

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**“DISEÑO DE UN TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO
VERTICAL CON PRECALENTAMIENTO INTERNO PARA EL
ÁREA MAYOR ANACO, ESTACIÓN DE DESCARGA SANTA
ANA 2.”**

Realizado Por:
Carlos Lenin López Medina

Trabajo de Grado Presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito Parcial
para Optar al Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Barcelona; Febrero de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**“DISEÑO DE UN TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO
VERTICAL CON PRECALENTAMIENTO INTERNO PARA EL
ÁREA MAYOR ANACO, ESTACIÓN DE DESCARGA SANTA
ANA 2.”**

Asesores:

Prof. Orlando Ayala.
Asesor Académico

Ing. Wilker Mendoza.
Asesor Industrial

Barcelona; Febrero de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA

1



**“DISEÑO DE UN TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO
VERTICAL CON PRECALENTAMIENTO INTERNO PARA EL
ÁREA MAYOR ANACO, ESTACIÓN DE DESCARGA SANTA
ANA 2.”**

JURADO:

El jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:

APROBADO

Prof. Orlando Ayala.

Asesor Académico

Prof. José Rengel

Jurado Principal

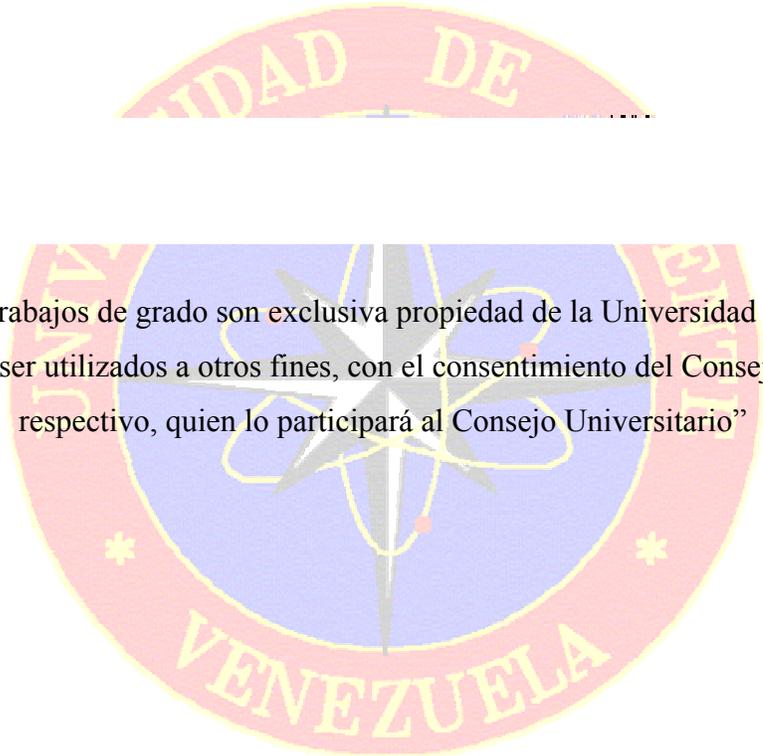
Prof. Félix Payares

Jurado Principal

Barcelona; Febrero de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajo de grado:



“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

DEDICATORIA

Dedico el presente trabajo de grado a Dios nuestro señor todo poderoso, por ser quien me ha guiado por el camino de la vida y no me ha desamparado en los momentos difíciles y me ha dado aliento para superar los obstáculos y continuar adelante, aprendiendo de los errores del pasado y apreciando las posibilidades que me brinda el futuro.

A mi padre **Luís Alfredo López Molina**, por haberme apoyado y brindado las herramientas para alcanzar mis metas en todo momento. Por enseñarme el valor del trabajo y ser inspiración para buscar la manera de mejorar cada día un poco más.

A mi madre **Elsa Medina de López**, por ser la persona que me trajo al mundo y por su condicional amor y apoyo en los momentos difíciles de mi vida, madre sin ti no estaría aquí en esta nueva etapa de mi vida, te respeto y te quiero mucho.

