \cdot P d_t} + C A_c t_{rc} = 0.275 \text{ in}$$

Ecuación 4.65b

Espesor usado para el canal

$t_c := \frac{3}{8} \text{ in}$; Referirse al Anexo 2, Tabla 12.

Se supone que $R_o := \text{infinito}$ y $1 / R_o = 0$

$$R_{fc} := \frac{D_{i_c}}{2}$$

$$X_c := \frac{50 \cdot t_c}{R_{fc}} X_c = 1.5 \%$$

Ecuación 4.67a

Diámetro externo del canal

$$De_c := 2 \cdot \left(\frac{Di_c}{2} + tc \right) De_c = 25.75 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.66}$$

Prueba Hidrostática

$$Ph_c := 1.3 \cdot (Pd_t) \cdot \left(\frac{Sc}{Sc} \right) Ph_c = 260 \text{ psi} \quad \text{Ecuación 4.70}$$

Indicaciones Generales:

SA-516-70 es un acero UCS, por lo que se permite una elongación del 5% máximo de elongación de la fibra externa sin necesidad de tratamiento térmico por UCS-79.

El material del canal y coraza no requiere de prueba de impacto dado que según UG-20(f):

El espesor es menor que 1 in, NroP1 listado en la curvatura B (UCS-66).

El recipiente será probado hidrostáticamente UG-99(b)

El MDMT del material es mayor que 20°F y menor que 650°F

Las cargas producto del choque mecánico y térmico no controlan el diseño

Las cargas cíclicas no controlan el diseño

CÁLCULO DE ESPESOR DE LOS TUBOS DE TRANSFERENCIA

Diámetro externo:

$$De_t := 1 \text{ in}$$

Tubería Seamless, entonces:

$$E_t := 1$$

Material de los tubos: SA-106-B

$$S_t := 17100 \text{ psi}$$

$$t_t := \frac{P d_t \cdot \frac{D_{e_t}}{2}}{S_t \cdot E_t + 0.4 \cdot P d_t} \quad t_t = 5.821 \times 10^{-3} \text{ in}$$

Ecuación 4.65b

Para la selección, referirse al Anexo 2, Tabla 8

Calibre BWG: BWG := 14

Diámetro externo: $D_{e_t} = 1 \text{ in}$

Diámetro Interno: $D_{i_t} := 0.834 \text{ in}$

Espesor: $e_t := 0.083 \text{ in}$

CÁLCULO DE ESPESORES DE LAS CABEZAS

Diámetro Interior de Cabeza Flotante

Centro Límite de Tubos

Referirse al Anexo 2, Figura 14

Diámetro del espejo

$$e_{ce} := \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$De_{ef} := Di_s - 2e_{ce} \quad De_{ef} = 24.625 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.133}$$

Diámetro exterior del empaque

$$De_{em} := De_{ef} \quad \text{Ecuación 4.134}$$

Diámetro interior cabezal flotante y de empaque

$$a_{me} := \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$Di_{em} := De_{em} - 2 \cdot a_{me} \quad Di_{em} = 23.625 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.135}$$

Diámetro macho del espejo flotante

$$e_{ed} := \frac{1}{16} \text{ in}$$

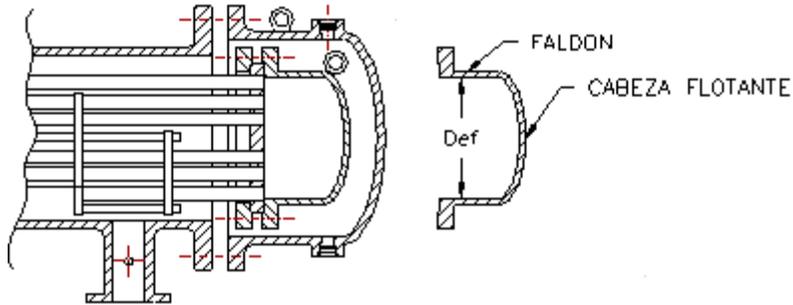
$$Dm_{ef} := Di_{em} - 2e_{ed} \quad Dm_{ef} = 23.5 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.136}$$

Diámetro del máximo círculo límite de tubos

$$e_{cl} := \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$CLT := Dm_{ef} - 2 \cdot e_{cl} \quad CLT = 23.25 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.137}$$

Cabeza Flotante



Diámetro interno de la cabeza flotante

$$D_{i_{cf}} := D_{i_{em}} = 23.625 \text{ in}$$

$$C_{A_{cf}} := \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$E_{cf} := 0.85$$

Material de la cabeza flotante y faldón respectivo: SA-516-70

$$S_{cf} := 20000 \text{ psi}$$

Cabeza Elíptica 2:1

$$L_{cf} := 0.9 \cdot D_{i_{cf}} = 21.262 \text{ in} \quad \text{Radio de bombeo} \quad \text{Ecuación 4.68a}$$

$$r_{cf} := 0.17 \cdot D_{i_{cf}} = 4.016 \text{ in} \quad \text{Radio de rebordeo} \quad \text{Ecuación 4.68b}$$

$$t_{cf} := \frac{(D_{i_{cf}} + 2C_{A_{cf}})(P_{d_t})}{2 \cdot S_{cf} \cdot E_{cf} - 0.2(P_{d_t})} + C_{A_{cf}} \quad \text{Ecuación 4.69b}$$

$$t_{cf} = 0.266 \text{ in}$$

Espesor usado para el cabezal flotante

$$t_{cf} := \frac{3}{8} \text{ in}$$

Se supone que $Ro := \text{infinito}$ y $1 / Ro = 0$

$$R_{f_{cf}} := \frac{D_{i_{cf}}}{2}$$

$$X_{cf} := \frac{75 \cdot t_{cf}}{R_{f_{cf}}} \quad X_{cf} = 2.381 \quad \% \quad \text{Ecuación 4.67b}$$

Espesor requerido para el faldón de cabeza flotante

$$t_{f_{cf}} := \frac{(0.5 \cdot D_{i_{cf}} + CA_{cf}) \cdot Pd_t}{S_{cf} - 0.6 \cdot Pd_t} \quad \text{Ecuación 4.65b}$$

$$t_{f_{cf}} = 0.12 \text{ in}$$

Espesor usado para el faldón de cabeza flotante

$$t_{f_{cf}} := \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$D_{e_{f_{cf}}} := D_{i_{cf}} + 2 \cdot t_{f_{cf}} = 24.375 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.66}$$

Se supone que $Ro := \text{infinito}$ y $1 / Ro = 0$

$$R_{f_{f_{cf}}} := \frac{D_{i_{cf}}}{2}$$

$$X_{fcf} := \frac{50 \cdot t_{fcf}}{R_{fcf}}$$

$$X_{fcf} = 1.587 \%$$

Ecuación 4.67a

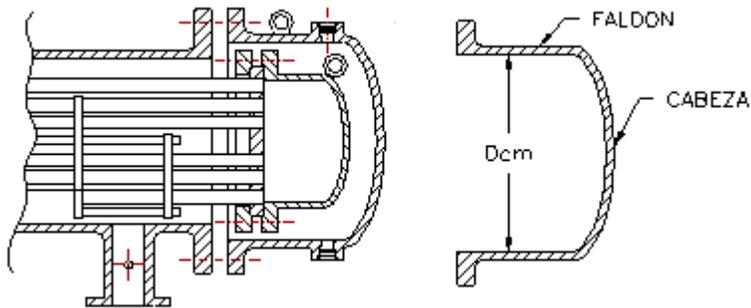
Prueba Hidrostática

$$P_{h_{cf}} := 1.3 \cdot (P_{d_t}) \cdot \left(\frac{S_c}{S_c} \right)$$

$$P_{h_{cf}} = 260 \text{ psi}$$

Ecuación 4.70

Cabeza



Diámetro interno de la cabeza

$$D_{i_{ca}} := 32 + 2 \cdot \frac{1}{4} = 32.5 \text{ in} \quad ; \text{Por diámetro de brida de cabezal flotante 24"}$$

$$C_{A_{ca}} := \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$E_{ca} := 0.85$$

Material de la cabeza y faldón respectivo: SA-516-70

$$S_{ca} := 20000 \text{ psi}$$

Cabeza Elíptica 2:1

$$L_{ca} := 0.9 \cdot Di_{cf} = 21.262 \text{ in}$$

Ecuación 4.68a

$$r_{ca} := 0.17 \cdot Di_{cf} = 4.016 \text{ in}$$

Ecuación 4.68b

$$t_{ca} := \frac{(Di_{ca} + 2CA_{ca})(Pd_s)}{2 \cdot S_{ca} \cdot E_{ca} - 0.2(Pd_s)} + CA_{ca}$$

Ecuación 4.69b

$$t_{ca} = 0.27 \text{ in}$$

Espesor usado de la coraza

$$t_{ca} := \frac{3}{8} \text{ in}$$

Se supone que $Ro :=$ infinito y $1 / Ro = 0$

$$R_{fca} := \frac{Di_{ca}}{2}$$

$$X_{ca} := \frac{75 \cdot t_{ca}}{R_{fca}} \quad X_{ca} = 1.731 \%$$

Ecuación 4.67b

Espesor requerido para el faldón de cabeza flotante

$$t_{fca} := \frac{(0.5 \cdot Di_{ca} + CA_{ca}) \cdot Pd_s}{S_{ca} - 0.6 \cdot Pd_s}$$

Ecuación 4.65b

$$t_{fca} = 0.123 \text{ in}$$

Espesor usado para el faldón de cabeza flotante

$$t_{fca} := \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$D_{e_{fca}} := D_{i_{ca}} + 2 \cdot t_{fca} = 33.25 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.66}$$

Se supone que $R_o := \text{infinito}$ y $1 / R_o = 0$

$$R_{fca} := \frac{D_{i_{ca}}}{2}$$

$$X_{fca} := \frac{50 \cdot t_{fca}}{R_{fca}} \quad X_{fca} = 1.154 \% \quad \text{Ecuación 4.67a}$$

BOQUILLAS LADO CORAZA

Cálculo y Selección de diámetro de Boquilla Coraza

Condiciones del fluido entrante a la coraza, Aceite térmico (Therminol 66)

$$\text{Caudal} \quad C_{a_a} := 2442.997 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}}$$

$$\text{Densidad@482}^\circ\text{F} \quad \rho_a := 52.88 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Velocidad del fluido de entrada a la coraza

$$V_a := \sqrt{\frac{1500}{\rho_a}} \quad V_a = 5.326 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \quad \text{Ecuación 4.71}$$

Área de flujo

$$A_a := \frac{C_{a_a}}{V_a \cdot 3600} \quad A_a = 0.127 \text{ ft}^2 \quad \text{Ecuación 4.72}$$

Diámetro de la boquilla coraza

$$D_a := \sqrt{\frac{4 \cdot A_a}{\pi}} \cdot 12 \quad D_a = 4.833 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.73}$$

Selección de Boquilla

Del Anexo 2, Tabla 8 se puede seleccionar el diámetro de boquilla mayor a la calculada, con el fin de no diseñar la mampara de choque.

Diámetro nominal de boquilla seleccionada

$$\phi_a := 6 \text{ in}$$

Presión de diseño boquillas

$$P_{d_s} = 150 \text{ psi}$$

Radio externo de la boquilla

$$D_{e_{nc}} := 6.625 \text{ in}$$

Material de Boquilla: SA-106-B

$$S_{nc} := 17100 \text{ psi}$$

Espesor de tubería estándar

$$t_{std} := 0.28 \text{ in}$$

Tubería seamless (tubería sin costura)

$$E_{nc} := 1$$

Tolerancia de corrosión de boquillas

$$CA_{nc} := \frac{1}{8} \text{ in}$$

Espesor requerido por las cargas

$$t_{nc1} := \frac{Pd_s \cdot \frac{De_{nc}}{2}}{S_{nc} \cdot E_{nc} + 0.4 \cdot Pd_s} + CA_{nc} \quad \text{Ecuación 4.74}$$

$$t_{nc1} = 0.154 \text{ in}$$

Espesor requerido por el cuerpo

$$t_{nc2a} := \frac{Pd_s \cdot \frac{De_s}{2}}{S_s \cdot E_s + 0.4 \cdot Pd_s} + CA_{nc} \quad \text{Ecuación 4.75}$$

$$t_{nc2a} = 0.238 \text{ in}$$

Espesor de tubería estándar

$$t_{nc2b} := 0.875 \cdot t_{std} + CA_{nc} \quad \text{Ecuación 4.76}$$

$$t_{nc2b} = 0.37 \text{ in}$$

Para obtener tnc2, se escoge el menor entre tnc2a y tnc2b

$$t_{nc2} := 0.238 \text{ in}$$

Para obtener t_{nc} , se escoge el mayor entre t_{nc1} y t_{nc2}

$$t_{nc} := 0.238 \text{ in}$$

Espesor requerido de las boquillas

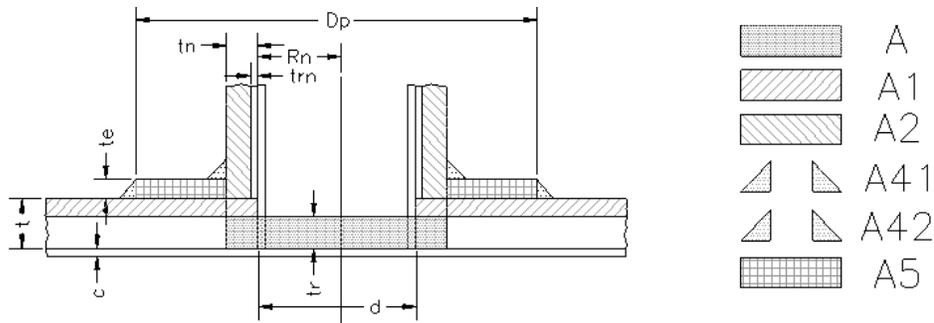
$$t_{ncnom} := \frac{t_{nc}}{0.875} \quad t_{ncnom} = 0.272 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.77}$$

La tubería seleccionada para las boquillas lado coraza son:

$$6\text{NPS} \quad \text{CED40} \quad t_{nc} := 0.28 \text{ in}$$

Las bridas de conexión para proceso serán de acuerdo a la temperatura de trabajo para este caso da: 6 in WN, RF ANSI 300

Cálculo de refuerzo para boquillas de la coraza:



Sin placa refuerzo

Presión de diseño lado coraza

$$P_{d_s} = 150 \text{ psi}$$

Diámetro interno boquilla corroída

$$d_{i_{nc}} := 6.315 \text{ in}$$

Radio de boquilla $R_{nc} := \frac{d_{i_{nc}}}{2} = 3.158 \text{ in}$

Esfuerzo admisible a tensión boquilla $S_{nc} = 1.71 \times 10^4 \text{ psi}$

Tubería sin costura $E_{nc} = 1$

Espesor nominal de boquilla menos la corrosión admisible $t_n := 0.155 \text{ in}$

Esfuerzo admisible a tensión cuerpo $S_s = 2 \times 10^4 \text{ psi}$

Espesor de la pared del recipiente determinado $t_s := 0.375 \text{ in}$

Espesor de la pared del recipiente menos C.A $t_{rs} := 0.25 \text{ in}$

Las boquillas se encuentran ubicadas en los ejes $F := 1$

$fr1 := \frac{S_{nc}}{S_s} = 0.855$ Ecuación 4.78

$fr2 := \frac{S_{nc}}{S_s} = 0.855$ Ecuación 4.79

Se tiene fr1 menor que 1:

Área requerida

$A := d_{i_{nc}} \cdot t_{rs} \cdot F = 1.579 \text{ in}^2$ Ecuación 4.82

Área en la coraza

$A1_1 := d_{i_{nc}} \cdot (E_{nc} \cdot t_s - F \cdot t_{rs}) = 0.789 \text{ in}^2$ Ecuación 4.84

$$A1_2 := 2(t_s + t_n)(E_{nc} \cdot t_s - F \cdot t_{rs}) = 0.133 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.85}$$

A1 es el valor mayor entre A1₁ y A1₂, así:

$$A1 := 0.789 \text{ in}^2$$

Área en la proyección de boquilla

Espesor requerido en la pared de la boquilla

$$t_{rn} := \frac{Pd_s \cdot R_{nc}}{S_{nc} \cdot E_{nc} - 0.6 \cdot Pd_s} = 0.028 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.65a}$$

$$A2_1 := 5(t_n - t_{rn}) \cdot fr2 \cdot t_s = 0.204 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.88}$$

$$A2_2 := 5(t_n - t_{rn}) \cdot fr2 \cdot t_n = 0.084 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.89}$$

A2 es el valor menor entre A2₁ y A2₂, así:

$$A2 := 0.084 \text{ in}^2$$

A3 no aplica, al no tener una boquilla con proyección dentro del equipo.

Área en la soldadura

$$\text{leg41} := 0.265 \text{ in}$$

$$A41 := \text{leg41}^2 \cdot fr2 = 0.06 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.90}$$

Área disponible

$$A_{\text{disp}} := A1 + A2 + A41 = 0.933 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.91}$$

El área disponible A_{disp} es menor al área requerida A , por lo tanto se requiere de refuerzo.

Con placa refuerzo:

$$D_p := 8 \text{ in}$$

Diámetro de placa

$$S_p := 20000 \text{ psi}$$

Esfuerzo admisible a tensión refuerzo

$$t_p := 0.375 \text{ in}$$

Espesor refuerzo, igual a espesor de cuerpo

$$f_{r4} := \frac{S_p}{S_c} = 1$$

Ecuación 4.81

$$A_{2.1} := 5(t_n - t_m) \cdot f_{r2} \cdot t_c = 0.204 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.88

$$A_{2.2} := 2(t_n - t_m) \cdot (2.5 \cdot t_n + t_p) \cdot f_{r2} = 0.166 \text{ in}^2 \quad (\text{UG-36}) \text{ Ecuación 4.92}$$

A_2 es el valor menor entre $A_{2.1}$ y $A_{2.2}$, así:

$$A_2 := 0.166 \text{ in}^2$$

$$\text{leg}_{42} := 0.265 \text{ in}$$

$$A_{42} := \text{leg}_{42}^2 \cdot f_{r4} = 0.07 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.93

$$A_5 := (D_p - d_{i_{nc}} - 2 \cdot t_n) \cdot t_p \cdot f_{r4} = 0.516 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.94

$$A_{disp.} := A_1 + A_2 + A_{41} + A_{42} + A_5 = 1.601 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.95

El área disponible A_{disp} es mayor al área requerida A , el refuerzo cumple

Cálculo y Selección de diámetro de Boquilla Canal

Condiciones del fluido entrante al canal, Flujo multifásico

Caudal $Ca_c := 8528.05 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}}$

Velocidad mínima requerida $V_c := 3 \frac{\text{ft}}{\text{s}}; \text{ API RP 14E}$

Área de flujo

$$A_c := \frac{Ca_c}{V_c \cdot 3600} \quad \text{Ecuación 4.72}$$

$$A_c = 0.79 \text{ ft}^2$$

Diámetro de la boquilla

$$D_c := \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \cdot 12 \quad \text{Ecuación 4.73}$$

$$D_c = 12.032 \text{ plg}$$

Selección de Boquilla:

El diámetro D_c es el máximo diámetro que aplica para las condiciones de operación, sin embargo físicamente en el campo Cuyabeno se tiene un diámetro de tubería de ingreso a la bota desgasificadora de 10 pulg.

Diámetro nominal de boquilla seleccionada

$$\phi_c := 10 \text{ in}$$

Presión de diseño boquillas

$$Pd_t = 200 \text{ psi}$$

Radio externo de la boquilla

$$De_{nca} := 10.75 \text{ in}$$

Material de Boquilla: SA-106-B

$$S_{nca} := 17100 \text{ psi}$$

Espesor de tubería estándar

$$t_{std} := 0.365 \text{ in}$$

Tubería seamless (tubería sin costura)

$$E_{nca} := 1$$

Tolerancia de corrosión de boquillas

$$CA_{nca} := 0.125 \text{ in}$$

Espesor requerido por las cargas

$$t_{nca1} := \frac{Pd_t \cdot \frac{De_{nca}}{2}}{S_{nca} \cdot E_{nca} + 0.4 \cdot Pd_t} + CA_{nca}$$

$$t_{nca1} = 0.188 \text{ in}$$

Ecuación 4.74

Espesor requerido por el cuerpo

$$t_{nca2a} := \frac{Pd_t \cdot \frac{De_c}{2}}{Sc \cdot E_c + 0.4 \cdot Pd_t} + CA_{nca}$$

$$t_{nca2a} = 0.276 \text{ in}$$

Ecuación 4.75

Espesor de tubería estándar

$$t_{nca2b} := 0.875 \cdot t_{std} + CA_{nca}$$

Ecuación 4.76

$$t_{nca2b} = 0.444 \text{ in}$$

Para obtener t_{nca2} , se escoge el menor entre t_{nca2a} y t_{nca2b}

$$t_{nca2} := 0.276 \text{ in}$$

Para obtener t_{nca} , se escoge el mayor entre t_{nca1} y t_{nca2}

$$t_{nca} := 0.276 \text{ in}$$

Espesor requerido de las boquillas

$$t_{ncanom} := \frac{t_{nca}}{0.875}$$

Ecuación 4.77

$$t_{ncanom} = 0.315 \text{ in}$$

La tubería seleccionada para las boquillas lado canal son:

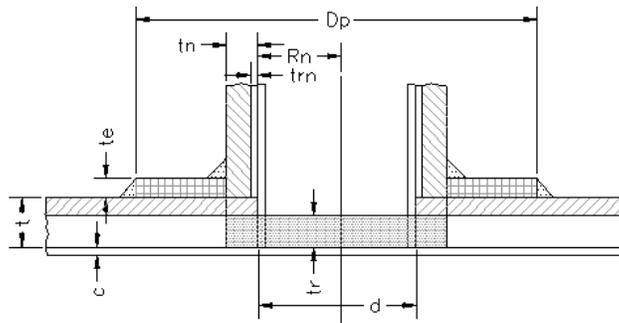
10NPS

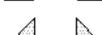
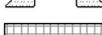
CED40

$$t_{nca} := 0.365 \text{ in}$$

Las bridas de conexión para proceso serán de acuerdo a la temperatura de trabajo para este caso da: 10 in WN, RF ANSI 150

Cálculo de refuerzo para boquillas del canal:



-  A
-  A1
-  A2
-  A41
-  A42
-  A5

Sin placa refuerzo

Presión de diseño lado canal

$$Pd_t = 200 \text{ psi}$$

Diámetro interno boquilla corroída

$$di_{nca} := 10.27 \text{ in}$$

Radio de boquilla

$$R_{nca} := \frac{di_{nca}}{2} = 5.135 \text{ in}$$

Esfuerzo admisible a tensión boquilla

$$S_{nca} = 1.71 \times 10^4 \text{ psi}$$

Tubería sin costura

$$E_{nca} = 1$$

Espesor nominal de boquilla menos la corrosión admisible $t_n := 0.305 \text{ in}$

Esfuerzo admisible a tensión cuerpo

$$S_c = 2 \times 10^4 \text{ psi}$$

Espesor de la pared del recipiente determinado

$$t_c := 0.375 \text{ in}$$

Espesor de la pared del recipiente menos C.A

$$t_{rca} := 0.25 \text{ in}$$

Las boquillas se encuentran ubicadas en los ejes

$$F_c := 1$$

$$fr1 := \frac{S_{nca}}{S_c} = 0.855$$

Ecuación 4.78

$$fr2 := \frac{S_{nca}}{S_c} = 0.855$$

Ecuación 4.79

Se tiene fr1 menor que 1:

Área requerida

$$A_c := d_{inca} \cdot t_{rca} \cdot F_c = 2.567 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.82

Área en la coraza

$$A1_1 := d_{inca} \cdot (E_{nca} \cdot t_c - F_c \cdot t_{rca}) = 1.284 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.84

$$A1_2 := 2(t_c + t_n)(E_{nca} \cdot t_c - F_c \cdot t_{rca}) = 0.17 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.85

A1 es el valor mayor entre A1₁ y A1₂, así:

$$A1 := 1.284 \text{ in}^2$$

Área en la proyección de boquilla

Espesor requerido en la pared de la boquilla

$$t_{rn} := \frac{Pd_t \cdot R_{nca}}{S_{nca} \cdot E_{nca} - 0.6 \cdot Pd_t} = 0.06 \text{ in}$$

Ecuación 4.65a

$$A2_1 := 5(t_n - t_{rn}) \cdot fr2 \cdot t_c = 0.392 \text{ in}^2$$

Ecuación 4.88

$$A_{2_2} := 5(t_{n.} - t_{rn.}) \cdot fr_2 \cdot t_{n.} = 0.319 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.89}$$

A2 es el valor menor entre A2₁ y A2₂, así:

$$A_{2_1} := 0.319 \text{ in}^2$$

A3 no aplica, al no tener una boquilla con proyección dentro del equipo.

Área en la soldadura

$$leg_{41} := 0.265 \text{ in}$$

$$A_{41} := leg_{41}^2 \cdot fr_2 = 0.06 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.90}$$

Área disponible

$$A_{disp.} := A_1 + A_{2_1} + A_{41} = 1.663 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.91}$$

El área disponible A_{disp} es menor al área requerida A, por lo tanto se requiere de refuerzo.

Con placa refuerzo:

$$D_p := 13 \text{ in} \quad \text{Diámetro de placa}$$

$$S_p := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo admisible a tensión refuerzo}$$

$$t_p := 0.375 \text{ in} \quad \text{Espesor refuerzo, igual a espesor de cuerpo}$$

$$fr_4 := \frac{S_p}{S_c} = 1 \quad \text{Ecuación 4.81}$$

$$A2_{.1.} := 5(t_n - t_{rn.}) \cdot fr2 \cdot t_c = 0.392 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.88}$$

$$A2_{.2.} := 2(t_n - t_{rn.}) \cdot (2.5 \cdot t_n + t_p) \cdot fr2 = 0.476 \text{ in}^2 \quad (\text{UG-36}) \quad \text{Ecuación 4.92}$$

A2 es el valor menor entre A2₁ y A2₂, así:

$$A2_{..} := 0.392 \text{ in}^2$$

$$\text{leg42} := 0.265 \text{ in}$$

$$A42 := \text{leg42}^2 \cdot fr4 = 0.07 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.93}$$

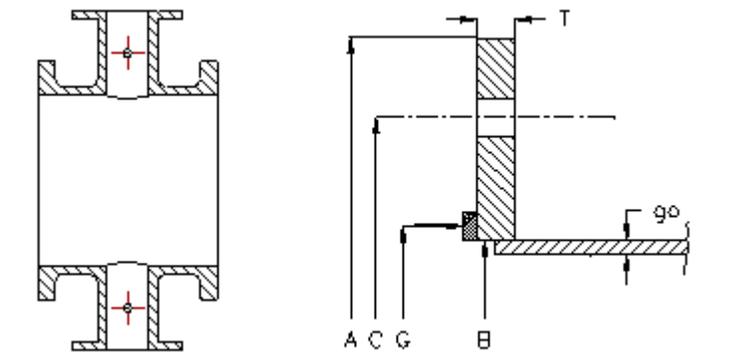
$$A5 := (D_p - d_{i\text{nca}} - 2 \cdot t_n) \cdot t_p \cdot fr4 = 0.795 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.94}$$

$$A_{\text{disp...}} := A1 + A2_{..} + A41 + A42 + A5 = 2.601 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.95}$$

El área disponible A_{disp} es mayor al área requerida A, el refuerzo cumple

DISEÑO DE BRIDAS

CANAL



$$A_C := 34.248 \text{ in}$$

$$B_C := De_s = 25.75 \text{ in}$$

$$C_C := 31.748 \text{ in}$$

$$N_p := 24 \text{ pernos}$$

$$d_p := 1.252 \text{ in}$$

$$d_h := 1.374 \text{ in}$$

Condiciones de operación

$$T_d = 482 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P_{d_t} = 200 \text{ psi}$$

Condiciones de ajuste de empaque

$$T_{g_s} := 70^\circ\text{F}$$

$$P_{g_s} := 200 \text{ psi}$$

Material del cuerpo: SA-516-70

$$S_{n_o_p} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo del cuerpo en operación}$$

$$S_{n_g_s} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo del cuerpo en ajuste de empaque}$$

Material de pernos: SA-193-B7

$$S_b := 25000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de pernos en operación}$$

$$S_a := 25000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de pernos en ajuste de empaque}$$

Material la brida: SA-105

Sfop := 19600 psi Esfuerzo máximo de la brida en operación

Sfgs := 20000 psi Esfuerzo máximo de la brida en ajuste de empaque

Ancho de empaque

$$N_c := \frac{C_c - dh - B_c}{2} = 2.312 \quad \text{Ecuación 4.97}$$

Empaque seleccionado: Espiral Wound Metal, asbestos filled-carbon

m := 2.5

y := 10000 psi Anexo 2, Tabla 16

$$b_o := \frac{N_c}{2} \quad b_o = 1.156 \text{ in}$$

Diámetro de la cara externa de contacto del empaque:

$$OD_{gfc} := C_c - dh \quad OD_{gfc} = 30.374 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.98}$$

Como b_o es mayor que 1/4 de pulgada, entonces el ancho efectivo del empaque es:

$$b := \frac{1}{2} \cdot \sqrt{b_o} = 0.538 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.96}$$

$$G := OD_{gfc} - 2 \cdot b = 29.299 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.99}$$

$$h_g := \frac{C_c - G}{2} = 1.225 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.101}$$

$$H := \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot Pd_t = 1.348 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.103}$$

$$Hp := 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot Pd_t = 4.948 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.104}$$

$$Wm1 := H + Hp = 1.843 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.102}$$

$$Wm2 := \pi \cdot G \cdot b \cdot y = 4.948 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.105}$$

$$Am1 := \frac{Wm1}{Sa} = 7.373 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.106}$$

$$Am2 := \frac{Wm2}{Sb} = 19.793 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.107}$$

Am es el mayor entre Am1 y Am2, entonces:

$$Am := 19.793 \text{ in}^2$$

$$Ab := \frac{Am}{Np} = 0.825 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.108}$$

$$dr := \sqrt{Ab \cdot \frac{4}{\pi}} = 1.025 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.109}$$

Área raíz de perno

$$Ad2hb := 0.89 \text{ in}^2 \quad \text{Anexo 2, Tabla 17}$$

$$AbT := Ad2hb \cdot Np = 21.36 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.110}$$

$$Wop := Wm1 \quad \text{Ecuación 4.111}$$

$$W_{gs} := \frac{A_m + A_{bT}}{2} \cdot S_a = 5.144 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.112}$$

Momento sobre la brida en condiciones de operación:

$$H_{d.} := \frac{\pi}{4} \cdot B_c^2 P_{d_t} = 1.042 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.114}$$

$$H_t := H - H_{d.} = 3.069 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.115}$$

$$H_g := W_{op} - H = 4.948 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.116}$$

$$h_d := \frac{C_c - B_c}{2} = 2.999 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.117}$$

$$h_g := \frac{C_c - G}{2} = 1.225 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.118}$$

$$h_t := \frac{h_d + h_g}{2} = 2.112 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.119}$$

$$M_d := H_{d.} \cdot h_d = 3.124 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.120}$$

$$M_g := H_g \cdot h_g = 6.06 \times 10^4 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.121}$$

$$M_t := H_t \cdot h_t = 6.48 \times 10^4 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.122}$$

$$M_{Op} := M_d + M_g + M_t = 4.378 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.123}$$

Momento sobre la brida en condiciones de ajuste de empaque:

$$M_{Ogs} := W_{gs} \cdot \frac{C_c - G}{2} = 6.299 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.125}$$

$$K := \frac{A_C}{B_C} = 1.33 \quad \text{Ecuación 4.129}$$

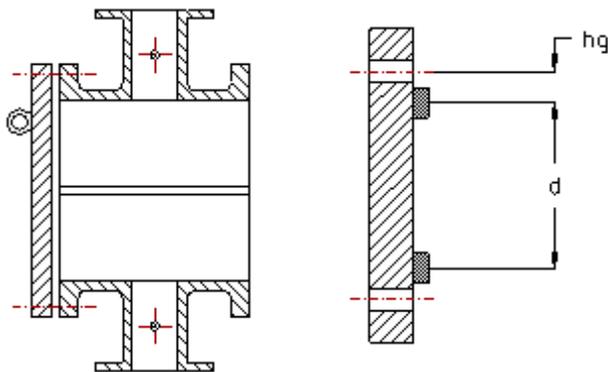
$$Y := \frac{1}{K-1} \cdot \left(0.66845 + 5.7169 \cdot K^2 \cdot \frac{\log(K)}{K^2-1} \right) = 6.961 \text{ psi} \quad \text{Ecuación 4.128}$$

$$\text{Trop} := \sqrt{Y \cdot \frac{\text{MOop}}{\text{Sfop} \cdot B_C}} = 2.457 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.127}$$

$$\text{Trgs} := \sqrt{Y \cdot \frac{\text{MOgs}}{\text{Sfgs} \cdot B_C}} = 2.918 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.127}$$

El mínimo espesor requerido para la brida el más crítico: 3 pulgadas

CUBIERTA REMOVIBLE



$$d_{cr} := G = 29.299 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.132}$$

$$C_{cr} := 0.3 \text{ in}$$

$$hg = 1.225 \text{ in}$$

Material de la cubierta removible: SA-105

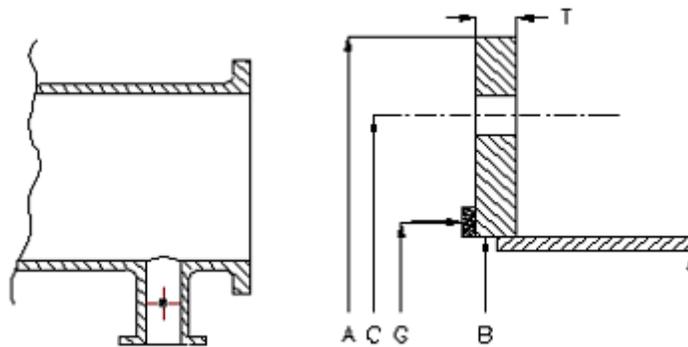
$$\text{Scr} := 19600 \text{ psi}$$

$$t_{gs} := d_{cr} \cdot \sqrt{\frac{1.9 \cdot W_{gs} \cdot h_g}{S_{cr} \cdot d_{cr}^3}} = 1.444 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.130}$$

$$t_{op} := d_{cr} \cdot \sqrt{C_{cr} \cdot \frac{P_{d_t}}{S_{cr}} + \frac{1.9 \cdot W_{op} \cdot h_g}{S_{cr} \cdot d_{cr}^3}} = 1.837 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.131}$$

El espesor mínimo requerido para la cubierta removible es el más crítico: 2 pulgadas

CORAZA



$$A_s := 41.748 \text{ in}$$

$$B_s := D_{e_s} = 25.75 \text{ in}$$

$$C_s := 38.5 \text{ in}$$

$$N_p := 28 \text{ pernos}$$

$$d_p := 1.5 \text{ in}$$

$$d_h := 1.626 \text{ in}$$

Condiciones de operación

$$T_d = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P_{d_t} = 200 \text{ psi}$$

Condiciones de ajuste de empaque

$$T_{g_s} := 70 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P_{g_s} := 200 \text{ psi}$$

Material del cuerpo: SA-516-70

$$S_{n_o} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo del cuerpo en operación}$$

$$S_{n_g} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo del cuerpo en ajuste de empaque}$$

Material de pernos: SA-193-B7

$$S_b := 25000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de pernos en operación}$$

$$S_a := 25000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de pernos en ajuste de empaque}$$

Material la brida: SA-105

$$S_{f_o} := 19600 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de la brida en operación}$$

$$S_{f_g} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de la brida en ajuste de empaque}$$

Ancho de empaque

$$N_s := \frac{C_s - d_h - B_s}{2} = 5.562 \text{ in}$$

Ecuación 4.97

Empaque seleccionado: Espiral Wound Metal, asberstos filled-carbon

$$m := 2.5$$

$$y := 10000 \text{ psi}$$

Anexo 2, Tabla 16

$$b_o := \frac{N_s}{2} \quad b_o = 2.781 \text{ in}$$

Anexo 2, Tabla 16

Diámetro externo de la cara de contacto del empaque:

$$OD_{gfc} := C_s - dh \quad OD_{gfc} = 36.874 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.98}$$

Como b_o es mayor que 1/4 de pulgada, entonces:

$$b := \frac{1}{2} \cdot \sqrt{b_o} = 0.834 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.96}$$

$$G := OD_{gfc} - 2 \cdot b = 35.206 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.99}$$

$$h_g := \frac{C_s - G}{2} = 1.647 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.101}$$

$$H := \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot Pd_t = 1.947 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.103}$$

$$H_p := 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot Pd_t = 9.222 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.104}$$

$$W_{m1} := H + H_p = 2.869 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.102}$$

$$W_{m2} := \pi \cdot G \cdot b \cdot y = 9.222 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.105}$$

$$A_{m1} := \frac{W_{m1}}{S_a} = 11.477 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.106}$$

$$A_{m2} := \frac{W_{m2}}{S_b} = 36.889 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.107}$$

A_m es el mayor entre A_{m1} y A_{m2} , entonces:

$$A_m := 36.889 \text{ in}^2$$

$$A_b := \frac{A_m}{N_p} = 1.317 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.108}$$

$$d_r := \sqrt{A_b \cdot \frac{4}{\pi}} = 1.295 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.109}$$

Área raíz de perno

$$A_{d2hb} := 1.294 \text{ in}^2 \quad \text{Anexo 2, Tabla 17}$$

$$A_{bT} := A_{d2hb} \cdot N_p = 36.232 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.110}$$

$$W_{op} := W_{m1} \quad \text{Ecuación 4.111}$$

$$W_{gs} := \frac{A_m + A_{bT}}{2} \cdot S_a = 9.14 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.112}$$

Momento sobre la brida en condiciones de operación:

$$H_{d1} := \frac{\pi}{4} \cdot B_c^2 P_{d1} = 1.042 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.114}$$

$$H_t := H - H_{d1} = 9.054 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.115}$$

$$\underline{H_g} := W_{op} - H = 9.222 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.116}$$

$$\underline{h_d} := \frac{C_s - B_s}{2} = 6.375 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.117}$$

$$\underline{h_g} := \frac{C_s - G}{2} = 1.647 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.118}$$

$$\underline{h_t} := \frac{h_d + h_g}{2} = 4.011 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.119}$$

$$\underline{M_d} := H_d \cdot h_d = 6.64 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.120}$$

$$\underline{M_g} := H_g \cdot h_g = 1.519 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.121}$$

$$\underline{M_t} := H_t \cdot h_t = 3.632 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.122}$$

$$\underline{M_{Oop}} := M_d + M_g + M_t = 1.179 \times 10^6 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.123}$$

Momento sobre la brida en condiciones de ajuste de empaque:

$$\underline{M_{Ogs}} := W_{gs} \cdot \frac{C_s - G}{2} = 1.505 \times 10^6 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.125}$$

$$\underline{K} := \frac{A_s}{B_s} = 1.621 \quad \text{Ecuación 4.129}$$

$$\underline{Y} := \frac{1}{K - 1} \cdot \left(0.66845 + 5.7169 \cdot K^2 \cdot \frac{\log(K)}{K^2 - 1} \right) = 4.193 \text{ psi} \quad \text{Ecuación 4.128}$$

$$T_{rop} := \sqrt{Y \cdot \frac{MO_{op}}{S_{fop} \cdot B_s}} = 3.13 \text{ in}$$

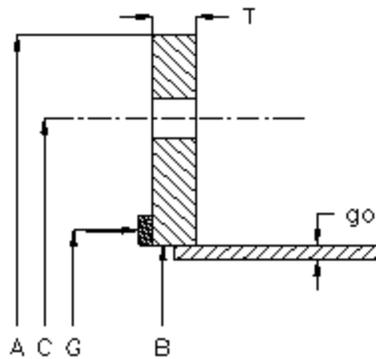
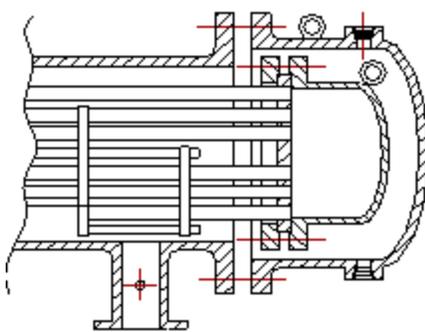
Ecuación 4.127

$$T_{rgs} := \sqrt{Y \cdot \frac{MO_{gs}}{S_{fgs} \cdot B_s}} = 3.501 \text{ in}$$

Ecuación 4.127

El mínimo espesor requerido para la brida el más crítico: 3.6 pulgadas

CABEZAL FLOTANTE



$$A_{cf} := 32 \text{ in}$$

$$B_{cf} := D_{iem} = 23.625 \text{ in}$$

$$C_{cf} := 29.5 \text{ in}$$

$$N_p := 20 \text{ pernos}$$

$$d_p := 1.25 \text{ in}$$

$$d_h := 1.378 \text{ in}$$

Condiciones de operación

$$T_d = 482 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Pd_t = 200 \text{ psi}$$

Condiciones de ajuste de empaque

$$T_{gs} := 70 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P_{gs} := 200 \text{ psi}$$

Material del cuerpo: SA-516-70

$$S_{nop} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo del cuerpo en operación}$$

$$S_{ngs} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo del cuerpo en ajuste de empaque}$$

Material de pernos: SA-193-B7

$$S_b := 25000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de pernos en operación}$$

$$S_a := 25000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de pernos en ajuste de empaque}$$

Material la brida: SA-105

$$S_{fop} := 19600 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de la brida en operación}$$

$$S_{fgs} := 20000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo de la brida en ajuste de empaque}$$

Ancho de empaque

$$N_{cf} := \frac{C_{cf} - dh - B_{cf}}{2} = 2.248 \text{ in}$$

Ecuación 4.97

Empaque seleccionado: Espiral Wound Metal, asberstos filled-carbon

$$m := 2.5$$

$$y := 10000 \text{ psi}$$

Anexo 2, Tabla 16

$$\underline{bo} := \frac{N_{cf}}{2} \quad bo = 1.124 \text{ in}$$

Diámetro externo de la cara de contacto del empaque:

$$\underline{ODgfc} := C_{cf} - dh \quad ODgfc = 28.122 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.98}$$