A mi esposa **Rosiris José Loero Loero**, por ser la persona de apoyo incondicional en esta nueva etapa de mi vida y por brindarme su comprensión, cariño, amor y ternura.

A mis hermanas **Isabel Elvira, Karime del Carmen, Celia Cecilia**, y a mis hermanos **Jorge Eliécer, Víctor Eloy y Ernesto Fidel**, por ser los seres con quien he compartido los mejores momentos de mi vida, por ser las personas que a pesar que hemos tenido diferencias en algún momento como cualquier hermano, son los que en los momentos difíciles me han demostrado el gran amor que nos unen. Hermanos les deseo todo lo mejor del mundo.

¡Que Dios Los bendiga!

Carlos López.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco en primer lugar a **DIOS TODO PODEROSO** por darme la vida y la fuerza para vencer todas las dificultades y poder seguir adelante.

Agradezco a la **Universidad de Oriente Núcleo Anzoátegui**, por habernos abierto sus puertas y brindarnos sus mejores recursos para nuestra formación profesional e intelectual, especialmente al departamento de Ingeniería Mecánica.

Al **Ingeniero Roberto Sanchez** por haberme colaborado en la búsqueda de la pasantía en la Gerencia de Mantenimiento de PDVSA GAS, Anaco.

Al **Ingeniero Wilker Mendosa** por haberme brindado su colaboración durante el período de pasantía en PDVSA GAS, Anaco y por ofrecerme su amistad de aquí en adelante.

Agradezco al profesor **Orlando Ayala** por haberme orientado y colaborado en el desarrollo de la tesis y por brindarme su amistad.

Agradezco a mi familia por el apoyo brindado durante todas las etapas de mi vida, padres Luis López y Elsa de López, hermanos Ernesto, Jorge, Víctor, Isabel, Karime y Celia, muchas gracias.

Agradezco al amigo, **Estivenson Guerrero** por haberme colaborado desde el punto de vista de la motivación en el desarrollo de la tesis.

A mi comadre **Elsa Mejía** por el apoyo incondicional durante la etapa de estudiante, y por la bonita amistad que nos une de aquí en adelante, muchas gracias.

RESUMEN

El presente trabajo de grado tiene como objetivo principal el diseño de un tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno para el área mayor Anaco, estación de descarga Santa Ana 2, ubicada en Anaco Estado Anzoátegui Venezuela, aplicando las normas técnicas respectivas. La emulsión se caracteriza por su alto contenido de agua, el cual le confiere un volumen importante que dificulta el uso y disposición final del crudo. La utilización de tratadores térmicos en estaciones de descarga es una de las alternativas tecnológicas para mejorar la gestión y tratamiento de crudo que se ha venido haciendo hasta ahora. Este tiene como función producir crudo limpio y agua de proceso en las estaciones de descarga. El estudio del proceso de separación se realizó tomando en cuenta el efecto de las condiciones internas y externas, por lo que comprendió el manejo de las siguientes variables del proceso: razón volumétrica del fluido a tratar, las condiciones de temperatura y presión del sistema, densidad del fluido, entre otras. La metodología empleada se basa en el análisis de los diferentes métodos para la separación de crudo en la Industria Petrolera. Se analizó el proceso interno del tratador para realizar la evaluación de la ubicación de cada zona preestablecida por la norma API SPEC 12-L, para posteriormente diseñar el tratador térmico bajo condiciones que garanticen la separación del gas, crudo y agua en el equipo, partiendo de los requisitos de la empresa y condiciones sugeridas para separadores. Finalmente se presentó el diseño del equipo técnicamente apropiado para la separación de la emulsión bajo las condiciones mencionadas con las siguientes características: Diámetro interno 6 ft, longitud de costura a costura 20 ft, cabezales toriesféricos, caja de fuego 20", intercambiador de calor con 16 tubos y banco de tubo en U, cabezal anterior tipo B, boquillas de procesos 3 ½" de diámetro, boquilla de inspección de 16" de diámetro y faldón como base soporte.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
RESUMEN	vii
CONTENIDO	viii
LISTA DE FIGURAS	xiv
LISTA DE TABLAS	xvi
INTRODUCCIÓN	xix
CAPÍTULO 1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	21
1.1 PDVSA GAS.....	21
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	22
1.3 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	23
1.3.1 Objetivo general.....	23
1.3.2 Objetivos específicos.....	23
1.4 JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA.....	23
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	25
2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN.....	25
2.2 BASES TEÓRICAS.....	26
2.2.1 Tratadores térmicos.....	26
2.2.2 Tipo de tratadores térmicos.....	27
2.2.3 Partes de un tratador vertical.....	28
2.2.3.1 Zona de desgasificación.....	29
2.2.3.2 Zona de separación de la emulsión ó sección de coalescencia del agua	29
2.2.3.3 Zona de calentamiento y lavado.....	29