Como bo es mayor que $1/4$ de pulgada, entonces:

$$\underline{b} := \frac{1}{2} \cdot \sqrt{bo} = 0.53 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.96}$$

$$\underline{G} := ODgfc - 2 \cdot b = 27.062 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.99}$$

$$\underline{hg} := \frac{C_{cf} - G}{2} = 1.219 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.101}$$

$$\underline{H} := \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot Pd_t = 1.15 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.103}$$

$$\underline{Hp} := 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot Pd_t = 4.507 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.104}$$

$$\underline{Wm1} := H + Hp = 1.601 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.102}$$

$$\underline{Wm2} := \pi \cdot G \cdot b \cdot y = 4.507 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.105}$$

$$A_{m1} := \frac{W_{m1}}{S_a} = 6.404 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.106}$$

$$A_{m2} := \frac{W_{m2}}{S_b} = 18.029 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.107}$$

A_m es el mayor entre A_{m1} y A_{m2} , entonces:

$$A_m := 18.029 \text{ in}^2$$

$$A_b := \frac{A_m}{N_p} = 0.901 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.108}$$

$$d_r := \sqrt{A_b \cdot \frac{4}{\pi}} = 1.071 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.109}$$

Área raíz de perno

$$A_{d2hb} := 1.294 \text{ in}^2 \quad \text{Anexo 2, Tabla 17}$$

$$A_{bT} := A_{d2hb} \cdot N_p = 25.88 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.110}$$

$$W_{op} := W_{m1} \quad \text{Ecuación 4.111}$$

$$W_{gs} := \frac{A_m + A_{bT}}{2} \cdot S_a = 5.489 \times 10^5 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.112}$$

Momento sobre la brida en condiciones de operación:

$$H_d := \frac{\pi}{4} \cdot B_{cf}^2 \cdot P_{d_t} = 8.767 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.114}$$

$$H_t := H - H_d = 2.736 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.115}$$

$$\underline{H_g} := W_{op} - H = 4.507 \times 10^4 \text{ lb} \quad \text{Ecuación 4.116}$$

$$\underline{h_d} := \frac{C_{cf} - B_{cf}}{2} = 2.938 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.117}$$

$$\underline{h_g} := \frac{C_{cf} - G}{2} = 1.219 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.118}$$

$$\underline{h_t} := \frac{h_d + h_g}{2} = 2.078 \text{ in} \quad \text{Ecuación 4.119}$$

$$\underline{M_d} := H_d \cdot h_d = 2.575 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.120}$$

$$\underline{M_g} := H_g \cdot h_g = 5.495 \times 10^4 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.121}$$

$$\underline{M_t} := H_t \cdot h_t = 5.687 \times 10^4 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.122}$$

$$\underline{M_{Op}} := M_d + M_g + M_t = 3.694 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.123}$$

Momento sobre la brida en condiciones de ajuste de empaque:

$$\underline{M_{Ogs}} := W_{gs} \cdot \frac{C_{cf} - G}{2} = 6.691 \times 10^5 \text{ in} - \text{lb} \quad \text{Ecuación 4.125}$$

$$\underline{K} := \frac{A_{cf}}{B_{cf}} = 1.354 \quad \text{Ecuación 4.129}$$

$$\underline{Y} := \frac{1}{K - 1} \cdot \left(0.66845 + 5.7169 \cdot K^2 \cdot \frac{\log(K)}{K^2 - 1} \right) = 6.557 \text{ psi} \quad \text{Ecuación 4.128}$$

$$T_{rop} := \sqrt{Y \cdot \frac{MO_{op}}{Sf_{op} \cdot B_{cf}}} = 2.287 \text{ in}$$

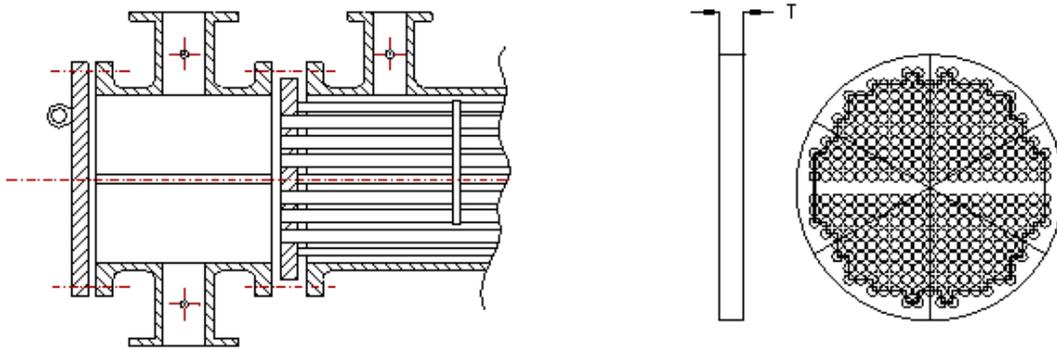
Ecuación 4.127

$$T_{rgs} := \sqrt{Y \cdot \frac{MO_{gs}}{Sf_{gs} \cdot B_{cf}}} = 3.047 \text{ in}$$

Ecuación 4.127

El mínimo espesor requerido para la brida el más crítico: 3.1 pulgadas

ESPEJOS



$$G_t := 29.29 \text{ in}$$

Diámetro de reacción de empaque lado tubos, G

$$G_s := 35.206 \text{ in}$$

Diámetro de reacción de empaque lado coraza, G

$$Pd_t = 200 \text{ psi}$$

$$Pd_s = 150 \text{ psi}$$

$$De_t = 1 \text{ in}$$

Arreglo de tubos: triangular

$$\text{pitch} := 1.25 \text{ in}$$

Círculo límite de tubos

$$CLT = 23.25 \text{ in}$$

Perímetro del arreglo de tubos

$$C_t := \pi \cdot CLT = 73.042 \text{ in}$$

Área del arreglo de tubos

$$A_t := \pi \cdot \frac{CLT^2}{4} = 424.557 \text{ in}^2$$

La presión en los tubos es la más crítica

$$P := Pd_t = 200 \text{ psi}$$

Material del espejo: SA-285-C

$$S_m := 15700 \text{ psi}$$

$$\frac{P}{S_m} = 0.013 \quad \text{Ecuación 4.139a}$$

$$1.6 \left(1 - \frac{De_t}{\text{pitch}} \right)^2 = 0.064 \quad \text{Ecuación 4.139b}$$

Como P/S_m es menor que $1.6(1-D/\text{pitch})^2$ entonces el diseño en corte no aplica

Ya que se utiliza un arreglo de tubos triangular, el factor de corrección viene dado por:

$$\eta := 1 - \left(\frac{0.785}{\text{pitch}} \frac{\text{pitch}}{De_t} \right) \quad \eta = 0.372 \quad \text{Anexo 2, Figura 18}$$

$$F_m := 1$$

Anexo 2, Figura 18

Lado Tubos

$$t_{et} := \frac{F_m \cdot G_t}{3} \cdot \sqrt{\frac{P}{\eta \cdot S_m}} = 1.807 \text{ in}$$

Ecuación 4.138

Lado Coraza

$$t_{es} := \frac{F_m \cdot G_s}{3} \cdot \sqrt{\frac{P}{\eta \cdot S_m}} = 2.172 \text{ in}$$

Ecuación 4.138

Se usa el espesor t_e , para los dos espejos necesarios, ya que este valor se calculo con la condición más crítica

Espesor requerido por el espejo fijo

$$t_{ef} := 2.172 \text{ in}$$

Espesor requerido por el espejo flotante

$$t_{ecf} := 2.172 \text{ in}$$

DEFLECTORES Y PLACAS DE SOPORTE

Cálculo de área de ventana

$$D_{iS} = 25 \text{ in}$$

Corte en deflectores

$$H_d := 5.63 \text{ in}$$

Anexo 2, Figura 19

Área de medio círculo

$$A_1 := \frac{\pi \cdot Di_s^2}{4} \cdot \frac{1}{2} \quad A_1 = 245.437 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.143}$$

Área triángulos superiores

$$B_1 := 10.03 \text{ in} \quad \text{Anexo 2, Figura 19}$$

$$A_2 := B_1 \cdot H_d \quad A_2 = 56.469 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.144}$$

Área de arcos

$$\alpha := 29.33^\circ \quad \text{Anexo 2, Figura 19}$$

$$A_3 := 2 \left(\frac{Di_s}{2} \right)^2 \cdot \frac{\alpha \cdot \pi}{360} \quad A_3 = 79.985 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.145}$$

Área de tubos

$$N_t := 55 \text{ Tubos en la sección estudiada} \quad \text{Anexo 2, Figura 19}$$

$$A_4 := \pi \cdot \frac{De_t^2}{4} \cdot N_t \quad A_4 = 43.197 \text{ in}^2 \quad \text{Ecuación 4.146}$$

Área de ventana

$$A_v := A_1 - A_2 - A_3 - A_4 \quad \text{Ecuación 4.147}$$

$$A_v = 65.786 \text{ in}^2$$

Área de flujo cruzado

$$N_d := 24 \quad \text{Número deflectores} \quad \text{Anexo 2, Figura 19}$$

$N_{ts} := 18$ Número de tuberías en la sección Anexo 2, Figura 19

$P_d := 9.4 \text{ in}$ Paso entre deflectores Anexo 2, Figura 19

$$A_f := P_d \cdot (D_{iS} - D_{e_t} \cdot N_{ts}) \quad \text{Ecuación 4.148}$$

$$A_f = 65.8 \text{ in}^2$$

El A_f es equivalente con A_v , por lo tanto se garantiza que no habrá contracciones y expansiones del fluido lo que provocaría caídas de presión y problemas de vibración de tubos.

Diámetro de Deflector o Placa soporte

$$D_m := D_{iS} - \frac{3}{16} \quad D_m = 24.813 \text{ in} \quad \text{Anexo 2, Tabla 18}$$

Espesor mínimo de Deflector o Placa soporte

$$t_m := \frac{3}{16} \text{ in} \quad \text{Anexo 2, Tabla 19}$$

TIRANTES Y ESPACIADORES

Diámetro de tirante

$$\phi_t := \frac{1}{2} \text{ in} \quad \text{Anexo 2, Tabla 20}$$

Número de tirantes

$$n_t := 6 \quad \text{Anexo 2, Tabla 20}$$

PLACA DIVISORIA DE PASOS

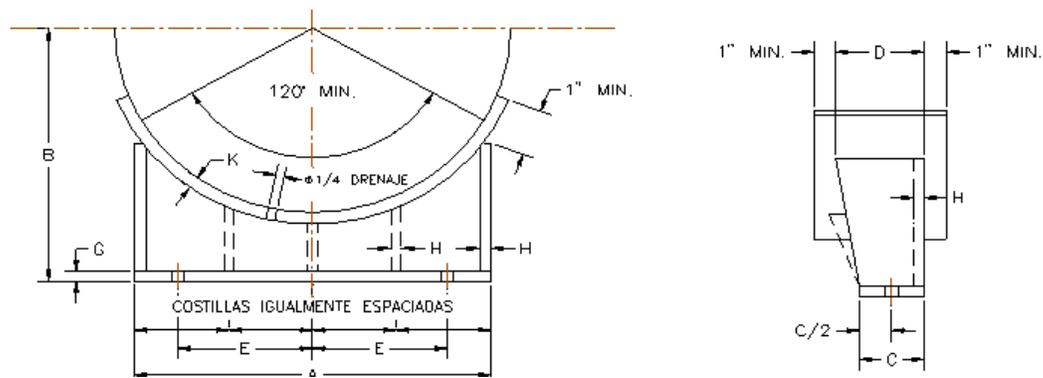
Espesor mínimo requerido

$$t_{pd} := \frac{3}{8} \text{ in}$$

Anexo 2, Tabla 21

SILLAS

Dimensiones para sillas seleccionadas. Anexo 2, Tabla 22



$$As := 22.5 \text{ in}$$

$$Bs := 19 \text{ in}$$

$$Cs := 4 \text{ in}$$

$$Ds := 6 \text{ in}$$

$$Es := 8 \text{ in}$$

Diámetro de perno

$$\phi p := \frac{1}{2} \text{ in}$$

Espesor de placa:

$$G_s := \frac{1}{4} \text{ in}$$

Soporte:

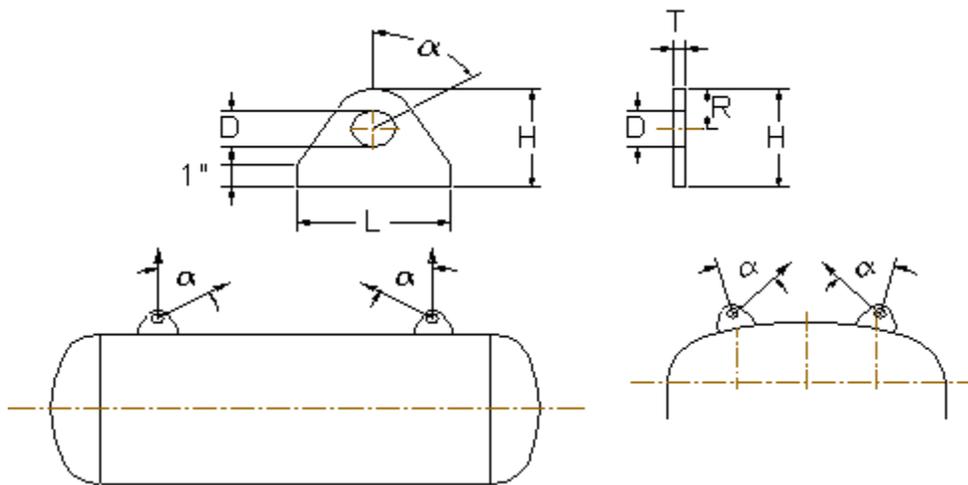
$$k_s := \frac{1}{4} \text{ in}$$

Separación entre sillas:

$$D_{\text{sillas}} := 156 \text{ in} \quad \text{Dato obtenido de la simulación del programa HTRI}$$

SELECCIÓN DE OREJAS DE IZAJE

Dimensiones para sillas seleccionadas. Anexo 2, Tabla 24



Peso del equipo total lleno de agua

$$W_{ic} := 7800 \text{ Kg}$$

Anexo 2, Tabla 23

$$D_o := 1.125 \text{ in}$$

$$T_o := \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$R_o := 2 \text{ in}$$

$$H_o := 6 \text{ in}$$

$$L_o := 10 \text{ in}$$

Soldadura con penetración total con filete de 1/2 in.

$$\alpha_o := 45^\circ$$

4.4. PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

4.4.1. OPERACIÓN

La correcta operación y mantenimiento de un intercambiador de calor, le proporcionará al equipo una mayor vida útil, siendo el cliente y la experiencia de este en el uso de estos equipos quienes proporcionaran toda la información referente al tiempo de operación antes de un mantenimiento, preventivo o correctivo, así como de la operación del equipo.

Durante la operación de un intercambiador de calor, las fases más críticas para el equipo son la puesta en marcha y la parada del equipo. Para la puesta en marcha y operación de un intercambiador, se tiene que considerar primero, que el equipo no podrá operar en condiciones que excedan las especificaciones o requerimientos especiales dados en la placa de identificación o en los planos del equipo.²⁶

Durante el procedimiento de la puesta en marcha de un intercambiador de calor tipo AES, es necesario evitar la existencia de choques térmicos, ingresando un fluido caliente en el intercambiador frío o viceversa, por lo que primero se hace

²⁶Según TEMA E – 3.1 y E – 3.2

circular el fluido frío, a la mitad de su caudal de operación, para ser incrementado gradualmente una vez que se tenga los dos fluidos circulando por el intercambiador, posteriormente se procede con la circulación del fluido caliente, el mismo que es introducido con un incremento gradual del caudal hasta llegar a su de caudal de operación. Durante este proceso se deben tener abiertos los venteos, y serán cerrados después de haber purgado todo el aire y el interior del equipo se encuentre lleno de los fluidos con los cuales va a operar (ver figura 4.8).²⁷

Cuando se desea parar el funcionamiento de un intercambiador de calor, la operación es similar a la puesta en marcha, pero primero se debe disminuir gradualmente el flujo del fluido caliente y posteriormente el del fluido frío, evitando de esta forma choques térmicos y posibles expansiones de los materiales (ver figura 4.9).²⁸

Para equipos en funcionamiento:

- | | | |
|---|---|---|
| 1 |  | Abrir las válvulas de venteo y drenaje |
| 2 |  | Hacer circular el fluido frío a la mitad de su caudal |
| 3 |  | Introducir el fluido caliente incrementando gradualmente el caudal |
| 4 |  | Controlar cuando los caudales estén a la mitad de su valor de operación |
| 5 |  | Incrementar los dos caudales hasta su valor máximo de operación |
| 6 |  | Controlar las temperaturas de entrada y salida de los fluidos |
| 7 |  | Corregir los caudales hasta obtener las temperaturas deseadas |
| 8 |  | Cerrar las válvulas de venteo y drenaje |

Figura 4.8: Procedimiento de Puesta en Marcha de un Intercambiador de Calor

²⁷Según TEMA E – 3.21 y E – 3.23

²⁸Según TEMA E – 3.22

Para equipos en funcionamiento:

- 1  Disminuir gradualmente el caudal del fluido caliente
- 2  Controlar cuando el caudal del fluido caliente esté a la mitad de su valor de operación
- 3  Disminuir los caudales de los fluidos hasta su totalidad
- 4  Abrir las válvulas de venteo y drenaje

Figura 4.9: Procedimiento de Parado de un Intercambiador de Calor

4.4.2. MANTENIMIENTO

Una falta de mantenimiento de la unidad podría producir un total taponamiento de las tuberías y por tanto fugas en las uniones o daño estructural en el equipo. Un mantenimiento frecuente da al equipo una mayor vida útil y una mayor eficiencia, siendo responsabilidad del propietario del equipo el mantenimiento y la frecuencia del mismo.

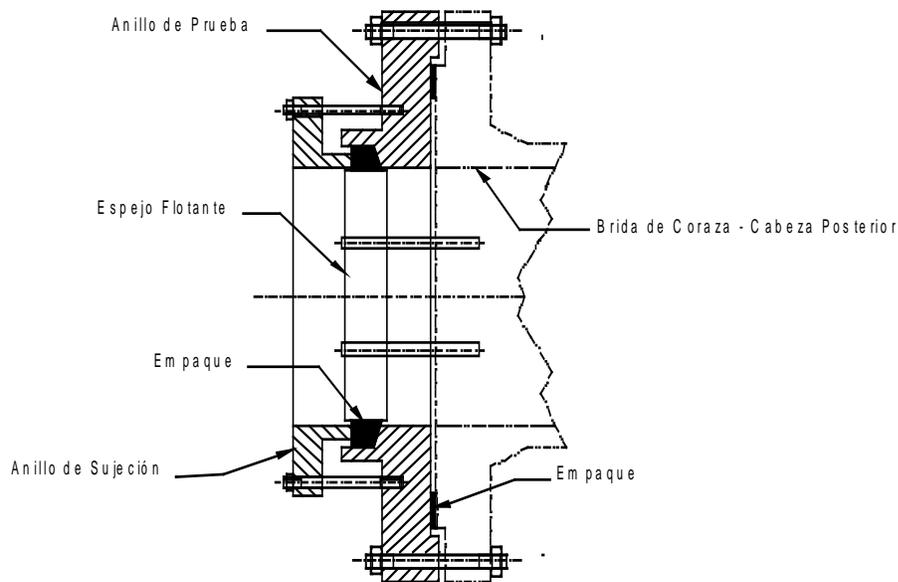
Los indicativos para la realización del mantenimiento, son el exceso de incrustaciones presentes al interior y exterior de los tubos así como en la coraza del equipo. Estas incrustaciones se hacen notorias cuando la diferencia de presión existente, entre la entrada y salida del equipo, supera el límite admisible. Adicionalmente estas incrustaciones provocan una disminución del coeficiente total de transferencia de calor por lo que las temperaturas de salida de los fluidos cambiarán, con respecto a los valores calculado o mantenidos durante la operación normal del equipo. Siendo preciso realizar una limpieza de los sedimentos del equipo.²⁹

Para realizar el desmontaje de la unidad, ya sea para inspección o limpieza, es preciso primero remover la cabeza fija del equipo (la cabeza anterior de la unidad),

²⁹Según TEMA E – 4.11

seguidamente se remueve la cubierta de la cabeza móvil, en la parte posterior del equipo, y finalmente se extrae la cabeza flotante de la unidad.³⁰

Para localizar fugas en la unidad es preciso remover la cubierta del canal y la cubierta de la cabeza flotante. En el espejo flotante es necesario colocar el anillo de prueba con su respectivo empaque según lo muestra la figura 4.10. Realizado esto se procede a aplicar presión hidrostática en el interior de la coraza, y se busca fugas a través de los tubos en los dos espejos del intercambiador.³¹



**Figura 4.10: Colocación del anillo de prueba
(Según TEMA Figure E – 4.13.2)**

Localizada alguna fuga en el equipo, se procede con la extracción del tubo respectivo. Se debe utilizar un perno perforado (eyebolt) o como reemplazo varillas o cables para evitar daños en el haz de tubos³². La expansión de los tubos

³⁰Según TEMA E – 4.12

³¹Según TEMA E – 4.13

³²Según TEMA E – 4.2

debe ser realizada usando un expansor de tubos, evitando no sobreexpandir los tubos.

Para la limpieza del equipo se puede utilizar cualquier método ya sea esta químico o mecánico tomando en cuenta las siguientes consideraciones³³:

- Se puede obtener una gran remoción de incrustaciones, haciendo circular a altas velocidades aceite liviano caliente.
- Algunos depósitos salinos son removidos mediante agua caliente a alta velocidad.
- Compuestos comerciales, químicos o ácidos de limpieza pueden ser utilizados si el aceite o agua no dieron buenos resultados, tomando en consideración que su composición sea compatible con la metalurgia del equipo.
- Raspadores, cepillos rotatorios de alambre u otros medios mecánicos pueden ser empleados para remover grandes incrustaciones, evitando el daño de los tubos
- Los tubos no pueden ser limpiados con vapor, ya que puede producirse una expansión y deformación de los mismos.
- Para el posterior ensamblaje se debe tener especial cuidado en la limpieza de las superficies de empaque y en la colocación de los sellos o empaques, los mismos que deben ser cambiados, por nuevos, cada vez que se realice un mantenimiento en el equipo ya que la composición de los empaques no brinda un sello perfecto cuando son reutilizados. Si existe alguna fuga a través de las empaquetaduras, estas deben ser corregidas para evitar daños posteriores en el equipo.

³³ Tomado de TEMA E – 4.31 y E – 4.32

Para equipos en funcionamiento

- 1  Parar la operación del intercambiador
- 2  Retirar la cubierta removible
- 3  Retirar la cubierta de la cabeza movil
- 4  Retirar la cabeza movil
- 5  Colocar anillo de prueba
- 6  Realizar la prueba hidrosotática en el interior de la coraza
- 7  Controlar posibles fugas en los tubos
- 8  Cambiar los tubos en los que se detecten fugas
- 9  Realizar nuevamente la prueba hidrostática en el interior de la coraza
- 10  Controlar posibles fugas
- 11  Retirar anillo de prueba
- 12  Colocar la cabeza movil
- 13  Colocar la cubierta de la cabeza movil
- 14  Colocar la cabeza removible
- 15  Iniciar el procedimiento de puesta en marcha
- 16  Controlar posibles fugas en las empacaduras

Figura 4.11: Procedimiento para realizar el Mantenimiento de un Intercambiador de Calor

4.5. SELECCIÓN DEL CALENTADOR

4.5.1. GENERALIDADES

El aceite térmico (Therminol 66), antes de transferir calor al crudo dentro del intercambiador de calor y proceder el proceso de deshidratación, se debe calentar mediante un dispositivo que tenga las características necesarias, a fin de que la energía calorífica de este equipo transfiera calor al aceite térmico para que obtenga la temperatura de operación del proceso (482 °F). Los equipos relacionados para calentar el aceite son: calentadores de fuego directo o calentadores de fuego indirecto.

El calentador seleccionado debe tener la capacidad de transferir 1.301×10^7 BTU/hr de energía al aceite con un aumento de temperatura desde 280°F hasta 482°F ($\Delta T_c = 202$ °F) para cumplir con los requerimientos de operación del proceso.

El combustible se obtendrá directamente del Scrubber de gas de la planta mezclando con crudo que sale del tanque de reposo (sistema dual de los quemadores), como se muestra en plano PG-CCY-M-003/PFD del anexo 8.

4.5.2. CRITERIOS DE SELECCIÓN

Tal como se indicó en el punto 2.5.5.1 del capítulo 2 se establece criterios que facilitan en la elección de la mejor opción de calentamiento del fluido de trabajo que es el aceite térmico (Therminol 66), los criterios tomados son los más requeridos para estos equipos ya que sus características y sus objetivos son semejantes, y dependerá de la ponderación que se les haga para su elección.

4.5.2.1. Eficiencia Térmica

La eficiencia térmica es el más importante que debe tener el equipo ya que este dependerá que el aceite térmico obtenga su temperatura de proceso y el sistema de calentamiento de crudo este acorde a lo establecido en el diseño térmico y mecánico.

Refiérase al capítulo 2 punto 2.5.4.2 y punto 2.5.4.3

4.5.2.2. Costos Asociados

Se considera los costos asociados a cada tecnología incluyendo los costos de inversión e instalación.

4.5.2.3. Seguridad y Riesgos

Se refiere a los peligros operacionales asociados al uso de estos equipos, así como las complicaciones operacionales que el tipo de crudo presentaría a cada opción.

4.5.2.4. Mantenimiento

Se refiere a la frecuencia de mantenimiento asociada y/o riegos de parada de emergencia o programada

4.5.3. SELECCIÓN DEL CALENTADOR

En la Tabla 4.3, se muestra la ponderación relativa definida para cada uno de los criterios de evaluación utilizados en la selección del Calentado. Estos resultados se obtienen de la Matriz de Evaluación número dos mostrada en el Anexo 3.

**Tabla 4.3: Ponderación de los criterios de evaluación
(Selección del Calentador)**

Criterio de Evaluación	Ponderación
Eficiencia Térmica	10
Seguridad y Riesgos	8
Mantenimiento	3
Disponibilidad de espacios	1

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Esta ponderación se realizó de acuerdo al hecho de que la eficiencia térmica y la seguridad y riesgos son los factores primordiales en la selección del Calentador, tal como se indicó en el capítulo 2. ya que se debe garantizar la transferencia de calor requerida al mínimo de riesgos operacionales asociados al uso de cada uno de los equipos, a fin de mantener la seguridad intrínseca de las instalaciones.

Los costos de operación se puede decir que son iguales para los dos equipos, manteniéndose en un rango aceptable para los dos casos. Estos costos implican la ponderación del criterio de mantenimiento.

Se evaluó el criterio de cuanto espacio se dispone para la ubicación del calentador, donde su ponderación es mínima debido a que las dos opciones disponen del mismo espacio ya que sus dimensiones están en un rango igual.

De acuerdo a los resultados obtenidos en La Matriz de Evaluación en la selección del calentador, se recomienda emplear un Calentador de Fuego Directo, tal como muestra en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4: Puntaje de cada opción (Selección del Calentador)

Opción	Puntaje
Opción N° 1: Calentador de Fuego Directo	67
Opción N° 2: Calentadores de Fuego Indirecto	60

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

El calentador de Fuego Directo será el equipo que se va encargar de proveer energía al aceite térmico (Therminol 66) para que su temperatura de entrada al intercambiador de calor sea la apropiada (482 °F), debido a que este posee mayor eficiencia en el calentamiento y mejores tiempos de operación.

4.5.4. DIMENSIONAMIENTO ESTIMADO DEL CALENTADOR

Las dimensiones del calentador como son su longitud y diámetro será establecido de acuerdo al fabricante del equipo, pero se dará dimensiones de referencia de fabricantes como es NATCO.

Los cálculos pertinentes a las dimensiones del tubo de fuego se realizarán de acuerdo a la norma API 12K, 7ma edición.

En el anexo 4 se encuentra la hoja de datos del calentador donde se establece las medidas calculadas para el calentador, en la cual toma como referencia el fabricante.

Ejemplo de cálculos

Datos:

$$m_{a_a} := 129189.334 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \quad \text{Flujo másico de aceite térmico}$$

$$c_{p_a} := 0.4984 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \quad \text{Calor específico}$$

$$T_{i_a} := 482 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{Temperatura de calentamiento}$$

$$T_{o_a} := 280 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{Temperatura de entrada al calentador}$$

Cálculos para el calentador:

- **Total calor requerido para la corriente**

$$Q_T := m_{a_a} \cdot c_{p_a} \cdot (T_{i_a} - T_{o_a}) \quad \text{Ecuación 4.2}$$

$$Q_T = 1.301 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

- **Pérdidas de calor asumidas**

Se asume 1% de pérdidas del total requerido según la norma API 12K

$$Q_P := Q_T \cdot 0.01 = 1.301 \times 10^5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \quad \text{Ecuación 4.149}$$

- **Capacidad de calor requerida para el equipo**

La capacidad requerida de calor es la suma del total requerido por la corriente mas las pérdidas de calor.

$$Q_R := Q_T + Q_P \quad \text{Ecuación 4.150}$$

$$Q_R = 1.314 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

- **Dimensionamiento de referencia del equipo**

Las dimensiones se tomarán de acuerdo a los calentadores que fabrica NATCO tal como se ve en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5: Dimensionamiento del Calentador

Dimensiones Típicas de Calentadores		
Energía (BTU/hr)	Diámetro (plg)	Longitud (ft - plg)
50000	123/4	X - 0
100000	18	5 - 0
250000	24	7 - 0
500000	30	10 - 0
750000	36	12 - 0
1000000	42	15 - 0
1250000	48	15 - 0
1500000	48	17-jun
1750000	60	15 - 0
2000000	60	17 - 0
2500000	60	20 - 0
3000000	60	22-jun
3500000	72	22-jun
4000000	72	25 - 0
4500000	72	30 - 0
5000000	84	22 - 0
6000000	84	30 - 0
7000000	96	30 - 0
8000000	96	30 - 0
10000000	96	30 - 0

Fuente: NATCO (www.natco.com)

Se observa en esta tabla, que NATCO a partir de la capacidad térmica de 6000000 BTU/hr tienen dimensiones constantes, por lo tanto se puede establecer que el calentador tiene las siguientes dimensiones.

$$D_{\text{calentador}} := 96 \text{ plg}$$

$$L_{\text{calentador}} := 30 \text{ ft}$$

Las dimensiones finales del calentador lo establece el fabricante según el diseño que aplique.

Cálculos para tubos de fuego:

- **Densidad térmica máxima de los tubos de fuego**

$$\delta_t := 15000 \frac{\text{BTU} \cdot \text{plg}^2}{\text{hr}} \quad \text{Sección 4.5 de la norma API 12K}$$

- **Eficiencia de los tubos de fuego**

$$E_t := 70 \% \quad \text{Sección 4.5 de la norma API 12K}$$

- **Calor requerido por los tubos**

Tabla 4.6 Rango estándar de calor para los tubos

BTU/hr	
100,000	2000,000
250,000	2500,000
500,000	3000,000
750,000	3500,000
1000,000	4000,000
1500,000	5000,000

Fuente: API 12K 7ma edición Tabla 4.4

Se escoge el mayor, por motivos de garantizar una buena eficiencia en el calentamiento del fluido:

$$Q_{\text{tubos}} := 5000000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

- **Flujo de calor promedio**

El flujo de calor promedio se encuentra en un valor de 10000 a 12000 (BTU/hr/ft²) y varía dependiendo la cantidad de fluido, se escoge el máximo por motivos de garantizar una buena eficiencia en el calentamiento del fluido.

$$F_{\text{cp}} := 12000 \frac{\text{BTU} \cdot \text{ft}^2}{\text{hr}}$$

Sección 4.4 de la norma API 12K

- **Superficie de los tubos de fuego**

$$S_{\text{ff}} := \frac{Q_{\text{tubos}}}{F_{\text{cp}}}$$

Ecuación 4.151

$$S_{\text{ff}} = 416.667 \text{ ft}^2$$

- **Área transversal de los tubos de fuego**

$$A_{\text{ff}} = \frac{Q_{\text{tubos}}}{\delta_t \cdot E_t}$$

Ecuación 4.152

$$A_{\text{ff}} = 476.19 \text{ plg}^2$$

Donde:

E_t : Eficiencia de los tubos de fuego

δ_f : Densidad térmica máxima de los tubos de fuego

- **Diámetro de los tubos de fuego**

$$D_{ff} := \sqrt{\frac{4 \cdot A_{ff}}{\pi}}$$

$$D_{ff} = 24.623 \text{ plg}$$

- **Número de tubos de fuego**

$$N_{ff} := \frac{Q_R}{Q_{\text{tubos}}}$$

Ecuación 4.153

$$N_{ff} = 2.627$$

Se escoge el próximo inmediato

$$N_{ff} = 3 \text{ tubos}$$

Donde:

Q_R : Capacidad de calor requerida para el equipo

Q_{tubos} : Calor requerido por los tubos

Cálculos para el consumo de combustible estimado:

- **Eficiencia en la combustión**

Según en el apéndice C y grafido C1 de la norma API 12K la eficiencia mínima en la combustión es el 70%.

- **Poder calorífico neto del gas**

Según en el apéndice C de la norma API 12K establece un valor aproximado para un gas rico en metano de:

$$Cp_{\text{gas}} := 1050 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3}$$

- **Consumo de combustible**

$$W_{\text{gas}} := \frac{Q_R}{Cp_{\text{gas}} \cdot 0.7} \cdot \left(\frac{24}{1000000} \right) \quad \text{Ecuación 4.154}$$

$$W_{\text{gas}} = 0.429 \text{ MMPCSD}$$

Donde:

Q_R : Capacidad de calor requerida para el equipo

0.7: Eficiencia en la combustión

En el campo de Cuyabeno se tiene 1 MMPCSD de gas por lo tanto la necesidad de gas para el calentador es suficiente ya que en la calculada es lo mínimo para una combustión del 70% de eficiencia.

Refiérase en la Figura 3.12 para la composición del gas en el campo.

4.5.5. ESPECIFICACIONES TÉCNICAS

- **Cuerpo Cilíndrico**

De acuerdo al API 12K debe tener aislamiento térmico en lana mineral de 2" con forro externo de lámina de aluminio remachada contra una estructura de respaldo, soportes para izar, soportes interiores, chimenea, tapas anterior y posterior, "manholes" en la parte superior y en la inferior para inspección y mantenimiento,

“water saver” para mantenerlo permanentemente lleno con agua, facilidades para levantar y transportar y una chimenea de desfogue.

El cuerpo del calentador debe contar con el respectivo “skid” que soporte el peso del tanque con los accesorios respectivos y el agua de tratamiento. Considerar para el diseño los lineamientos del Apéndice E de la Especificación API 12K para recipientes cilíndricos con aislamiento térmico.

- **Tubo de Fuego**

El tubo de fuego consiste de un tubo de acero al carbono en “U” conectado con sus respectivas bridas al quemador y al tubo de desfogue de los gases de la combustión(chimenea).

El tubo de fuego estará diseñado para una tasa de flujo de calor por unidad de área del tubo de fuego.Éste será removible del calentador para facilitar la inspección y reparación, tendrá los adecuados soportes para una normal operación y seguridad para el transporte.

- **Chimenea**

Será instalada en el cuerpo, para el desfogue de gases de combustión; deberá tener un “Spark Arrestor”, para evitar la emisión de chispas a la atmósfera, así como un “Stack Rain Shield” en el tope para protección de lluvia.

- **Quemador**

El quemador utilizará gas/petróleo como combustible. El modelo del piloto y del quemador con transformador de encendido, para una máxima eficiencia térmica y bajo consumo de combustible. La brida de conexión al quemador debe seguir el código ASME B16.5.

Se diseñará de acuerdo con los requerimientos de energía (BTU/hr) para la operación del calentador con “manifold” y reguladores de flujo.

Se selecciona un quemador a gas/petróleo “forced draft” con los correspondientes componentes principales.

- Sistema automático de encendido electrónico con transformador de ignición.
 - Arrestador de llama y “stack spark arrestors”.
 - Detector de flama con sensor ultravioleta.
 - Tiro forzado para control de aire de combustión controlado con señal modulante.
 - Manifold con reguladores de flujo.
 - Control de seguridad de llama, control automático de aire, con accesorios.
- **Conexiones**

Las conexiones para el calentador para ingreso del aceite térmico son ANSI 150. Por otro lado, para la salida, manholes, drenaje, venteo y carga son ANSI 300

Los diámetros de las conexiones están de acuerdo con los caudales a manejar en las diferentes líneas, considerando las buenas prácticas de ingeniería en cuanto a velocidades admisibles y pérdidas en la línea.

- **Accesorios**

Se instalará un “Intake Flame Arrester” en la entrada del tubo de fuego para prevenir la propagación del fuego desde éste a la atmósfera, “baffles” soporte del tubo de fuego.

Para el tubo de proceso es necesario contar con la debida soportería y conexiones que no interrumpan las acciones de inspección, mantenimiento y reparación.

Se debe tener los soportes para las líneas de tubería de petróleo, agua, drenaje e instalaciones eléctricas. Se incluye también escalera lateral y plataforma superior.

Debe haber un tanque de expansión de acero inoxidable aislado y forrado conectado al tanque principal por medio de juntas bridadas, su función es contener

el volumen de agua equivalente al volumen que se dilata por efecto del incremento de temperatura.

- **Instrumentación y control**

La instrumentación, sistemas de protección y controles eléctricos como PLC's para manejo de quemadores se describen en las especificaciones técnicas para motores a inducción del Área Eléctrica del Proyecto.

El sistema automático del calentador debe constar de un sensor de temperatura, "switch" de temperatura, indicador de presión, indicador de temperatura, transmisor de nivel de agua, medidor de nivel de agua y "switch" de nivel.

Para el sistema de combustión se debe tener un piloto o detector de llama para alta y bajatemperatura, sistemas de "shut down" por alta temperatura y por apagado de la llama piloto, y un sistema de alarma.

- **Revestimiento**

Es necesario aplicar revestimiento térmico tanto a la tubería de proceso como al recipiente del calentador.

De acuerdo al API 12K el cuerpo cilíndrico debe tener aislamiento térmico en lana mineral de 2" con forro externo de lámina de aluminio remachada contra una estructura de respaldo.

- **Skid**

El equipo debe contar con un "skid" con los respectivos soportes para el cuerpo del calentador, ganchos para levantamiento en la parte superior y accesorios.

El "skid" deberá ser de acero estructural y cumplir con los requerimientos específicos del proyecto y las normas establecidas. El conjunto "skid" debe

contener todas sus partes e instrumentos dentro sus bordes; debe ser diseñado para servicio continuo en regiones húmedas y abiertas.

- **Pruebas Hidrostáticas y Radiográficas**

Se realizará la prueba hidrostática al equipo, a una y media veces la presión de trabajo y ensayos no destructivos para determinar la calidad de fabricación. Se hará la inspección de las pruebas hidrostáticas y emitirá el visto bueno respectivo si son de conformidad con los requerimientos técnicos. Se hará la inspección de todas las placas radiográficas que acrediten la buena calidad de los trabajos de soldadura.

4.6. EQUIPOS AUXILIARES

4.6.1. RECIPIENTE DE EXPANSIÓN DE ACEITE TÉRMICO

El recipiente de expansión de aceite térmico tiene por finalidad almacenar parcialmente el aceite (Therminol 66) para homogenizar los gases producidos debido a la vaporización para protección de las bombas de recirculación, sino que la expansión de los vapores producidos tenga lugar dentro de este recipiente.

Si la temperatura dentro del recipiente de expansión supera los 50 °C (122 °F), debe emplearse una capa de nitrógeno para evitar el contacto con el aire y reducir al mínimo la oxidación del fluido.

El proveedor deberá diseñar el recipiente de expansión, tomando en cuenta los siguientes documentos:

- a. Hoja de datos del recipiente (anexo 4)
- b. Diagrama de flujo de procesos (anexo 8)
- c. Diagrama de tuberías e instrumentación (anexo 8)

El dimensionamiento y ubicación de las boquillas se encuentra en la hoja de datos del recipiente, el proceso de cálculo del dimensionamiento y niveles se da a continuación en el siguiente punto.

4.6.1.1. Dimensionamiento

El cálculo del dimensionamiento tanto altura como diámetro del recipiente va depender directamente del flujo másico del fluido y las condiciones de operación.

Las ubicaciones de las boquillas para instrumentación están de acuerdo al cálculo de los niveles de operación, en la Hoja de Datos del Anexo 4 se muestra las alturas requeridas para instrumentación.

Condiciones de operación:

$T_{o_a} := 280 \text{ }^\circ\text{F}$ Temperatura del aceite térmico (Therminol 66)

$P_r := 15 \text{ psia}$ Presión de operación del recipiente

$\delta_a := 58 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ Densidad del aceite térmico

$m_{a_a} := 129189.334 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ Flujo másico

$t_r := 2 \text{ min}$ Tiempo de retención

$D_{i_r} := 5 \text{ plg}$ Diámetro estimado del recipiente

Cálculo de alturas y niveles

- Altura (h1)

El cuello de boquilla debe estar por lo menos 2 plg sobre el cordón de soldadura y las boquillas N1 y N2 (Hoja de Datos Anexo 4) son de diámetro 6 plg por lo tanto la altura h1 se mide desde el cordón de soldadura hasta el centro de boquilla, como se muestra en la Tabla 4.7.

$$h_1 = 9 \text{ plg}$$

- Nivel bajo-bajo (L-L)

El nivel (L-L) es una variable de instrumentación para el indicador transmisor de nivel que indica el nivel de líquido más bajo que puede tener el recipiente.

El nivel (L-L) debe estar por encima del valor de h_1 un 30% más.

$$LL := h_1 \cdot 1.30$$

$$LL = 11.7 \text{ plg}$$

- Nivel normal de operación (N-L)

El cálculo correcto del nivel (N-L) dependerá los cálculos posteriores de alturas y a su vez se relaciona con el flujo volumétrico del fluido de trabajo (Terminol 66).

Flujo volumétrico:
$$Q_a := \frac{m a_a}{\delta_a} \cdot \frac{1}{60} \quad \text{Ecuación 4.155}$$

Área transversal del recipiente:
$$A_r := \frac{\pi}{4} \cdot D_{i_r}^2$$

Velocidad de llenado:
$$V_l := \frac{Q_a}{A_r} \quad \text{Ecuación 4.156}$$

Entonces la altura del nivel normal de operación será un 20% más de la calculada:

$$NL := (V_l \cdot t_r \cdot 12) \cdot 1.2 \quad \text{Ecuación 4.157}$$

$$NL = 54.452 \text{ plg}$$

- Altura (h2)

La altura (h2) debe estar sobre (h1) el 10% de la altura normal de operación.

$$h2 := NL \cdot 1.1 \quad \text{Ecuación 4.158}$$

$$h2 = 59.897 \text{ plg}$$

- Altura (h3)

La altura (h3) debe estar sobre (h2) un 10% mas.

$$h3 := (h2 \cdot 1.1) - h2 \quad \text{Ecuación 4.159}$$

$$h3 = 5.99 \text{ plg}$$

- Altura (h4)

La altura (h4) debe ser el 40% del nivel normal de operación.

$$h4 := NL \cdot 0.4 \quad \text{Ecuación 4.160}$$

$$h4 = 21.781 \text{ plg}$$

- Altura (Lss) del recipiente

$$Lss := h1 + h2 + h3 + h4 \quad \text{Ecuación 4.161}$$

$$Lss = 96.667 \text{ plg}$$

- Nivel bajo de operación (L)

El nivel (L) indica la posición de la boquilla para un indicador de nivel.