2.2.3.4 Zona de extracción del agua libre	31
2.2.3.5 Tubo de fuego tipo U	31
2.2.3.6 Tubo igualador de presiones	31
2.2.3.7 Tubo rebosadero bajante de la emulsión.....	31
2.2.3.8 Campana de extracción de los gases	32
2.2.3.9 Distribuidor	32
2.2.3.10 Baffles	32
2.2.3.11 Sifón externo	32
2.2.4 Factores que afectan la estabilidad y rompimiento de las emulsiones	34
2.2.4.1 Película interfacial.....	35
2.2.4.2 Viscosidad de la fase continua	35
2.2.4.3 Tamaño de la gota	35
2.2.4.4 Relación de volumen de fase.....	37
2.2.4.5 Temperatura	37
2.2.4.6 Ph	37
2.2.4.7 Edad	37
2.2.4.8 Salinidad de la salmuera.....	37
2.2.4.9 Tipo de crudo	38
2.3 PROCESO DEL TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO VERTICAL CON PRECALENTAMIENTO INTERNO	38

**CAPÍTULO 3. PARÁMETROS DEL PROCESO Y DISEÑO DEL
RECIPIENTE A PRESIÓN.....41**

3.1 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO	41
3.1.1 Parámetros que se deben tomar en cuenta en el diseño conceptual del tratador.....	41
3.1.2 Propiedades y selección del material en el diseño del tratador.....	42
3.2 FLUJO DE OPERACIÓN	43

3.3 FLUJO DE DISEÑO	46
3.4 CÁLCULO DE DIÁMETROS DE BOQUILLAS DE PROCESO	49
3.4.1 Boquilla de alimentación al recipiente.....	49
3.4.2 Boquilla de salida del crudo limpio en el recipiente.....	53
3.4.3 Boquilla de salida del gas en el recipiente.....	55
3.4.4 Boquilla de salida del agua libre en el recipiente	56
3.5 DIMENSIONAMIENTO DEL TRATADOR.....	58
3.5.1 Cálculo del volumen de retención de los líquidos en el recipiente... 58	
3.5.2 Cálculo del tiempo de retención máximo de los líquidos en el recipiente seleccionado.....	60
3.6 CÁLCULO DE ALTURAS DE LOS LÍQUIDOS EN EL RECIPIENTE	61
3.7 CÁLCULO DE ESPESORES POR PRESIÓN INTERNA	65
3.7.1 Cálculo de espesor del cuerpo	66
3.7.1.1 MPTP (Máxima Presión de Trabajo Permitida), para el espesor del cuerpo por presión interna.....	67
3.7.3 Cálculo de espesor del cabezal inferior	69
3.7.3.1 MPTP (Máxima Presión de Trabajo Permitida), para el espesor de los cabezales por presión interna	70
3.7.5 Cálculo de espesores de las boquillas de proceso	71
3.7.5.1 MPTP (Máxima Presión de Trabajo Permitida), definitiva en el diseño del recipiente a presión.....	71
3.8 CÁLCULO DE ESPESORES POR PRESIÓN EXTERNA	79
3.8.1 Cálculo de espesor del cuerpo en el recipiente en función de la presión máxima que soporta de acuerdo al espesor asumido	79
3.8.2 Cálculo de espesor del cabezal inferior en el recipiente en función de la presión máxima que soporta	82