La altura del nivel (L) debe estar desde el cordón de soldadura hasta una distancia igual al 25% de la altura Lss del recipiente.

$$L := L_{ss} \cdot 0.25$$

Ecuación 4.162

$$L = 24.167 \text{ plg}$$

- Nivel alto de operación (H)

El nivel (H) indica la posición de la boquilla para un indicador de nivel.

La altura del nivel (H) debe estar desde el cordón de soldadura hasta una distancia igual al 80% de la altura L_{ss} del recipiente.

$$H := L_{ss} \cdot 0.8$$

Ecuación 4.163

$$H = 77.334 \text{ plg}$$

- Nivel alto-alto (H-H)

El nivel (H-H) es una variable de instrumentación para el indicador transmisor de nivel que indica el nivel de líquido más alto que puede tener el recipiente.

La altura del nivel (H-H) debe estar desde el cordón de soldadura hasta una distancia igual al 90% de la altura L_{ss} del recipiente.

$$HH := L_{ss} \cdot 0.9$$

Ecuación 4.164

$$HH = 87 \text{ plg}$$

Las alturas restantes serán la diferencia de las alturas calculadas:

La longitud de los soportes esta definido de acuerdo lo que establece en:
Pressuere Vessel Handbook Twelfth Edition

Tabla 4.7: Dimensiones y alturas del recipiente de expansión

		DIMENSIONES	
		L s-s	97 plg
		Ls	60 plg
		Dre	60 plg
		ALTURAS	
	h1	9 plg	
	h2	60 plg	
	h3	6 plg	
	h4	22 plg	
	h5	10 plg	
	h6	10 plg	
	h7	23 plg	
	h8	30 plg	
	h9	12 plg	
	h10	12 plg	

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

4.6.2. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE TÉRMICO

En la descripción del proceso de calentamiento se estableció que el tanque de almacenamiento de aceite va ocupar una capacidad correspondiente a la cuarta parte del volumen total de fluido requerido en el sistema.

Se realizó un cálculo estimado del volumen requerido del sistema teniendo como valor el siguiente:

$$V_{t_s} := 327 \text{ BBL}$$

Por lo tanto la capacidad del tanque de almacenamiento de Therminol 66 es de $C_t = 33$ BBL, la altura de este tanque tiene una 10% más de la necesaria, para no mantener completamente lleno el tanque.

Por motivos de seguridad el tanque de almacenamiento tendrá un arrestallamas conectado entre la boquilla de venteo y el cuello de cisne.

4.6.2.1. Dimensionamiento

El tanque de almacenamiento tendrá las siguientes dimensiones:

$d_{re} = 2000$ mm (2 m)

$h_{re} = 2000$ mm (2m)

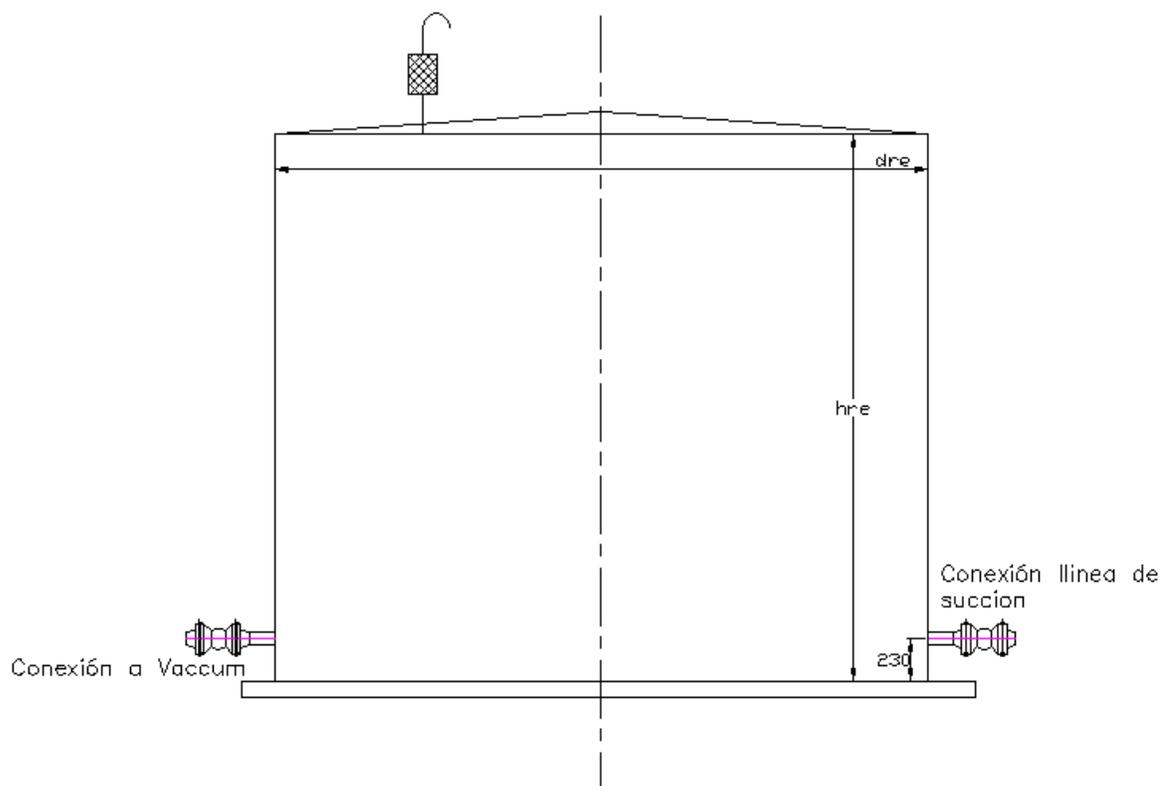


Figura 4.12: Dimensiones del tanque de almacenamiento de Therminol

4.7. SISTEMA DE TUBERÍAS

El diseño del sistema de tuberías del proceso de calentamiento de crudo se divide en cuatro partes esenciales que son:

- **Tubería de succión:** es la línea que nace a partir de la boquilla de salida del intercambiador de calor hasta la boquilla de succión de la bomba, pero antes de entrar a la bomba esta debe pasar por el recipiente de expansión de aceite térmico.
- **Tubería de descarga:** es la línea que nace de la boquilla de descarga de la bomba hasta la boquilla de entrada del calentador de fuego directo.
- **Tubería de interconexión:** es la línea que nace a partir de la boquilla de salida del calentador de fuego directo y se conecta con la boquilla de entrada del intercambiador de calor.
- **Tubería de reposición:** es la tubería que nace de la boquilla de de descarga de la bomba de reposición de aceite térmico hasta la boquilla de reposición del recipiente de expansión de aceite térmico

4.7.1. CONSIDERACIONES GENERALES

Antes de proceder con el diseño del sistema de tuberías se debe tomar en cuenta ciertas consideraciones tal como ruteo o trayectoria de tuberías, aislamientos para protección del personal, ANSI de tuberías y pruebas hidrostáticas.

4.7.1.1. Ruteo de Tubería

El estudio del tendido de tubería más adecuado es un factor de alta incidencia en los costos y la viabilidad de cualquier proyecto.

Para realizar el ruteo se debe analizar los siguientes aspectos

- **Tuberías existentes:** el tendido de tuberías puede seguir en paralelo la trayectoria de las tuberías existentes a fin de poder utilizar los mismos soportes si se da el caso, pero se debe considerar que las tuberías enterradas

de procesos tales como las tuberías del sistema contra incendio no deben chocar con el nuevo tendido de tubería y estar separados por lo menos 2 diámetros del mayor, para este caso en la estación de Cuyabeno el sistema contra incendios está enterrado con un TOP de 2000.

- **Equipos existentes:** Las tuberías que van enterradas no pueden atravesar los equipos, por lo menos deben estar separadas a dos diámetros de la tubería.
- **Topografía del terreno:** La topografía del terreno de la estación de Cuyabeno es muy regular especialmente donde van a estar ubicados los equipos del proceso de calentamiento, se debe considerar los niveles de terreno para establecer la trayectoria más adecuada para el uso de accesorios estándares.
- **Tuberías dobladas:** En el caso que se requiera doblar tubería, se debe establecer los criterios del código ASME B31.3.
- **Tuberías enterradas:** Las tuberías que van enterradas deben garantizar que sean capaces de soportar las cargas producidas por el material que la cubre (generalmente tierra) y las cargas adicionales que pudieran presentarse continua o periódicamente sobre el sistema.

Según los criterios establecidos en el código ASME B31.4, la profundidad mínima que debe estar enterrada una tubería se determina utilizando la siguiente tabla.

Tabla 4.8: Profundidad Mínima (TOP) para Tuberías Enterradas

Ubicación	Terreno normal (m)	Terreno rocoso (m)
Áreas comerciales, industriales, residenciales	0.9	0.6
Cruces de ríos	1.2	0.45
Cruce de caminos y vías férreas	0.9	0.6
Otras áreas	0.75	0.45

Fuente: ASME B31.4 Edition 2002, PIPELINE TRANSPORTATION SYSTEM FOR LIQUID HYDROCARBONS AND OTHER LIQUIDS

En el momento que se va enterrar una tubería se debe utilizar codos de 45° tal como se indica en la Figura 4.13.

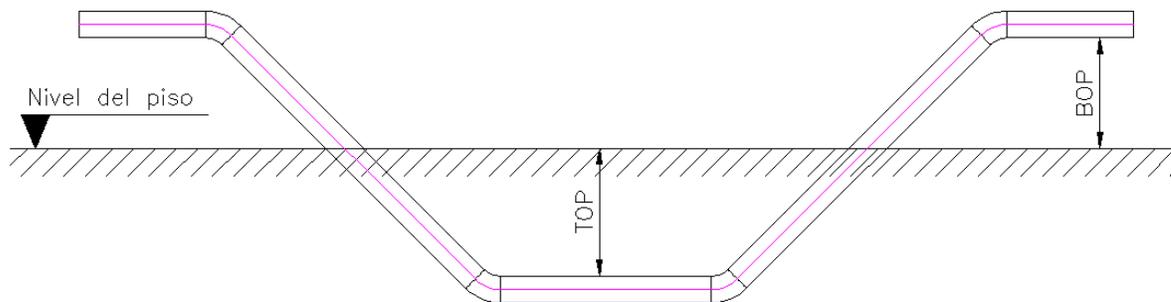


Figura 4.13: Configuración para tubería enterrada

- **Tuberías superficiales:** Cuando la tubería es ruteada superficialmente esta debe estar adecuadamente soportada. En los casos donde no se pueda aprovechar los soportes existentes, como es el caso de las tuberías de succión de las bombas, estas deben ser soportadas con soportes tipo "H" y para tuberías menores de 3 plg de diámetro nominal se utilizará soportes de concreto.

Los soportes deben ser colocados de forma tal que no produzca deformaciones excesivas en la tubería y que garanticen la estabilidad elástica longitudinal y transversal de la misma.

Para la selección del material de los soportes se debe tomar en cuenta la especificación de la tubería que se está soportando.

4.7.1.2. Revestimiento y Aislamiento

Se aplicara revestimiento en las tuberías para protección del personal contra quemaduras, la temperatura superficial sobre el aislamiento, debe estar dentro del rango que permita tocarla sin peligro. La temperatura máxima especificada con más frecuencia es de 140 °F (60 °C).

Según lo establecido por PETGAS, para la protección del personal se usará enchaquetado de aluminio sobre el aislamiento de lana mineral según ASTM C592.

La tubería enterrada será revestida mediante una cinta anticorrosiva POLIKEN 980-20, como se muestra en la hoja de datos del Anexo 4, esta cinta tendrá como objetivo proteger a la tubería mediante la corrosión externa, para ello el revestimiento debe ser impermeable a la humedad y cubrir el 100% de la superficie de la línea.

4.7.1.3. Verificación de la Clase (Rating) para las Bridadas

La clase (Rating) es aplicada a una serie de conexiones bridadas para operar en ciertas presiones y temperaturas como se define en el código ASME B16.5. Las bridas de Clase 150 cumplen los requisitos de presión y temperatura para casi todas las aplicaciones con Therminol y el uso de bridas Clase 300 se recomienda cuando la temperatura de trabajo supera los 350 °F (175 °C), en la Tabla 4.9 se observa el tipo de clase que presentará los cuatro sistemas de tuberías definido en el punto 4.7.

Tabla 4.9: Clase de conexiones bridadas

Tubería	Rango de Temperatura	Rating de las Bidas
Succión	T < 350 °F	150
Descarga	T < 350 °F	150
Interconexión	T > 350 °F	300
Reposición	T < 350 °F	150

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

4.7.1.4. Pruebas Hidrostáticas

De acuerdo al código ASME B31.3 párrafo 345.4 la tubería deberá ser aprobada a 150% de la presión de diseño, si la prueba es neumática de acuerdo al párrafo 345.5 del mismo código deberá ser hecha a 110% de la presión de diseño.

Cualquier prueba de presión debe realizarse en un tiempo de 4 hrs.

4.7.2. SELECCIÓN DEL MATERIAL

Los materiales de tuberías, accesorios, empaques, pernos, etc., serán definidos de acuerdo a las recomendaciones del proveedor de Therminol, tal como se indica en la Tabla 4.9 para Clase 150 y en la Tabla 4.10 para Clase 300.

Tabla 4.10: Materiales del sistema de tuberías para Clase 150

CLASE 150 TUBERÍAS DE ACERO AL CARBON, ESPECIFICACIONES PARA EL USO DE THERMINOL TRANSFERENCIA DE FLUIDO DESDE -20 °F HASTA 350 °F		
Aplicación	Rango	Especificaciones
Construcción	1/2 - 1.1/2	Socketweld, raised fase (RF), Bridas
	2 - 24	Buttweld, raised fase (RF), Bridas
Tubería	1/2 - 1.1/2	Tubería de acero al carbon sin costura, ASTM A 106 Gr B
	2 - 24	Tubería de acero al carbon sin costura, ASTM A 53 Tp S Gr B, espesor de pared Standard
Fittings	1/2 - 1.1/2	Acero al carbon forjado, ASME B16.11, ASTM A 105, Clase 3000 socketweld
	2 - 24	Acero al carbon, ASME B16.9, ASTM A234 Gr WPB, Std WT buttweld
Uniones Bridadas	1/2 - 1.1/2	Bridas acero al carbon, ASTM A 105, ASME B16.5 clase 150 welding neck,RF.
	2 - 24	Bridas acero al carbon, ASTM A 105, ASME B16.5 clase 150 welding neck,RF.
Empaques	1/2 - 24	Empaque de acero inoxidable corrugado, insertado grafito flexible, clase 150
Pernos	1/2 - 24	Pernos de aleación continua, ASTM A193 Gr B7, con tuercas hexagonales, ASTM A194 Gr 2H, Clase 150

Fuente: SYSTEMS DESIGN DATA, THERMINOL

Tabla 4.11: Materiales del sistema de tuberías para Clase 300

CLASE 300 TUBERÍAS DE ACERO AL CARBON, ESPECIFICACIONES PARA EL USO DE THERMINOL TRANSFERENCIA DE FLUIDO DESDE -20 °F HASTA 750 °F		
Aplicación	Rango	Especificaciones
Construcción	1/2 - 1.1/2	Socketweld, raised fase (RF), Bidas
	2 - 24	Buttweld, raised fase (RF), Bidas
Tubería	1/2 - 1.1/2	Tubería de acero al carbon sin costura, ASTM A 106 Gr B
	2 - 16	Tubería de acero al carbon sin costura, ASTM A 53 Tp S Gr B, espesor de pared Standard
Fittings	1/2 - 1.1/2	Acero al carbon forjado, ASME B16.11, ASTM A 105, Clase 3000 socketweld
	2 - 16	Acero al carbon, ASME B16.9, ASTM A234 Gr WPB, Std WT buttweld
Uniones Bridadas	1/2 - 1.1/2	Bidas acero al carbon forjado, ASTM A 105, ASME B16.5 clase 300 welding neck,RF.
	2 - 16	Bidas acero al carbon forjado, ASTM A 105, ASME B16.5 clase 300 welding neck,RF.
Empaques	1/2 - 24	Empaque de aleación de acero inoxidable, API 601, clase 300, 0.175 plg de espesor, grafito flexible
Pernos	1/2 - 24	Pernos de aleación continua, ASTM A193 Gr B7, con tuercas hexagonales, ASTM A194 Gr 2H, Clase 300

Fuente: SYSTEMS DESIGN DATA, THERMINOL

4.7.3. CÁLCULO DE ESPESORES DE TUBERIA

Los espesores de las tuberías de servicio serán calculados con los criterios establecidos en el código ASME B31.3 párrafo 304.1, donde los requerimientos de espesor en tubería recta pueden ser calculados con la siguiente expresión:

$$t_m = t + c \quad \text{Para } t < D/6 \quad \text{Ecuación 4.165}$$

$$t = \frac{P d_t \cdot D e_t}{2 \cdot (S \cdot E + P d_t \cdot Y)} \quad \text{Ecuación 4.166}$$

Donde:

t_m : Mínimo espesor requerido, considerando corrosión y erosión (plg).

t: Espesor calculado a la presión de diseño (plg)

$P d_t$: Presión de diseño de la tubería (psig)

$D e_t$: Diámetro externo de la tubería (plg), listado en tablas de especificación estándar

S: Valor del esfuerzo admisible del material (psig), tabla A-1 del código ASME B31.3

E: Factor de calidad, Tabla 4.12

Y: Coeficiente que depende del material y la temperatura de diseño, tomando en cuenta la tolerancia por defecto a la fabricación

El espesor de tubería, T_m , seleccionado considera tolerancias mínimas de manufactura y no puede ser menor que t_m . La tolerancia por manufactura es del $X = 12.5\%$.

$$T_m = \frac{t_m}{1 - X}$$

Ecuación 4.167

T_m: Espesor nominal mínimo requerido y escogido de acuerdo al código ASME B36.1.

A continuación en las Tablas 4.12 y 4.13 se expresa los valores E y Y respectivamente para el cálculo del espesor nominal requerido.

Tabla 4.12: Factor de calidad para uniones soldadas de tuberías, y fittings

Spec. No.	Class (or Type)	Description	E	Appendix A Notes
Carbon Steel				
API 5L	Seamless pipe	1.00
	Electric resistance welded pipe	0.85
	Electric fusion welded pipe, double butt, straight	0.95
	or spiral seam Fumase butt welded	0.60
A 53	Type S	Seamless pipe	1.00
	Type E	Electric resistance welded pipe	0.85
	Type F	Fumace butt welded pipe	0.60
A 105	Forgings and fittings	1.00	9
A 106	Seamless pipe	1.00
A 134	Electric fusion welded pipe, single butt, straight	0.80
		or spiral seam		

Fuente: ASME B31.3-2006 Edition, PROCESS PIPING, Table A-1B

Tabla 4.13: Valores de coeficiente Y para $t < D_e/6$

Materiales	Temperatura, °C (°F)					
	≤482 (900) y menores	510 (950)	538 (1000)	566 (1050)	593 (1100)	≥621 (1150) y mayores
Aceros ferríticos	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Aceros austeníticos	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Otros materiales dúctiles	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Hierro fundido	0.0	-----	-----	-----	-----	-----

Fuente: ASME B31.3-2006 Edition, PROCESS PIPING, Table 304.1.1

Con los datos obtenidos en las tablas, se procede al cálculo del espesor nominal requerido para las líneas de servicio, se realizó una memoria de cálculo en Excel para los diferentes diámetros de tubería y sus clases (rating), en las Tablas 4.15 y 4.17 se obtiene los valores de espesores comerciales calculados para las clase 150 y 300 respectivamente.

- **Cálculo de espesores para clase 150#**

Tabla 4.14: Diámetros de tubería de servicio clase 150#

Servicio	Diámetro (plg)
Cabezal de succión bomba de reposición, líneas de succión y descarga	3", 2"
Cabezal de succión bomba de recirculación, líneas de succión y descarga	6", 4"

Tabla 4.14: (Continuación) Diámetros de tubería de servicio clase 150#

Servicio	Diámetro (plg)
Drenajes, venteos, conexión a instrumentos	3/4", 1"

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Datos:

Presión interna de diseño, Psig (Pd)	230 ASME B16.5
Temperatura de diseño, °F (Td)	300
Factor de corrosión, plg (C)	0.125
Factor de calidad (E)	1 (Tubería sin costura)
Coefficiente dependiente Mat (Y)	0.4 (Acero a T<900°F)
Esfuerzo permisible a la Tensión, Psig (S)	20000 Tabla A-1 ASME B31.3
Tolerancia de manufactura	12.5%

Tabla 4.15: Resumen de espesores para tubería clase 150#

RESUMEN DE ESPESORES						
Presión Según ASME B16.5	Diámetro Nominal	Diámetro Externo	Espesor de Pared Calculado		Espesor de Pared Nominal	IDENT/SCH
(Psig)	Dt (plg)	(plg)	(plg)		(plg)	
230	3/4	1.050	$T_m = t_m / 0.875$	0.150	0.154	80
230	1	1.315	$T_m = t_m / 0.875$	0.151	0.179	80
230	1.5	1.900	$T_m = t_m / 0.875$	0.155	0.200	80
230	2	2.375	$T_m = t_m / 0.875$	0.158	0.218	80
230	3	3.500	$T_m = t_m / 0.875$	0.166	0.216	STD
230	4	4.500	$T_m = t_m / 0.875$	0.172	0.237	STD
230	6	6.625	$T_m = t_m / 0.875$	0.186	0.280	STD

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

La presión de diseño está considerada a la temperatura de diseño y se obtiene de acuerdo al código ASME B16.5.

- **Cálculo de espesores para clase 300#**

Tabla 4.16: Diámetros de tubería de servicio clase 300#

Servicio	Diámetro (plg)
Línea de interconexión entre Calentador de Fuego Directo e Intercambiador de Calor	6"

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Datos:

Presión interna de diseño, Psig (Pd)	665 ASME B16.5
Temperatura de diseño, °F (Td)	500
Factor de corrosión, plg (C)	0.125
Factor de calidad (E)	1 (Tubería sin costura)
Coefficiente dependiente Mat (Y)	0.4 (Acero a T<900°F)
Esfuerzo permisible a la Tensión, Psig (S)	18900 Tabla A-1 ASME B31.3
Tolerancia de fabricación	12.5%

Tabla 4.17: Resumen de espesores para tubería clase 300#

RESUMEN DE ESPESORES						
Presión Según ASME B16.5 (Psig)	Diámetro Nominal Dt (plg)	Diámetro Externo (plg)	Espesor de Pared Calculado (plg)		Espesor de Pared Nominal (plg)	IDENT/SCH
665	6	6.625	$T_m = t_m / 0.875$	0.274	0.280	

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

El cálculo de las tuberías de proceso la cual fluye el crudo son establecidas por PETGAS en el proyecto de modernización de las facilidades de Cuyabeno tal como indica en la Tabla 4.18

Tabla 4.18: Resumen de espesores de tubería de procesos

SERVICIO	DISEÑO													SELECCIÓN	
	ND (Pulg)	OD (Pulg)	MATERIAL	P (Psig)	D (Pulg)	S (Psi)	E	Y	CA (Pulg)	tm (Pulg)	t (Pulg)	X	T (Pulg)	ESPESOR COMERCIAL (Pulg)	SCH.
MF/CR/AF/GS/CD/ CA/DA/DC/SA/VE/ GM/GC/GL/GR/GI	24	24	ACERO AL CARBONO	200.00	24	20000	1	0.4	0.125	0.120	0.245	12.5%	0.275	0.375	20-STD
	20	20	ACERO AL CARBONO	200.00	20	20000	1	0.4	0.125	0.100	0.225	12.5%	0.253	0.375	20-STD
	18	18	ACERO AL CARBONO	200.00	18	20000	1	0.4	0.125	0.090	0.215	12.5%	0.241	0.375	STD
	16	16	ACERO AL CARBONO	200.00	16	20000	1	0.4	0.125	0.080	0.205	12.5%	0.230	0.375	30-STD
	12	12.75	ACERO AL CARBONO	200.00	12.75	20000	1	0.4	0.125	0.063	0.188	12.5%	0.212	0.375	STD
	10	10.75	ACERO AL CARBONO	200.00	10.75	20000	1	0.4	0.125	0.054	0.179	12.5%	0.201	0.365	40 - STD
	8	8.625	ACERO AL CARBONO	200.00	8.625	20000	1	0.4	0.125	0.043	0.168	12.5%	0.189	0.322	40 - STD
	6	6.625	ACERO AL CARBONO	200.00	6.625	20000	1	0.4	0.125	0.033	0.158	12.5%	0.178	0.280	40 - STD
	4	4.5	ACERO AL CARBONO	200.00	4.5	20000	1	0.4	0.125	0.022	0.147	12.5%	0.166	0.237	40 - STD
	3	3.5	ACERO AL CARBONO	200.00	3.5	20000	1	0.4	0.125	0.017	0.142	12.5%	0.160	0.216	40 - STD
	2	2.375	ACERO AL CARBONO	200.00	2.375	20000	1	0.4	0.125	0.012	0.137	12.5%	0.154	0.154	40 - STD

Fuente: Especificación de espesores de tubería de PETGAS

4.7.4. SELECCIÓN DE BOMBAS

Para la selección de las bombas del sistema de calentamiento se definirá de acuerdo a las características del fluido, temperaturas y presiones de trabajo que están expuestas.

Las bombas requeridas se las clasifico para dos aplicaciones:

a. Bomba centrífuga de recirculación: Esta bomba centrífuga cumplirá la función de recircular el fluido de trabajo Therminol 66, por todo el sistema, realizando un circuito cerrado (ver Figura 4.14), por motivos de operación se dispondrá de dos bombas, para trabajar 12 horas cada una pero no al mismo tiempo.

b. Bomba centrífuga de reposición: Esta bomba centrífuga cumple la función de reponer al sistema cierta cantidad de Therminol 66 cuando esta por razones de evaporación o fugas ha bajado el nivel normal de operación del tanque de expansión.

La bomba será activada cuando el nivel de fluido en el tanque de expansión llegue al punto más bajo (Nivel bajo-bajo).

En la Figura 4.14 se tiene el proceso de calentamiento de crudo, donde se encuentra los elementos requeridos como válvulas, filtros tipo canasta y válvulas de retención, para el cálculo de pérdidas en las líneas correspondientes a las pérdidas obtenidas en los accesorios.

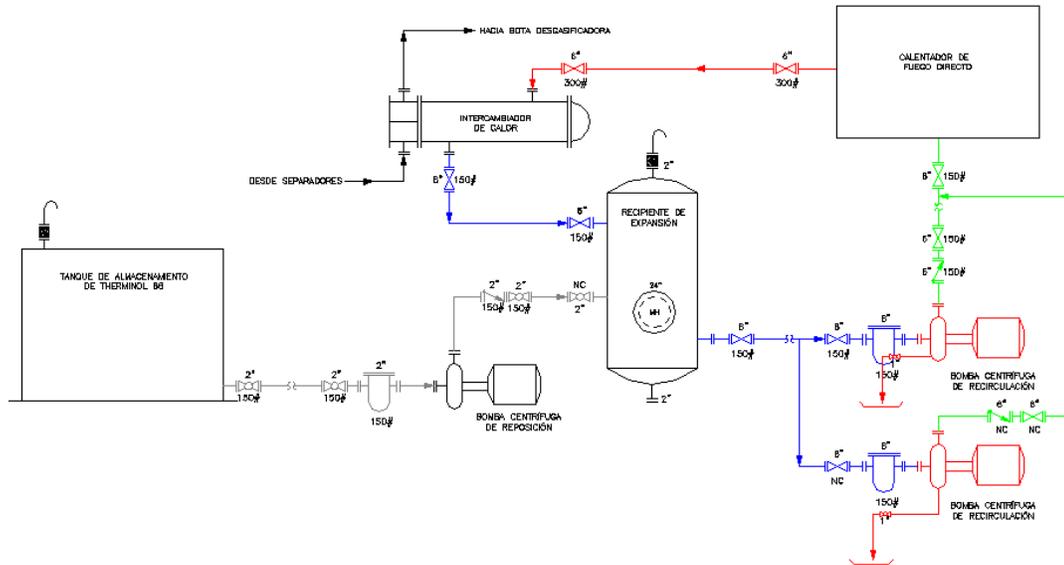


Figura 4.14: Sistema de calentamiento

4.7.5.1. Pérdidas de presión debida a la fricción y caída de presión

Cuando un fluido se desplaza uniformemente por un tramo de tubería esta adquiere una configuración característica del perfil de velocidades, pero cualquier obstáculo en la tubería cambia su dirección de corriente en forma total o parcial, alterando su configuración característica.

Las pérdidas de presión en el sistema de tuberías se deben a varias características en el sistema:

- Rozamiento en las paredes de la tubería en función de la rugosidad de la superficie interior de la misma.
- Cambios de dirección del flujo.
- Cambios repentinos en la geometría de la tubería.
- Obstrucción en el paso de flujo.

Los conceptos que se utiliza para el cálculo de pérdidas de presión son la longitud equivalente (L/D), coeficiente de resistencia (K), Número de Reynolds (Re), rugosidad (ϵ), que está en función del material de la tubería, factor de fricción de la tubería (f), pérdidas en tubería, pérdidas en válvulas y accesorios.

Relación L/D: es la longitud equivalente en diámetros de tubería recta, el valor L/D para cualquier válvula o accesorio dados, debe variar de modo inverso al cambio de factor de fricción para condiciones diferentes de flujo³⁴.

Coefficiente de resistencia K: es una constante que difiere de acuerdo a la geometría o diseño de válvulas y accesorios. El factor K se considera independiente del factor de fricción y del número de Reynolds³⁵

El factor K para diferentes válvulas y accesorios se los puede obtener en el Anexo 2 Tabla 24-A o Tabla 24-B.

Número de Reynolds Re: El número de Reynolds depende del diámetro de la tubería, de la densidad, viscosidad del fluido y de la velocidad de flujo, interpretando el régimen del flujo (laminar o turbulento). El valor numérico adimensional de Reynolds puede considerarse como la relación de fuerzas dinámicas de la masa de fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad.

La expresión matemática del número de Reynolds se expresa de la siguiente forma:

$$Re = \frac{V_f \cdot \delta_a \cdot DI}{\nu_a} \quad \text{Ecuación 4.168}$$

$$V_f = \frac{4 \cdot C_f}{\pi \cdot DI} \quad \text{Ecuación 4.169}$$

Donde:

V_f : Velocidad de flujo (ft/s)

δ_a : Densidad del fluido (lb/ft³)

³⁴Tomado del libro Flujo de fluidos en válvulas y accesorios / CRANE / Cap. 2 – Pag. 2-11

³⁵Tomado del libro Flujo de fluidos en válvulas y accesorios / CRANE / Cap. 2 – Pag. 2-10

DI : Diámetro interno de la tubería (ft)

ν_a : Viscosidad del fluido (lb/ft*s)

C_f : Flujo de liquido (ft³/s)

Régimen de Flujo: El flujo en tuberías se considera:

Flujo Laminar (Re) < 2,000

Flujo Turbulento (Re) > 4,000

Rugosidad ϵ : La rugosidad depende de la calidad de superficie interna de tubería, del material y del método de fabricación. El valor de rugosidad se lo obtiene en la Figura 20 Anexo 2.

Factor de fricción f: El diagrama de Moody de la Figura 20 Anexo 2, es un medio conveniente para determinar el factor de fricción. Sin embargo el cálculo se lo puede realizar con la siguiente expresión:

$$f = \frac{64}{Re} \quad \text{Flujo laminar} \quad \text{Ecuación 4.170}$$

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left[\frac{1}{3.7 \cdot \left(\frac{DI}{\epsilon} \right) + \frac{5.74}{Re^{0.9}}} \right] \right]^2} \quad \text{Flujo Turbulento} \quad \text{Ecuación 4.171}$$

Donde:

DI : Diámetro interno de la tubería (plg)

ϵ : Rugosidad (plg)

Pérdidas en válvulas y accesorios (h_a): La expresión de Darcy se puede utilizar para calcular las pérdidas en válvulas y accesorios en función a su coeficiente de resistencia:

$$h_a = K \cdot \frac{V_f^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación 4.172}$$

$$K = f \cdot \left(\frac{L}{D} \right) \quad \text{Ecuación 4.173}$$

Donde:

V_f : Velocidad de flujo (ft/s)

K : Coeficiente de resistencia

g : Aceleración de la gravedad (ft/s²)

f : Factor de fricción

$\frac{L}{D}$: Longitud equivalente Anexo 2, Tabla 24-B.

Pérdidas en tuberías con accesorios (h_L): La misma expresión de Darcy que se expresa para calcular las pérdidas en válvulas y accesorios se utiliza para calcular la pérdida causada en una tubería recta en función a su longitud equivalente y el factor de fricción.

Las pérdidas de tuberías y accesorios calculadas serán multiplicadas por el 10% por sobrediseño para garantizar un buen diseño,

$$h_t = \left[h_a + \left(f \cdot \frac{L_t}{D_i} \cdot \frac{V_f^2}{2 \cdot g} \right) \right] \cdot 1.1 \quad \text{Ecuación 4.174}$$

Donde:

ha : Pérdida en válvulas y accesorios

Lt : Longitud de tubería recta (ft)

DI : Diámetro interno de la tubería (ft)

Vf : Velocidad del fluido (ft/s)

g: Aceleración de la gravedad (ft/s²)

Caída de presión en el sistema): (La caída de presión se determina conociendo el factor K correspondiente al sistema como se expresa en la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \left(0.0158 \cdot \frac{ht \cdot \frac{2 \cdot g}{V_f^2} \cdot \delta_a \cdot C_f^2}{DI^4} \right) \cdot 14.5 \quad \text{Ecuación 4.175}$$

Donde:

$K_s = ht \cdot \frac{2 \cdot g}{V_f^2}$ Coeficiente de resistencia del sistema

C_f : Flujo de líquido (BL/hr)

DI: Diámetro interno de tubería (mm)

δ_a : Densidad del fluido (Kg/m³)

La expresión esta multiplicada por 14.5 para que la caída de presión de en psig.

Para tener un estimado sobre la longitud de tubería se trazó un ruteo esquemático como se indica en la Figura 4.15.

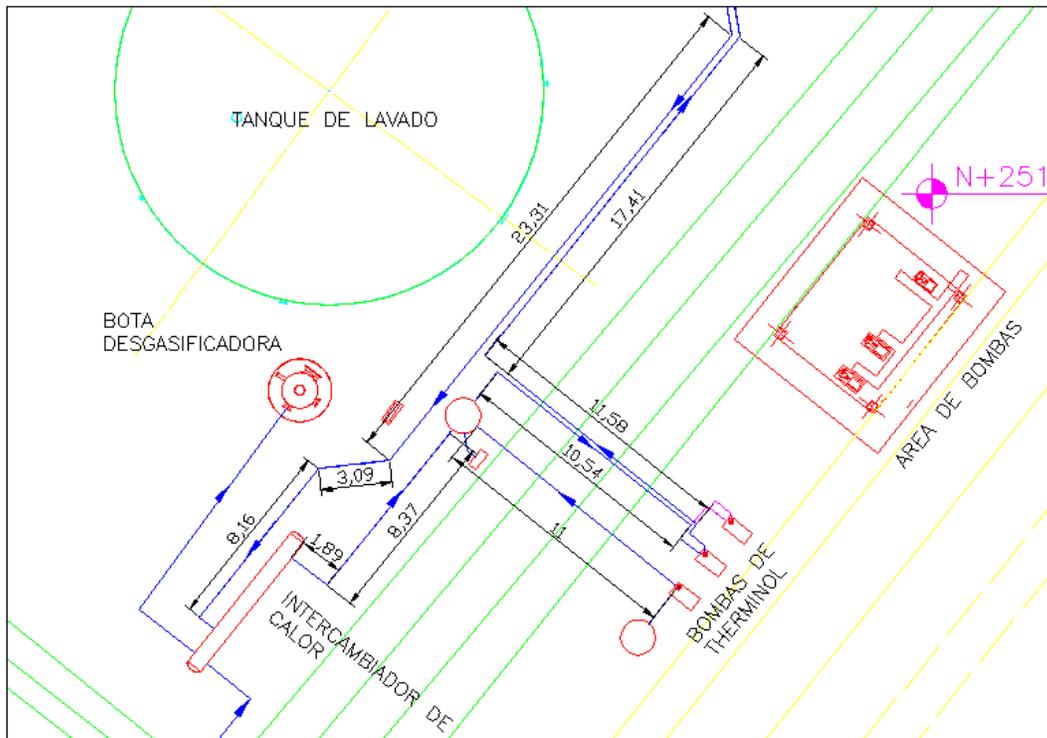


Figura 4.15: Ruteo esquemático del sistema de calentamiento

Con este trazo de ruteo se determina las longitudes estimadas de tubería que son:

- Cabezal de succión bomba de recirculación: 46 ft (14 m)
- Cabezal de descarga bomba de recirculación: 427 ft (130 m)
- Línea de interconexión, I.C y C.D: 460 ft (140 m)
- Cabezal de succión bomba de reposición: 10 ft (3 m)
- Cabezal de descarga bomba de reposición: 36 ft (11 m)

Además se requiere saber las propiedades de los fluidos y las propiedades geométricas de las tuberías como se indica en las Tablas 4.19 – 4.20 – 4.21 respectivamente.

Tabla 4.19: Propiedades del fluido a la entrada de la bomba de recirculación

Especificación	Unidades	Valor
Flujo real de líquido @ P, T	GPM	277.86
Densidad @ P, T	lb/ft ³	58
Viscosidad dinámica	cP	1.813
Tem. Bombeo	°F	280
Presión de vapor	psia	0.036

Datos tomados en la simulación de HYSYS.

Tabla 4.20: Propiedades del fluido a la entrada de la bomba de reposición

Especificación	Unidades	Valor
Flujo de líquido	GPM	50
Densidad	lb/ft ³	62.7
Viscosidad	cP	71
Tem. Bombeo	°F	80
Presión de vapor	psia	0

Datos tomados en el programa HYSYS.

Tabla 4.21: Propiedades geométricas de las tuberías para el cálculo de las pérdidas debida a la fricción

Tubería	Especificación	Unidades	Valor
Cabezal de succión (bomba de recirculación)	Clase	ANSI	150
	Presión recipiente de succión	psia	15
	Altura estática de succión (NL) (recipiente de expansión)	ft	5.25
	Diámetro interno	plg	6.065
	Longitud lineal	ft	46
Cabezal de descarga (bomba de recirculación)	Clase	ANSI	150
	Presión recipiente de descarga (Presión en el calentador)	psig	30

Tabla 4.21: (Continuación) Propiedades geométricas de las tuberías para el cálculo de las pérdidas debida a la fricción

Tubería	Especificación	Unidades	Valor
	Altura de descarga	ft	10
	Diámetro interno	plg	6.065
	Longitud lineal	ft	427
Línea de interconexión I.C y C.D	Clase	ANSI	300
	Diámetro interno	plg	6.065
	Longitud lineal	ft	460
Cabezal de succión (bomba de reposición)	Clase	ANSI	150
	Altura estática de succión	ft	3
	Diámetro interno	plg	3.068
	Longitud lineal	ft	10
Cabezal de descarga (bomba de reposición)	Clase	ANSI	150
	Presión recipiente de descarga (Recipiente de expansión)	PSIA	15
	Altura de descarga	ft	5
	Diámetro interno	plg	1.939
	Longitud lineal	ft	36

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

a. Análisis de pérdidas en válvula y accesorios.

Para el análisis de pérdidas en diferentes válvulas y accesorios, el coeficiente de resistencia K se le obtiene en el Anexo 2 Figura 21-a o Figura 21-b.

Aplicando la Ecuación 4.172 se obtiene la pérdida por accesorios tal como se indica en la Tabla 4.22 y Tabla 4.23.

Tabla 4.22: Pérdidas en Válvulas y Accesorios (bomba de recirculación)

LÍNEA DE SUCCIÓN			
Tipo	Cant.	K	Pérdida
Codo 90°	3	0.45	0.1998
Codo 45°	3	0.24	0.1065
Tees	1	0.9	0.1332
V. Compuerta	2	0.12	0.0355
Filtros	1	0.79	0.1169
		ha	0.5919

LÍNEA DE DESCARGA			
Tipo	Cant.	K	Pérdida
Codo 90°	3	0.51	1.1660
Codo 45°	10	0.272	2.0729
Tees	1	1.02	0.7773
V. Compuerta	2	0.136	0.2073
V. Check	1	0.85	0.6478
		ha	4.8712

LÍNEA DE INTERCONEXIÓN			
Tipo	Cant.	K	Pérdida
Codo 90°	3	0.45	0.1998
Codo 45°	12	0.24	0.4262
V. Compuerta	2	0.12	0.0355
		ha	0.6614

Fuente: Anexo 2 Figura 21-a/b

Tabla 4.23: Pérdidas en Válvulas y Accesorios (bomba de reposición)

LÍNEA DE SUCCIÓN			
Tipo	Cant.	K	Pérdida
Codo 90°	2	0.54	0.0864
Codo 45°	0	0.288	0.0000
Tees	0	0.36	0.0000
V. Bola	2	0.068	0.0109
Filtros	1	1.4	0.1121
		ha	0.2094

LÍNEA DE DESCARGA			
Tipo	Cant.	K	Pérdida
Codo 90°	2	0.57	0.4619
Codo 45°	4	0.368	0.5964
Tees	0	0.46	0.0000
V. Bola	2	0.098	0.0794
V. Check	1	1.15	0.4660
		ha	1.6038

Fuente: Anexo 2 Figura 21-a/b

b. Análisis de pérdidas en Tuberías

En la Tabla 4.24 y Tabla 4.25, se encuentra en resumen los cálculos realizados para la obtención de pérdidas en las tuberías, tanto para las líneas de recirculación como para las líneas de reposición de fluido.