**CAPÍTULO 4. ZONA DE DESGASIFICACIÓN EN EL TRATADOR
TÉRMICO87**

4.1 DISEÑO DE LA ZONA DE DESGASIFICACIÓN..... 87

4.1.1 Cálculo de la velocidad de expansión del gas..... 87

4.1.2 Cálculo del área de flujo del gas en el recipiente 89

4.1.3 Cálculo del volumen de retención de la emulsión 90

4.1.4 Dimensionamiento de la zona de desgasificación del tratador 91

4.1.5 Cálculo del espesor del baffle divisor de la zona de desgasificación 92

4.1.6 Dimensionamiento y cálculo de espesor del tubo igualador de presión
del gas..... 93

4.1.7 Dimensionamiento y cálculo de la campana de extracción de los
gases 94

**CAPÍTULO 5. ZONA DE CALENTAMIENTO Y LAVADO EN EL
TRATADOR TÉRMICO 98**

5.1 DISEÑO DE LA ZONA DE CALENTAMIENTO Y LAVADO..... 98

5.1.1 Cálculo del calor requerido por los fluidos utilizando el método de la
norma API SPEC 12-L 99

5.1.2 Cálculo de la pérdida de calor del recipiente sin aislamiento..... 100

5.1.3 Dimensionamiento del tubo de fuego 102

5.1.4 Cálculo del espesor del tubo de fuego 103

5.1.5 Cálculo del flujo de gas para la combustión en la caja de fuego 105

5.1.6 Dimensionamiento y ubicación de la zona de calentamiento y lavado
..... 106

**CAPÍTULO 6. ZONA DE EXTRACCIÓN DEL AGUA LIBRE EN EL
TRATADOR TÉRMICO 110**

6.1 DISEÑO DE LA ZONA DE EXTRACCIÓN DEL AGUA LIBRE.... 110

6.1.1 Dimensionamiento de la zona de extracción del agua libre y

ubicación del drenaje.....	110
6.1.2 Dimensionamiento y cálculo de espesor del sifón externo para la salida del agua de proceso.....	111
6.1.3 Cálculo de la altura a la cual se debe colocar el sifón externo	112

CAPÍTULO 7. ZONA DE SEPARACIÓN O SECCIÓN DE COALESCENCIA EN EL TRATADOR TÉRMICO 115

7.1 DISEÑO DE LA ZONA DE SEPARACIÓN O SECCIÓN DE COALESCENCIA	115
7.1.1 Cálculo de la velocidad de asentamiento o decantación de las gotas de agua.....	115
7.1.2 Cálculo de la velocidad de llenado del crudo en el recipiente.....	116
7.1.3 Cálculo del área máxima de deshidratación del crudo en el recipiente	117
7.1.4 Cálculo del intercambiador de calor interno en el tratador.....	119
7.1.5 Cálculo del tubo rebosadero bajante de la emulsión.....	153

CAPÍTULO 8. CÁLCULO DEL SOPORTE FALDÓN DEL TRATADOR TÉRMICO 158

8.1 CÁLCULO DEL PESO DEL TRATADOR TÉRMICO	158
8.1.1 Cálculo del peso en el recipiente cilíndrico	158
8.1.2 Cálculo del peso de los cabezales toriesféricos	159
8.1.3 Cálculo del peso de los elementos externo e interno.....	160
8.1.4 Cálculo del peso de los líquidos en el tratador	167
8.1.5 Peso total del tratador con el volumen máximo de trabajo.....	168
8.2 CÁLCULO DEL SOPORTE FALDÓN EN EL TRATADOR.....	169
8.2.1 Cálculo de las cargas por viento	170
8.2.2 Cálculo de la fuerza cortante total	170
8.2.3 Cálculo del momento máximo que actúa en la base del faldón.....	171

8.2.4 Cálculo del momento en la costura del cabezal inferior	172
8.2.5 Cálculo de espesor del cuerpo en el faldón.....	172
8.3 SOLDADURAS EN EL TRATADOR TÉRMICO	173
CAPÍTULO 9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	175
9.1 CONCLUSIONES.....	175
9.2 RECOMENDACIONES.....	185
BIBLIOGRAFÍA.....	186
Bibliografía citada	186
Bibliografía adicional	188
APÉNDICE A. Tablas, Curvas, Graficas y Figuras.	189
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO.....	225

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Esquema de un tratador de crudo vertical convencional. [5]	30
Figura 2.2: Plano de identificación de las zonas del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.	33
Figura 2.3: Ubicación de elementos interno y externo de una caja de fuego convencional. [5].....	34
Figura 2.4: Plano de identificación de las partes del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.	36
Figura 2.5: Esquema de un tratador convencional de crudo vertical con precalentamiento interno.	40
Figura 3.1: Plano de dimensión y altura de los líquidos en el recipiente, con vista de corte para detalle de fabricación.	86
Figura 4.1: Plano de diseño de la zona de desgasificación con vista de corte y detalle de fabricación.	97
Figura 5.1: Plano de diseño de la zona de calentamiento y lavado, con vista de corte y detalle para fabricación.	109
Figura 6.1 Plano de diseño de la zona de extracción del agua libre sifón externo..	114
Figura 7.1: Plano de diseño de la zona de separación o sección de coalescencia del tratador.	157
Figura 9.1: Altura de los líquidos, dimensiones y detalles de fabricación.....	176
Figura 9.2: Diseño de la zona de desgasificación.	177
Figura 9.3: Diseño de la zona de calentamiento y lavado.....	179
Figura 9.4: Diseño de la zona de extracción del agua libre.	180
Figura 9.5: Diseño de la zona de separación o sección de coalescencia.....	182
Figura 9.6: Diseño del Soporte Faldón en el Tratador Térmico.	183
A.10 Curvas para valores de B que se usan en las formulas de recipientes sometidos a presión externa, [8].	198

A.11 Curvas para valores de B que se usan en las formulas de recipientes sometidos a presión externa, [8].	198
A.13 Grafica para determinar la eficiencia aproximada de la combustión del gas natural (1050 BTU/SCF, HHV), en tratadores de emulsión, [5].	200
A.15 Figura de nomenclatura de cabezales y carcasas para intercambiadores de calor, [13].	202
A.16 Figura de nomenclatura de cabezales para 1 y 2 pasos, [13].	203
A.17 Figura arreglos comunes de los tubos para intercambiadores de carcasas y tubos, [13]	204
A.20 Curva para determinar el calor requerido por los fluidos en los tratadores, [5].	207
A.21 Monograma para determinar el calor específico de algunos gases.	208
A.22 Figura para determinar la diferencia de temperatura media logarítmica	209
A.23 Figura para determinar el factor de corrección del intercambiador para un paso, [13].	210
A.32 Figura para determinar la viscosidad del gas en función de la temperatura, [13].	217
A.33 Grafica para determinar la viscosidad del crudo en función de la temperatura y la densidad relativa, [6].	218
A.35 Figura para determinar la conductividad térmica del gas natural en función de la temperatura.	220
A.36 Figura para determinar la conductividad térmica del crudo en función de la temperatura y la gravedad específica, [13].	221

LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1: Datos de proceso de la estación de descarga Santa Ana 2.	43
Tabla 3.2: Datos obtenidos para el diseño del recipiente a presión.	65
Tabla 3.3: Espesores de boquillas para el caso (a), determinado por la Ec (3.43).....	74
Tabla 3.4: Espesores requeridos por el cuerpo o cabezal en la ubicación de la boquillas para el caso (b)(1), determinado por la Ec (3.46).....	75
Tabla 3.3: Espesores requeridos por el cuerpo o cabezal usando la presión externa como presión interna, determinado por la Ec (3.47).....	76
Tabla 3.5: Espesores resultantes de los cuellos por UG-45(b).....	78
Tabla 3.6: Comparación de espesores resultantes para los casos a y b.....	79
Tabla 3.7: Resumen de cálculos obtenidos.	85
Tabla 4.1: Resumen de cálculos obtenidos.	95
Tabla 5.1: Datos para el diseño de la zona de calentamiento y lavado.	98
Tabla 5.2: Resumen de cálculos obtenidos.	108
Tabla 6.1: Resumen de cálculos obtenidos.	113
Tabla 7.1: Condiciones exteriores para el diseño del intercambiador de calor.....	120
Tabla 7.2: Condiciones interiores para el diseño del intercambiador de calor.	120
Tabla 7.3: Resumen de cálculos obtenidos.	155
Tabla 8.1: Datos para el diseño del soporte faldón.	169
Tabla 8.2: Resumen de cálculos obtenidos.	174
Tabla 9.1: Parámetros del proceso en el diseño del Tratador térmico.	175
Tabla 9.2: Parámetros de diseño de la zona de desgasificación.....	177
Tabla 9.3: Parámetros de diseño de la zona de calentamiento y lavado.	178
Tabla 9.4: Parámetros de diseño de la zona de extracción del agua libre.	180
Tabla 9.5: Parámetros de diseño de la zona de separación o sección de coalescencia.	181
.....	181
Tabla 9.6: Parámetros de diseño del soporte Faldón.....	182

A.1	Tabla de tipo y grado de acero al carbono de bajo contenido de aleación, [8] ..	189
A.2	Tabla de propiedades de materiales acero al carbono y de bajo contenido de elementos de aleación de acuerdo a la aplicación [14].	190
A.3	Tabla de valores máximo de esfuerzos permisibles en función de la temperatura [14]	191
A.4	Tabla de dimensiones de tratadores en función del volumen de retención de los líquidos, [5].	192
A.5	Tabla de longitudes de cuerdas y áreas de secciones semi circulares Vs alturas de la cuerda, [5].	193
A.6	Tabla de eficiencia de las juntas en soldaduras de arco eléctrico, [8].....	194
A.7	Tabla de rating para diversos grupos de materiales, [8].....	195
A.8	Figuras de representación de líneas de ayuda para el diseño de recipientes cilíndricos sujetos a la presión de externa, [8].	196
A.9	Curvas para valores de A que se usan en las formulas de recipientes sometidos a presión externa, [8].	197
A.12	Tabla para determina el factor de la velocidad máxima de superficie del gas en el recipiente, [9].	199
A.14	Tabla de tamaño de las gotas para separación líquido-líquido, [12].	201
A.18	Tabla para determinar el Pitch de centro a centro entre tubos de acuerdo al diámetro y el arreglo, [13].....	205
A.19	Tabla de propiedades de los tubos en función de los diámetros, [14].....	206
A.24	Tabla de coeficientes globales de transferencia de calor típicos, [15].	211
A.25	Tabla de coeficientes globales de transferencia de calor típicos, [15].	212
A.26	Tabla de conductividad térmica de algunas aleaciones, [13].	213
A.27	Factor de flujo promedio (FF) y factor de propiedades físicas (FP) para flujo laminar	214
A.28	Factor de diseño mecánico (FM), para hojas de tubos fijos o tubos en U	215
A.29	Factor de corrección (FC), para hojas de tubos fijos o tubos en U	215
A.30	Factor de corrección de transferencia de calor (FE),	216

A.31 Factor de corrección de transferencia de calor para flujo laminar (FA),	216
A.34 Propiedades del agua en función de la temperatura.	219
A.37 Propiedades del agua en función de la temperatura, [13].	221
A.38 Tabla características de los tubos para intercambiadores de calor.....	222
A.39 Tabla de caídas de presiones típicas en intercambiadores de calor.....	222
A.40 Tabla de propiedades de los tubos en función de los diámetros, [14].....	223
A.41 Tabla de propiedades de los tubos en función de los diámetros, [14].....	224

INTRODUCCIÓN

Una instalación de tratamiento de crudo comienza con la separación de los fluidos provenientes del pozo en tres fases (petróleo, gas y agua) y sigue con el procesamiento de cada una de ellas para ponerlas “en especificación” de venta (gas y petróleo) o de reciclaje para uso (agua).