Tabla 4.24: Pérdidas debido a la fricción en las tuberías (líneas de recirculación)

Parámetros Hidráulicos	GPM	Velocidad (ft/s)	Reynolds	Rugosidad (plg)	Factor de fricción	Pérdidas (ft)
Línea de Succión	277.86	3.086	80169.976	0.002362	0.01580	0.8851
Línea de Descarga	277.86	7.003	120772.703	0.002362	0.01731	23.8318
Línea de interconexión	277.86	3.086	80169.976	0.002362	0.01580	3.0682

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Tabla 4.25: Pérdidas debido a la fricción en las tuberías (líneas de reposición)

Parámetros Hidráulicos	GPM	Velocidad (ft/s)	Reynolds	Rugosidad (plg)	Factor de fricción	Pérdidas (ft)
Línea de Succión	50	2.269	745.585	0.002362	0.08584	0.5326
Línea de Descarga	50	5.106	1118.378	0.002362	0.02046	3.7335

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Para las líneas de reposición de fluido se tiene un Reynolds menor a 2,000 por lo tanto el régimen del fluido se encuentra en flujo laminar, y para el cálculo del factor de fricción se utiliza la Ecuación 4.170

c. Análisis de caídas de presión

En la Tabla 4.26 y Tabla 4.27, se encuentra en resumen los cálculos realizados para la obtención de las caídas de presión en las tuberías y las presiones requeridas en la succión y descarga de las bombas.

Tabla 4.26: Caídas de presión en las tuberías (líneas de recirculación)

Caída de Presión		
Caída de presión en la Succión	psig	0.356
Caída de presión en la Descarga	psig	1.862
Caída de presión en la Interconexión	psig	1.235
Presión requerida en la succión	psig	0.356
Presión requerida en la descarga	psig	53.097

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Tabla 4.27: Caídas de presión en las tuberías (líneas de reposición)

Caída de Presión		
Caída de presión en la Succión	psig	0.232
Caída de presión en la Descarga	psig	0.321
Presión requerida en la succión	psig	0.232
Presión requerida en la descarga	psig	15.321

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Ejemplo de cálculo

- **Velocidad de flujo**

$$Vf_s := \frac{4 \cdot (C_f \cdot 0.002228)}{\pi \cdot (D_s \cdot 0.08333)^2} \quad \text{Ecuación 4.169}$$

$$Vf_s = 3.086 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

- **Número de Reynolds**

$$Re_s := \frac{Vf_s \cdot \delta_a \cdot (DI_s \cdot 0.083333)}{v_a \cdot 0.000672} \quad \text{Flujo Turbulento} \quad \text{Ecuación 4.168}$$

$$Re_s = 8.018 \times 10^4$$

- **Factor de Fricción**

$$\varepsilon := 0.002362 \text{ plgRugosidad Anexo 2 Figura 20}$$

$$f_s := \frac{0.25}{\left[\log \left[\frac{1}{3.7 \cdot \left(\frac{DI_s}{\varepsilon} \right) + \frac{5.74}{Re_s^{0.9}}} \right] \right]^2} \quad \text{Ecuación 4.171}$$

$$f_s = 0.016$$

- **Pérdidas en válvulas y accesorios**

De la Tabla 4.19 (a) las pérdidas en válvulas y accesorios de la línea de succión son:

$$ha_s := 0.5919 \text{ ft}$$

- **Pérdidas en tubería recta tomando en cuenta las válvulas y accesorios**

$$ht_s := \left[ha_s + \left(f_s \cdot \frac{L_s}{DI_s \cdot 0.083333} \cdot \frac{Vf_s^2}{2 \cdot g} \right) \right] \cdot 1.1 \quad \text{Ecuación 4.174}$$

$$ht_s = 0.885 \text{ ft}$$

- **Caída de presión en la línea**

$$\Delta P_s := \left[0.0158 \cdot \frac{ht_s \cdot \frac{2 \cdot g}{Vf_s^2} \cdot \delta_a \cdot 16.0185 \cdot (C_f \cdot 1.42857)^2}{(DI_s \cdot 25.4)^4} \right] \cdot 14.5 \quad \text{Ecuación 4.175}$$

$$\Delta P_s = 0.356 \text{ psig}$$

- **Presión requerida en la succión**

La presión de succión se representara como la caída de presión que tiene la línea para la tubería de succión la presión requerida es:

$$P_s := \Delta P_s \quad \text{Ecuación 4.176}$$

$$P_s = 0.356 \text{ psig}$$

Presión requerida en la descarga

La presión requerida para la descarga de la bomba de recirculación debe vencer las pérdidas de presión en las tuberías y de los equipos (calentador, intercambiador de calor).

$$Pr_c := 30 \text{ psig} \quad \text{Presión operación del calentador de fuego directo}$$

$$\Delta P_1 := 10 \text{ psig} \quad \text{Caída de presión asumida en el calentador}$$

$$\Delta P_2 := 7.4 \text{ psig} \quad \text{Caída de presión en el intercambiador de calor (Pag 106)}$$

$$\Delta P_D := 1.862 \text{ psig} \quad \text{Caída de presión en la línea de descarga (Tabla 4.19)}$$

$$\Delta P_I := 1.235 \text{ psig} \quad \text{Caída de presión en la línea de interconexión (Tabla 4.19)}$$

$$P_D := Pr_c + \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_D + \Delta P_I \quad \text{Ecuación 4.177}$$

$$P_D = 53.097 \text{ psig}$$

4.7.5.2. Determinación de la altura dinámica

Conocidos la presión de succión y de descarga se determina la altura dinámica total en cada caso (cabezal diferencial), mediante la siguiente ecuación.

$$H_T := \frac{(P_D - P_S)}{\delta_a} \cdot 144 \quad \text{Ecuación 4.178}$$

Donde:

P_D : Presión de descarga (psig)

P_S : Presión de succión (psig)

δ_a : Densidad del líquido (lb/ft³)

a. Bomba de recirculación

$$P_D = 50.497 \text{ psig}$$

$$P_S = 0.356 \text{ psig}$$

$$H_T := \frac{(P_D - P_S)}{\delta_a} \cdot 144$$

$$H_T = 124.488 \text{ ft}$$

b. Bomba de reposición

$$\delta_a := 62.7 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \text{ Densidad del aceite a } 80 \text{ }^\circ\text{F (Tabla 4.16 b)}$$

$$P_d := 15.321 \text{ psig}$$

$$P_S := 0.232 \text{ psig}$$

$$H_t := \frac{(P_d - P_S)}{\delta_a} \cdot 144$$

$$H_t = 34.654 \text{ ft}$$

4.7.5.3. Determinación de la potencia hidráulica

La potencia de la bomba se determina con la siguiente expresión:

$$P_o = C_f \cdot H_T \cdot \delta_a \cdot 0.001818 \quad \text{Ecuación 4.179}$$

Donde:

C_f : Flujo de líquido (ft³/s)

H_T : Altura dinámica (ft)

δ_a : Densidad de líquido (lb/ft³)

a. Bomba de recirculación

$$P_{oB} := (C_f \cdot 0.002228 \cdot H_T \cdot \delta_a) \cdot 0.001818$$

$$P_{oB} = 8.127 \text{ HP}$$

b. Bomba de reposición

$C_f := 50 \text{ GPM}$ Flujo del fluido (Tabla 4.16 b)

$$P_{ob} := (C_f \cdot 0.002228 \cdot H_t \cdot \delta_a) \cdot 0.001818$$

$$P_{ob} = 0.44 \text{ HP}$$

4.7.5.4. Altura de succión positiva de la bomba disponible (NPSH)

El cálculo de la NPSH disponible se realiza con la siguiente ecuación:

$$\text{NPSH} = \frac{P_{ore} - P_{va}}{\delta_a \cdot g} + H_e + \frac{V_f^2}{2 \cdot g} - h_t \quad \text{Ecuación 4.180}$$

Donde:

$P_{o_{re}}$: Presión de operación recipiente de succión (Tabla 4.18)

P_{va} : Presión de vapor del líquido a temperatura de operación (4.17 a-b)

δ_a : Densidad de líquido (lb/ft³)

H_e : Altura estática de succión de líquido (Tabla 4.18)

V_f : Velocidad de flujo (Ecuación 4.169)

g : Aceleración de la gravedad (ft/s²)

h_t : Pérdida debida a la fricción en la tubería de succión (Tabla 4.20 a-b)

a. Bomba de recirculación

$$P_{o_{re}} := 15 \text{ psia}$$

$$P_{va} = 0.036 \text{ psia}$$

$$NPSH_{r1} := \frac{P_{o_{re}} - P_{va}}{\delta_a \cdot g} + H_{e_s} + \frac{V_{f_s}^2}{2 \cdot g} - h_{t_s}$$

$$NPSH_{r1} = 4.521 \text{ ft}$$

b. Bomba de recirculación

$$P_{o_{re.}} := 15 \text{ psia}$$

$$P_{va.} := 0 \text{ psia}$$

$$H_{e_d} := 3 \text{ ft}$$

$$Vf_d := 2.269 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$ht_d := 0.5326 \text{ ft}$$

$$\text{NPSH}_{r2} := \frac{P_{ore} - P_{va}}{\delta_a \cdot g} + He_d + \frac{Vf_d^2}{2 \cdot g} - ht_d$$

$$\text{NPSH}_{r2} = 2.555 \text{ ft}$$

4.7.5.5. Resumen de selección

Tabla 4.28: Resumen de selección de bombas

	Bomba de recirculación	Bomba de reposición
Altura Dinámica (ft)	124.488	34.654
Potencia (HP)	8.127	0.44
NPSH disponible	4.52	2.55

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

En el anexo 4 se encuentra las hojas de datos provistas de FLOWSERVE con datos semejantes a los calculados.

4.7.5. SELECCIÓN DE VÁLVULAS Y ACCESORIOS

VÁLVULAS:

Las válvulas deberán ser seleccionadas de acuerdo al código ASME B 16.34

Tabla 4.29: Especificación de válvulas bridadas

Tipo de Válvula	Material	Clase	Diámetro interno (plg)	Espesor cuello mínimo (plg)	Cantidad
Compuerta	ASTM A 105, bridada RF	150	4	0.26	5
Compuerta	ASTM A 105, bridada RF	150	6	0.28	3
Compuerta	ASTM A 105, bridada RF	300	6	0.37	2
Bola	ASTM A 105, bridada RF	150	3	0.24	2
Bola	ASTM A 105, bridada RF	150	2	0.22	2
Retención	ASTM A 105, bridada RF	150	4	26	2
Retención	ASTM A 105, bridada RF	150	2	0.22	1

Fuente: ASME B 16.34-2004, Tabla A-1, Tabla 3B

UNIONES Y ACCESORIOS:

Las uniones que se seleccionaran son bridadas **welding neck**, tanto para clase 150 como clase 300 de acero forjado, el material es ASTM A 105.

4.8. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL REQUERIDA

4.8.1. VARIABLES DE PROCESO

El control de las variables que intervienen en el proceso de transferencia de calor, al interior de un intercambiador, es fundamental para poder garantizar un óptimo funcionamiento del equipo. La medición y posterior control de determinadas características físicas como son: la presión y temperatura de los fluidos empleados en el proceso, permiten al equipo y sus operarios mantener un correcto funcionamiento.

La utilización de estos equipos, permite determinar si la caída de presión al interior de un intercambiador de calor está dentro del rango permisible, caso contrario esto es un indicativo de la existencia de depósitos de los fluidos que recubren a la tubería y coraza y por tanto da a conocer el tiempo de mantenimiento de un intercambiador de calor.

La medición de estas variables se la realiza en las bocas de entrada y salida de los fluidos tanto para el que circula por la coraza como para el que circula por los tubos.

Las conexiones para la instrumentación deben cumplir con los siguientes lineamientos:

Para medidores de presión, estos se deben colocar en toda boca con un diámetro de 2" NPS o mayor, con una boquilla de al menos $\frac{3}{4}$ " NPS.³⁶

Para conexiones de temperatura, esta se debe colocar en toda boca con un diámetro mayor o igual a 4" NPS, con una boquilla de al menos 1" NPS.³⁷

Estas consideraciones se deben tomar en cuenta, para toda boca de conexión en un intercambiador de calor, con excepción de aquella que conectan unidades en serie.

³⁶Según (TEMA R – 10.32)

³⁷Según (TEMA RB – 10.33)

4.8.2. SÍMBOLOS DE INSTRUMENTACIÓN

Para el detalle en planos de tubería e instrumentación es necesaria tener una nomenclatura válida para ser representada instrumentos como manómetros, cuya descripción es PI: indicador de presión, medidor de temperatura cuya descripción es TI: indicador de temperatura entre los más usados sin embargo, en el Anexo 6 se presentan los planos de simbología aplicada a este proyecto.

CAPÍTULO 5

ANÁLISIS ECONÓMICO Y FINANCIERO

5.1 CONCEPTOS GENERALES

5.1.1. FLUJO DE CAJA

En finanzas y en economía se entiende por flujo de caja o flujo de fondos los flujos de entradas y salidas de caja o efectivo, en un período dado. El flujo de caja es la acumulación neta de activos líquidos en un periodo determinado y, por lo tanto, constituye un indicador importante de la liquidez de una empresa.

Los elementos principales del flujo de caja son:

- Egresos iniciales (inversión).
- Ingresos y egresos de operación.
- Momento en que ocurren los ingresos y egresos
- Valor de salvamento que tenga el proyecto (sí aplica).

Los flujos de fondos deben incluir todas las cuentas que suponen manejo de efectivo, incluyendo las inversiones iniciales.

5.1.2. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

Es el valor de un proyecto de inversión medido en dinero de hoy. Es decir, el equivalente en moneda actual de todos los saldos netos anuales, presentes y futuros, que constituyen el proyecto menos la inversión realizada

Se debe obtener en el momento cero el equivalente de todas y cada una de las sumas, egresos e ingresos, luego de lo cual se suman algebraicamente tales equivalentes y se obtiene el VAN.

Matemáticamente el VAN se expresa de la siguiente manera:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \left[\frac{F_t}{(1+r)^t} - I_0 \right]$$

Ecuación 5.1

Donde:

F_t : Flujos neto de efectivo

r : Tasa de descuento

I_0 : Inversión inicial

t : Número de períodos evaluados

Usualmente, la tasa de descuento es la tasa mínima exigida de acuerdo al costo de oportunidad más una prima adicional de riesgo.

El análisis de rentabilidad mediante el VAN se basa en los siguientes resultados:

- $VAN > 0$: Inversión inicial más una ganancia adicional, lo cual indica un resultado positivo que apoya la decisión de realizar la inversión.
- $VAN = 0$: Se recuperará la inversión inicial realizada sin ninguna ganancia adicional, lo cual no apoya la decisión de realizar la inversión por lo que se puede aceptar o rechazar el proyecto.
- $VAN < 0$: Indica que la inversión realizada no se recupera por lo tanto se rechaza el proyecto.

5.1.3. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Se define como la tasa de descuento a la cual el Valor Actual Neto se hace igual a cero; en otras palabras, es aquella tasa que iguala la suma de los flujos descontados con la inversión inicial.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \left[\frac{F_t}{(1 + TIR)^t} - I_0 \right] = 0 \quad \text{Ecuación 5.2}$$

La forma de calcular la TIR mediante la ecuación anterior, se basa en colocar "TIR" como incógnita. Ya que esta ecuación es de tipo polinómica, la solución se obtiene mediante tanteos sucesivos (por ensayo y error) hasta que ambos miembros de la ecuación se igualen.

El análisis de rentabilidad mediante TIR se basa en los siguientes resultados:

- TIR > tasa de descuento (r): VAN > 0 por lo tanto existe ganancia.
- TIR = tasa de descuento (r): VAN = 0 por lo tanto no existe ganancia.
- TIR < tasa de descuento (r): VAN < 0 por lo tanto existe pérdidas.

5.1.4. COSTO – BENEFICIO (B/C)

Contrario al VAN, cuyos resultados están expresados en términos absolutos, este indicador financiero expresa la rentabilidad en términos relativos. La interpretación de tales resultados es en centavos "dólar" que se ha invertido.

Para el cómputo de la Relación Costo Beneficio (B/C) también se requiere de la existencia de una tasa de descuento para su cálculo.

$$\frac{B}{C} = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + r)^t}}{I_0} \quad \text{Ecuación 5.3}$$

Donde:

F_t : Flujos neto de efectivo

r: Tasa de descuento

I_0 : Inversión inicial

t: Número de períodos evaluados

El análisis de rentabilidad mediante B/C se basa en los siguientes resultados:

- $B/C > 0$: Se dice que por cada dólar de costos se obtiene más de un dólar de ganancia, por lo tanto el proyecto debe aceptarse.
- $B/C = 0$: Se dice que por cada dólar de costos no se obtiene nada de ganancia ni pérdidas
- $B/C < 0$: Se dice que por cada dólar de costos se obtiene menos de un dólar de beneficio, por lo tanto el proyecto debe rechazarse.

5.2 ANÁLISIS DE BENEFICIOS

Para el análisis del ahorro económico respectivo al consumo de químicos, se realizará una evaluación del diseño por parte de procesos del tanque de lavado existente en el campo Cuyabeno, con el fin de evaluar el porcentaje de químicos inyectados y el porcentaje de disminución resultante al incrementar la temperatura del crudo.

Este análisis se basa en velocidad de asentamiento que tendrán las gotas de agua que se rige por la Ley de Stokes, contra la velocidad de ascensión de la del crudo de la siguiente forma:

Velocidad de asentamiento de la gota:

$$v_1 := \frac{1.072 \cdot 10^{-4} \cdot \phi \cdot g^2 \cdot (\delta_{ac} - \delta_c) \cdot 60}{\delta_{ac} \cdot v_c} \quad \text{Ecuación 5.4}$$

Donde:

δ_a Densidad del agua

δ_c Densidad del crudo

ν_c Viscosidad del crudo

s_a Salinidad del agua [Anexo 1, Tabla 4]

$\delta_{ac} := 0.000124 \cdot s_a + \delta_a$, Densidad de agua corregida por salina Ecuación 5.5

Diámetro gota de agua

Para determinar la fórmula de la gota de agua en emulsión se toma como referencia la Tabla 5.1, donde se muestra valores de diámetros de gotas en agua en μm , típicas para crudos emulsionados; a partir de esta se obtiene gráfica en Excel y obtenemos la curva característica.

Tabla 5.1: Diámetro de gota de agua

BSW	ϕ_g
0,1	10
1	61
15	685
33	1000

Fuente: NCT Energy Group, Ingeniería de Procesos

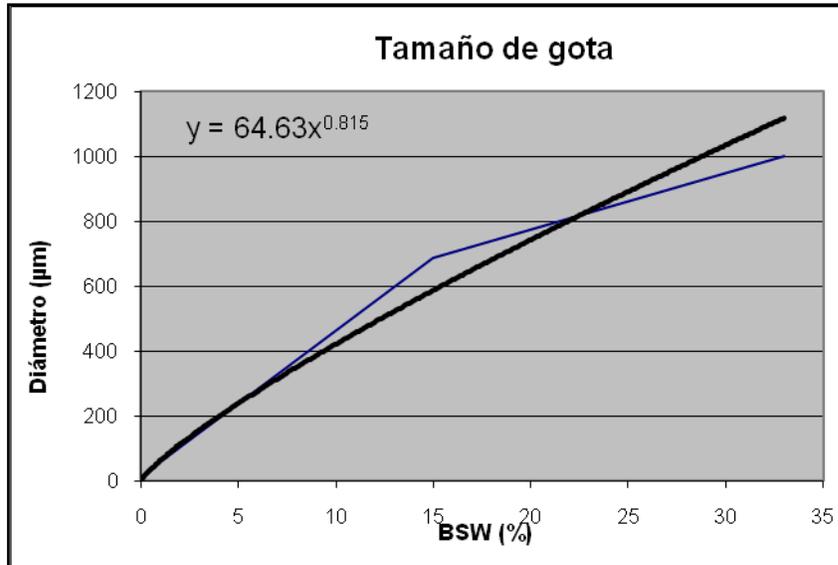


Figura 5.1: Ajuste de curva para Tamaño de gota

$$\phi_g := q_i \cdot 64.632 \cdot (BSW_o)^{0.8151} \quad \text{Ecuación 5.6}$$

BSW_o , Cantidad de agua emulsionada de agua en crudo máximo el 1% para su comercialización y venta.

q_i Cantidad de química inyectada, aplica escala 1: No química, 2: Ligera, 3: Media y 4: Severa. Esta constituye un factor directamente proporcional al tamaño de gota.

Velocidad de ascensión de la emulsión:

$$v_2 := \frac{\frac{5.614}{24} Q_c}{\frac{\pi \cdot D_t^2}{4}} \quad \text{Ecuación 5.7}$$

Donde:

Q_c Flujo de crudo

D_t Diámetro del Tanque de Lavado

Para la comprobación del factor de diseño, se necesita conocer el valor de la relación de velocidad terminal a velocidad de ascensión de la emulsión F, esta se asume de 1 para los cálculos pertinentes.

Si la velocidad de asentamiento de la gota (v_1) es mayor que el producto entre el factor F y la velocidad de ascensión de la emulsión (v_2); determinamos si el diámetro de tanque es correcto, con este podemos realizar variaciones con el valor de inyección de químicos a fin de evaluar el resultado.