Los tratadores térmicos son equipos empleados para separar emulsiones en campo de petróleo, agua y gas a fin de obtener crudo limpio. Aún cuando existen tratadores verticales u horizontales, el diseño se enfocará en los verticales, por ser éstos los utilizados en el área mayor Anaco (AMA).

Las funciones de los tratadores térmicos es evitar sobrecargas en las líneas de tuberías de transporte hacia las plantas de tratamiento, ahorrar energía de procesamiento en su refinación y cumplir con los requisitos de contenido máximo de agua en el crudo.

Los tratadores térmicos verticales están diseñados en cuatro partes de acuerdo a la norma API SPEC 12-L, las cuales son: La zona de desgasificación, la zona de separación de la emulsión o sección de coalescencia, la zona de extracción del agua libre y la zona de calentamiento y lavado de la emulsión entrante. Para mostrar el diseño realizado el trabajo está desarrollado en los siguientes capítulos:

Capítulo I: En el primer capítulo, se describe brevemente lo que se refiere a PDVSA GAS, y sus distintas áreas de trabajo. Se menciona de igual manera el problema planteado por la empresa, el cual se establece de forma clara y precisa fortaleciéndose con la justificación y la importancia que amerita el tema de estudio para entrar en los objetivos a desarrollar.

Capítulo II: Comprendido por el marco teórico y el principio de funcionamiento del tratador térmico de crudo vertical para lograr la separación de los fluidos.

Capítulo III: Contiene el desarrollo del proyecto referido a los parámetros del proceso y diseño del recipiente a presión de acuerdo al código ASME Sección VIII división I.

Capítulo IV: Establece el diseño de la zona de desgasificación bajo recomendación de la norma API SPEC 12J, para separación bifásica de crudo y gas.

Capítulo V: Radica en el diseño de la zona de calentamiento y lavado basado en recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, ASME División I Sección I.

Capítulo VI: Comprende el diseño de la zona de extracción del agua libre de acuerdo a la norma API SPEC 12-L.

Capítulo VII: Contiene el diseño de la zona de separación de la emulsión o sección de coalescencia contenido en la norma API SPEC 12-L.

Capítulo VIII: Comprendido por el desarrollo del proyecto sobre el cálculo del peso y el soporte faldón del tratador térmico de acuerdo a la norma ASME Sección VIII división I.

Capítulo IX: En este se establecen las conclusiones y recomendaciones del trabajo realizado.

CAPÍTULO 1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 PDVSA GAS

En la actualidad, después de 80 años de iniciado el proceso de desarrollo comercial del crudo, Venezuela avanza en la consolidación del desarrollo de su industria petrolera para afianzar su posición de primer orden en el sector energético mundial. El 30 de Julio de 1975, el Ejecutivo Nacional mediante el decreto Nro. 1123 crea Petróleos de Venezuela, S.A (PDVSA), como empresa nacional, siendo su responsabilidad planificar, coordinar, supervisar y controlar, las actividades de las empresas filiales que la integraron, a partir de la nacionalización el 1 de Enero de 1978, en el ámbito de investigación y apoyo tecnológico.

PDVSA, para ejecutar sus operaciones cuenta con varios distritos operacionales a lo largo del territorio nacional, siendo uno de ellos el distrito Anaco, ubicado en la parte central del estado Anzoátegui, abarcando parte de los estados Guárico y Monagas. Este distrito posee yacimientos petrolíferos productores de hidrocarburos liviano-mediano, condensado, etc. Así como también grandes cantidades de gas natural, las cuales representan el 40% de las reservas probadas del país.