Tabla 5.2: Inyección de químicos-cantidad

LOCALIDAD /ESTACIÓN	ACTUAL	PROYECTO	UNID
PARÁMETROS	USANDO MEZCLADOR ESTÁTICO	PROPUESTA USANDO INTERCAMBIADOR DE CALOR	
BSW salida (requerida)	1%	1%	
BSW (emulsión)	37%	27%	
Factor de diseño F (Relación de velocidad terminal a velocidad de ascensión de la emulsión). Mayor o igual a 1.	1,00	1,00	
Inyección de química. 1= No química, 2=Leve, 3=Media, 4=Severa	4	2	

Tabla 5.2: (Continuación) Inyección de químicos - cantidad

LOCALIDAD /ESTACIÓN	ACTUAL	PROYECTO	UNID
PARÁMETROS	USANDO MEZCLADOR ESTÁTICO	PROPUESTA USANDO INTERCAMBIADOR DE CALOR	
Temperatura	111,80	140,00	°F
Altura típica de agua en tanque	9,00	9,00	ft
Variables			
Densidad del crudo	10,78	16,88	°API
Flujo Total	31.800	31.800	BFPD
Flujo de crudo	26.050	26.050	BOPD
Salinidad del agua	10.900	10.900	ppm
Densidad del agua	61,98	61,98	lb/ft3
Densidad corregida del agua	63,32	63,32	lb/ft3
Densidad del crudo	54,67	53,99	lb/ft3
Diámetro de gota	226	179	µm
Viscosidad del crudo	20,14	13,44	cP
Flujo de agua	5.750	5.750	BWPD
Viscosidad del agua	0,6010	0,4637	cP
Cálculos			
Diámetro de Tanque seleccionado	60	60	ft
Velocidad de ascensión de la emulsión	2,153	2,153	ft/hr
Velocidad de asentamiento Ley de Stokes	2,2321	2,258	ft/hr
Comprobación de Factor de sobre diseño	Diámetro OK	Diámetro OK	

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

A partir de la Tabla 5.2, determinamos que la cantidad de químicos pasa de severa a leve, es decir se ha cumplido con el objetivo de reducir el consumo de

químicos y además este valor al ser experimental podrá ser corroborado en campo por operaciones de Petroproducción con lo que se logrará dejar de utilizar este sistema. Para una mejor visualización sobre los cálculos presentados en la Tabla 5.2, se presenta a continuación un ejemplo de cálculo referido a este:

Ejemplo de cálculos

Datos:

$BSW_o := 1\%$ BSW requerida a la salida del tanque de lavado

$BSW_i := 17\%$ BSW de la emulsión

Relación de velocidad terminal a velocidad de ascensión de la emulsión

$F := 1$ Se considera valores iguales

$T := 111.8\text{ }^\circ\text{F}$ Temperatura del crudo al ingreso

$h_{ca} := 9\text{ ft}$ Altura del colchón de agua

$q_i := 3.5$ Porcentaje de química inyectada (escala 1 a 4)

Variables:

$Q_t := 31800\text{ BFPD}$ Flujo total (crudo y agua)

Crudo

$\delta_{ce} := 10.78\text{ }^\circ\text{API}$ Densidad de emulsión crudo-agua

$Q_c := 26050\text{ BOPD}$ Flujo de crudo

$$\delta_c := 54.67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \quad \text{Densidad del crudo}$$

$$\nu_c := 20.14 \text{ cP} \quad \text{Viscosidad del crudo}$$

Agua

$$Q_a := Q_t - Q_c = 5.75 \times 10^3 \text{ BWPD} \quad \text{Flujo de agua}$$

$$s_a := 10900 \text{ ppm} \quad \text{Salinidad de agua} \quad \text{Tabla 4, Anexo 1}$$

$$\delta_a := 61.98 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \quad \text{Densidad del agua}$$

$$\nu_a := 0.601 \text{ cP} \quad \text{Viscosidad del agua}$$

$$\delta_{ac} := 0.000124 \cdot s_a + \delta_a = 63.332 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \quad \text{Ecuación 5.5}$$

Tanque de Lavado

$$D_t := 60 \text{ ft}$$

Diámetro de gota

$$\phi_g := q_i \cdot 64.632 \cdot (\text{BSW}_0)^{0.8151} \quad \text{Ecuación 5.6}$$

$$\phi_g = 226.212 \text{ } \mu\text{m}$$

Velocidad de asentamiento (Ley de Stokes), aplicada a la industria petrolera:

$$v_1 := \frac{1.072 \cdot 10^{-4} \cdot \phi \cdot g^2 \cdot (\delta_{ac} - \delta_c) \cdot 60}{\delta_{ac} \cdot v_c} = 2.235 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \quad \text{Ecuación 5.4}$$

Velocidad de ascensión de la emulsión:

$$v_2 := \frac{\frac{5.614}{24} Q_c}{\frac{\pi \cdot D_t^2}{4}} = 2.155 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \quad \text{Ecuación 5.7}$$

Comprobación del factor de diseño:

Si v_1 , es mayor que el producto entre v_2 y F ; el Tanque de Lavado cumple con el proceso.

Para determinar el ahorro en químicos recurrimos a la Anexo1, Tabla 5 donde se presenta el consumo mensual con sus respectivos costos, el demulsificante siendo el principal agente para la deshidratación es el que se retirará del proceso, ya que los otros químicos como antiparafínico, dispersante de sólidos y antiespumante, se mantendrán en el sistema.

Ahorro económico mensual: **48.591 USD**

5.3 ANÁLISIS DE INVERSIÓN Y GASTOS OPERATIVOS

5.3.1. INVERSIÓN DEL PROYECTOS

Para establecer los costos de suministro e instalación de los equipos se consideró los precios establecidos de diferentes proveedores y fabricantes y datos previstos de instalación establecidos por PETGAS. El aceite térmico se importará en el cual se establece una tasa de arancel del 5%.

A continuación en la Tabla 5.3 se establece la inversión total del proyecto para su instalación.

Tabla 5.3: Inversión Total

Descripción	Año 1
Activos Fijos (tangibles)	Precio (USD)
Intercambiador de Calor	131,112
Calentador Fuego Directo	600,000
Bombas Recirculación	291,496
Bomba Reposición	15,441
Tanque Expansión 28 Bls (Incluido instrumentación)	3,400
Tanque Almacenamiento 33 Bls	2,900
Therminol 66 (Nota 1)	499,699
Tuberías y Accesorios	18,520
Total Activo Fijos (A)	1562,568
Otros Activos (intangibles)	
Instalación de Equipos (Nota 2)	383,653
Total Otros Activos (B)	383,653
INVERSION TOTAL (A+B)	1946,221

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Nota: 1.- Adquisición de 686 tambores de 200 lt con un precio de compra de 1,664 USD cada tambor mas una tasa arancelaria del 5%.

2.- Considerado: herramientas, mano de obra, transporte, utilidad, otros.

5.3.2. GASTOS OPERATIVOS

Todos los gastos asociados al mantenimiento incluyendo repuestos, insumos, soporte técnico representan gastos debido a la operación de los equipos.

Para el análisis se debe tomar en cuenta los siguientes aspectos:

- Se asume un gasto de mantenimiento de un 5% de la inversión total de activos.
- Se considera una potencia de las bombas del 70%.
- El costo de consumo eléctrico (Kw hr) es 11 ctvs el Kw hr.
- El costo de consumo de gas no se considera debido a que el consumo de gas en el sistema actual es el mismo para el sistema propuesto.
- La operación se inicia a partir del año 2.

Consumo Kw hr de las bombas

$Pot_{bombas} := 58 \text{ Kw}$ Potencia de las bombas (Recirculación y Reposición)

$E\%_{bombas} := 70$ Eficiencia de las bombas

$F_{consumo} := 1$ Factor de consumo

$$C_{bombas} := \left(\frac{Pot_{bombas}}{E\%_{bombas}} \cdot F_{consumo} \right) \cdot 24 \quad \text{Ecuación 5.8}$$

$$C_{bombas} = 1988.57 \text{ Kw hr}$$

Tabla 5.4: Gastos Operativos

Concepto	Valor	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Consumo Eléctrico BBAS (58 KW) (A)	79,84	79,84	79,84	79,84	79,84	79,84	79,84	79,84	79,84	79,84
Gastos Mantenimiento Equipos (B)	78,13	78,13	78,13	78,13	78,13	78,13	78,13	78,13	78,13	78,13
Total Gastos Netos Operacionales (A+B)		157,97								

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

5.3.3. FLUJO DE CAJA DIFERENCIAL

El flujo de caja tomará en cuenta el flujo de caja con el proceso actual (uso de químicos demulsificante y mezclador estático) y el flujo de caja con el proceso propuesto (calentamiento con intercambiador de calor), la diferencia de estos dos flujos de caja se obtendrá el flujo de caja diferencial expresando si es recomendable seguir teniendo el proceso actual donde se obtiene más gastos operativos debido al uso de químicos o si es mejor invertir en un proceso en el cual los gastos operativos será menor debido a que el uso de química demulsificante es remplazada por el uso del intercambiador de calor y su sistema asociado.

Tabla 5.5: Flujo de Caja (caso actual)

	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
INVE. TOTAL									
Gastos de Operación (Química)	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092
EGRESOS TOTALES	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092
SALDO DE CAJA	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092	583,092
SALDO DE CAJA ACUMULADO	583,092	1166,184	1749,276	2332,368	2915,460	3498,552	4081,644	4664,736	5247,828

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Tabla 5.6: Flujo de Caja (caso propuesto)

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Origen de Fondos										
Aporte Inversión	1946,22									
INGRESOS TOTALES	1946,22									
Aplicación de fondos										
Inversión total en activos	1946,22									
Gastos de Operación		157,97	157,97	157,97	157,97	157,97	157,97	157,97	157,97	157,97
EGRESOS TOTALES	1946,22	157,97	157,97	157,97						
SALDO DE CAJA		157,97	157,97	157,97						
SALDO DE CAJA ACUMULADO		157,97	315,93	473,91	631,87	789,85	947,82	1105,79	1263,76	1421,72

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Comparando la tabla 5.5 y 5.6 se observa que en ninguno de los dos casos se obtiene ingresos, y lo que se va ahorrar en el caso propuesto es el consumo de químicos.

En el flujo de caja actual no se toma en cuenta los gastos operativos del calentador y del mezclador estático solo se considera el gasto de químicos, por lo tanto el flujo de caja puede ser mayor; por motivos de cálculo de rentabilidad solo se toma en cuenta el gasto de consumo de químicos y comparar con el ahorro que se tendrá con el nuevo sistema, y en el nuevo sistema si se considera el gasto operativo que se tiene.

Tabla 5.7: Flujo de Caja Diferencial

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Origen de Fondos										
Aporte Inversión	1946,22									
INGRESOS										
TOTALES	1946,22									
Inversión total en activos	1946,22									
Gastos de Operación		425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12
EGRESOS										
TOTALES	1946,22	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12
SALDO DE CAJA		425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12
SALDO DE CAJA ACUMULADO		425,12	850,24	1275,37	1700,49	2125,62	2550,74	2975,86	3400,98	3826,10

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

La diferencia de los gastos por química y gastos operativos de los dos casos nos da el valor de flujo caja diferencial y comparar el ahorro que se tiene por año del cual da como resultado **425,12 USD** de ahorro anual.

5.4 ANÁLISIS DE INDICADORES FINANCIEROS

Consiste en la evaluación económica y financiera, para definir si el proyecto es viable o no mediante el cálculo de los indicadores financieros:

- a. Valor presente neto (VAN)
- b. Tasa interna de retorno (TIR)
- c. Costo-Beneficio (B/C)

PREMISAS:

- No se considera la inflación
- Tasa de descuento del 10%
- La operación se inicia a partir del año 2
- No hay ingresos, por lo tanto la depreciación no se la toma en cuenta ya que envés de ingresos se tiene ahorro en química.
- El período de evaluación se hará a 10 años.
- Los gastos de personal no se considera ya que se dará uso al mismo personal que se encuentra en el campo para la operación del sistema de calentamiento.

Tabla 5.8: Flujo Neto de Fondos

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Inversión Realizada										
Inversión Total (negativo)	1946,22									
Saldo Neto de Caja		425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12	425,12
Flujo Neto de Fondos	1946,22	425,12								

Elaboración: Jorge Chávez, Diego Yáñez

Tabla 5.9: Rentabilidad

Valor Actual Neto (VAN)	<u>502.069</u>
Tasa Interna de Retorno (TIR)	<u>16.2%</u>
Costo Beneficio (B/C)	<u>1.26</u>

5.4.1. RESULTADOS

VAN: El valor del proyecto en diez años y descontando una tasa de descuento del 10%, y llevados, en valor presente da como resultado quinientos dos mil con sesenta y nueve dólares americanos, lo cual indica que la inversión realizada en diez años se tendrá como ganancia medio millón de dólares, indicando que el proyecto es viable.

TIR: La TIR es mayor a la tasa de descuento en un 62%, lo cual indica que el proyecto puede tener gastos sin tener pérdidas económicas.

B/C: El costo beneficio es 1.26 dólares americanos, lo cual indica que cada dólar que se invirtió del proyecto se tiene 0.26 dólares americanos de ganancia.

Con los índices financieros obtenidos se tiene como resultado final que el proyecto es rentable.

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

1. La aplicación de nuevas tecnologías aplicadas al sector petrolero permitieron definir un sistema de calentamiento para la deshidratación de crudo usando el tratamiento térmico cumpliendo con el principal objetivo para este proyecto que fue la disminución de costos operativos debido a la optimización de la inyección de químicos, dando un resultado favorable de 48.591 USD mensuales.
2. Con el estudio de la proyección para la producción estimada de crudo al año 2021, tomando en cuenta el crecimiento en número y variación en la caracterización de los pozos en el campo Cuyabeno, se logro definir los flujos volumétricos para las tres corrientes que fue de: 8619.68 BOPD (Barriles de crudo por día), 28757.72 BAPD (Barriles de agua por día) y 1723.94 (Millones de pies cúbicos de gas por día), para el dimensionamiento de equipos se tomo como referencia estos valores con un sobre diseño del 10%.
3. La temperatura óptima para la deshidratación del crudo definida para el presente proyecto fue de 140 °F determinado por parte de Petroproducción en base a pruebas de botella realizadas en campo.
4. El tratamiento térmico estudiado en este proyecto determino que mayor temperatura la emulsión de crudo en agua se vuelve inestable la que con un tiempo de retención en el tanque de lavado se separa, logrando obtener un BSW del 1 % necesario para su comercialización.
5. En el desarrollo del proyecto se utilizaron programas informáticos aplicados para evaluar flujos multifásicos como es HYSYS y HTRI, con lo cual se definió propiedades como: densidad, viscosidad, grados API, y flujos volumétricos; los cuales son necesarios para el diseño térmico y mecánico.

6. Para la selección del intercambiador de calor se analizaron ventajas y desventajas con respecto a otros equipos como el calentador de fuego directo e indirecto y tratador térmico, desde el punto de vista técnico y económico; con lo cual se garantiza su aplicación.
7. La aplicación de normas y códigos referentes al diseño mecánico establecieron las tolerancias para el correcto dimensionamiento del intercambiador de calor.
8. Para el diseño del intercambiador de calor se tomo como premisa que el crudo (fluido frio) pase por el lado tubos y el aceite térmico (fluido caliente) por el lado coraza; esto basado en la experiencia con respecto a equipos existentes aplicados al calentamiento de crudo existente en el SOTE (Sistema de Oleoducto Transecuatoriano).
9. Para la ubicación de equipos que plantea este proyecto se tomo como referencia el levantamiento topográfico, civil y de tuberías del campo Cuyabeno, basado en esto se realizo una maqueta en 3D de todas las facilidades de producción tanto para el crudo como para el aceite.
10. El fluido de trabajo se estableció previa consulta y aprobación con Petgas NCT, siendo definido aceite térmico (Therminol 66) debido a su alta temperatura de trabajo de 653 °F, ya que en este proyecto se aplican rangos de operación de 280 °F a 482 °F para este fluido, además tomando en cuenta su tiempo de vida que es de 15 años.
11. Para determinar las presiones de succión y descarga necesarias para la selección de las bombas se determinó las pérdidas de presión en el sistema tanto en tuberías, accesorios, válvulas, equipos mayores; dicha selección fue evaluada por un proveedor de Flowserve que recomendó bombas diseñadas bajo la normativa API 610.
12. Las premisas principales para la dimensión del tanque de expansión se establecieron de acuerdo al flujo volumétrico del aceite térmico (Therminol 66) y la altura mínima de líquido que se debe mantener en el tanque que es de 3ft, a fin de que las bombas no Cavite por falta de líquido; además se

aplicó criterios empíricos de procesos para la asignación de los niveles altos y bajos de operación.

13. Con los materiales requeridos para la instalación del proceso se realizó una investigación a diferentes proveedores para obtener precios de los equipos y sistema de tuberías, en base a esto se analizó el flujo de inversión que requiere el proyecto.

14. En la rentabilidad del proyecto se asumieron los siguientes aspectos:

- No se consideró la inflación
- Tasa de descuento del 10%
- Período de evaluación de 10 años
- Gasto de mantenimiento de un 5% de la inversión total de activos
- Un año de demora de la instalación.
- Gastos operativos (consumo eléctrico de las bombas)
- Costo de consumo de gas no se considera

Con estas consideraciones se obtuvo un TIR del 16.2% que es mayor a la tasa de descuento donde afirmamos que el proyecto tiene rentabilidad sin ingresos si no en ahorro de consumo de químicos

6.2. RECOMENDACIONES

1. Petroproducción deberá mantener actualizada su base de datos con relación a los análisis de laboratorio referente a la caracterización de los fluidos como el crudo, gas y agua; a fin de que sus futuros proyectos sean en base a datos actualizados y reales.
2. A fin de cumplir con el objetivo del proyecto, mantener a 140 °F su temperatura de deshidratación, en su fase de implementación Petroproducción deberá fiscalizar de manera que los dimensionamientos de los equipos cumplan, así como también las especificaciones de tubería y accesorios tanto para el aceite térmico como para el crudo. Por otro lado deberá definir distancias mínimas entre equipos y ruteo de tubería ajustadas a los planos entregados en este proyecto.
3. Las normativas y códigos establecidos para el diseño deben ser estudiados minuciosamente a fin de tener un buen criterio con respecto a dimensionamiento de equipos y materiales que aplican para la construcción.
4. Se deben realizar todas las pruebas hidrostáticas tanto a equipos como a tuberías y accesorios a fin de garantizar la estanqueidad de válvulas y soldaduras, todo esto antes de poner en marcha el sistema.
5. Se recomienda dejar espacio suficiente entre equipos, a fin de que las operaciones por mantenimiento se las pueda realizar sin dificultad.
6. Si bien la inyección del demulsificante en condiciones normales de operación es nula, se recomienda a Petroproducción no desmantelar las instalaciones para ello diseñado, ya que este sistema será utilizado como contingencia para mantenimiento de equipos.
7. La instrumentación aplicada al sistema de calentamiento de crudo deberá ser controlada por personal calificado, a fin de garantizar el correcta medición de los distintos parámetros involucrados.
8. Se recomienda la aplicación del método de interacciones de cálculo del área efectiva de transferencia de calor para el diseño térmico de intercambiadores

de calor, ya que al comparar resultados con programas informáticos como el HTRI se obtuvieron resultados similares.

9. La aplicación de la metodología con respecto al calentamiento de crudo presentó resultados positivos, lo que evidencia que existe un ahorro económico al eliminar la inyección de químicos; a partir de esto se recomienda a Petroproducción aplicar el tratamiento térmico a otros campos petroleros.
10. Se recomienda a Petroproducción utilizar bombonas de nitrógenos para inyectar dentro del tanque de expansión siempre y cuando la temperatura dentro del recipiente supera los 50 °C (122 °F), para evitar contacto con el aire y reducir al mínimo la oxidación del fluido.
11. Es recomendable utilizar un indicador transmisor de nivel en el tanque de expansión, para que detecte el nivel de líquido dentro del tanque cuando es muy bajo, apague mediatamente las bombas, para luego prender la bomba de reposición y llenar hasta el nivel el tanque de expansión, y cuando el nivel es demasiado también realice la misma tarea.
12. Las tuberías que no van enterradas de aceite térmico debido a su alta temperatura (280 y 482 °F), es recomendable utilizar aislamiento para protección del personal.

BIBLIOGRAFÍA

- Kern Donald Q., Procesos de transferencia de calor. Compañía Editorial Continental, S.S.
- Incropera Frank P. & DeWITT David P. Fundamentos de Transferencia de Calor. Cuarta Edición. Pearson Prentice Hall
- Yunus A. Cengel. Fundamentos de Transferencia de Calor y Masa. Editorial McGraw Hill.
- Mott Robert L.. Mecánica de Fluidos Aplicada. Cuarta Edición. Prentice-Hall.
- SI Crane. Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías. Editorial McGraw Hill
- Durion Company, Inc. Pump Engineering Manual. Fifth Edition.
- Sulzer Pumps. Centrifugal Pump Handbook. Second edition. The Heart of Your Process.
- Eugene F. Megyesy. Pressure Vessel Handbook. Twelfth Edition.
- TEMA. Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association. Seventh Edition, 1999
- ASME SEC VIII div 1. Boiler and Pressure Vessel Code. Edition 2007.
- ASME B31.3. Process Piping, Edition 2006.
- ASME B31.4. Pipeline Transportation System for Liquid Hydrocarbons and Other Liquids. Edition 2002.
- ASME B16.34. Valves Flanged, Threaded and Welding End. Edition 2004.
- API 610. Centrifugal Pumps for Petroleum, Heavy Duty Chemical and Gas Industry Services. Eighth Edition 1995.
- API RP 14E. Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems. Fifth edition 1991.
- API 12K. Specification for Indirect Type Oil-Field Heater. Seventh Edition 1989.