El distrito Anaco, considerado “Centro Gasífero” nacional por contener reservas probadas de gas superiores a los 15.600 millones PCG, está conformado por dos extensas áreas de explotación:

Área Mayor de Anaco (A.M.A), ubicado en la parte norte de la zona central del estado Anzoátegui con un área de 3.160 Km².

Área Mayor Oficina (A.M.O), ubicado en la parte sur de la zona central del estado Anzoátegui con un área de 10.240 Km².

En A.M.A, se distinguen los siguientes campos: Guarío, San Joaquín, Santa Ana, El Toco, El Roble, San Roque, Santa Rosa, Quiamare y la Ceiba.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Actualmente en las áreas mencionadas, se presentan situaciones con los tratadores térmicos de producción, específicamente en las estaciones de descargas, en lo que respecta a la calidad del crudo que sale de los tratadores. Esto se debe al mal estado interno de los equipos y al tiempo de operación, (poseen más de 35 años de fabricación). Los tratadores térmicos son equipos estáticos de producción de crudo utilizados para separar emulsiones de petróleo – agua en sus componentes.

En la actualidad la Gerencia de Mantenimiento de PDVSA GAS Anaco cuenta con una gestión de mantenimiento para los tratadores térmicos basado en compra o repotenciación en estas áreas con el fin de solventar la problemática y optimizar los sistemas de producción de crudo en las estaciones de descargas.

Desafortunadamente PDVSA GAS Anaco depende en su mayoría de los fabricantes de estos equipos de producción, en cuanto a compras mínimas o compra del equipo en sí, (entendiendo por compras mínimas a todo lo que respecta a la instrumentación y accesorios para estos equipos). Considerando que la materia prima para la fabricación se produce en el país y que se cuenta con la capacidad tecnológica y la disponibilidad de la industria petrolera para desarrollar un proyecto para la fabricación de los tratadores térmicos, se plantea la necesidad del diseño de un tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno para el área mayor Anaco, estación de descarga Santa Ana 2. De esta manera, se intenta solventar los requerimientos de producción y ser más independientes de los fabricantes.

El diseño estará regido por la norma API Espec 12L, y debido a la poca información generada por los fabricantes de tratadores térmicos es necesario realizar una investigación para presentar un diseño preliminar tomando en cuenta los parámetros de proceso de la estación de descarga Santa Ana 2, para de esta forma tener una visión clara del sistema de tratamiento térmico del crudo.

1.3 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.3.1 Objetivo general

Diseñar un tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno para el Área Mayor Anaco, estación de descarga Santa Ana 2, aplicando las normas técnicas respectivas.

1.3.2 Objetivos específicos

- Definir los parámetros del proceso.
- Diseñar el recipiente a presión del tratador térmico de crudo vertical.
- Diseñar la zona de desgasificación del tratador térmico.
- Diseñar la zona de calentamiento y lavado del tratador térmico.
- Diseñar la zona de separación de la emulsión o sección de coalescencia del tratador térmico.
- Diseñar la zona de extracción del agua libre del tratador térmico.

1.4 JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA

En la actualidad, dos terceras partes de la producción mundial de crudo se obtienen en forma de emulsión, es decir; una mezcla relativamente estable a ciertas condiciones de agua, crudo y gas que necesariamente debe ser tratada. El agua salada fluye con el aceite en forma de baches (más o menos grandes) o como pequeñas gotas dispersas

en forma estable en la masa del aceite. En el primer caso se trata de una simple mezcla de aceite y agua. En el segundo de una emulsión.

Los problemas de desemulsificación de crudos son cada vez más difíciles de resolver, ya que el aceite producido bajo los modernos métodos de recuperación adquiere un grado mayor de emulsificación. Los métodos de tratamiento de las emulsiones han evolucionado notablemente, desde el simple reposo en vasijas convencionales hasta la aplicación de voltajes eléctricos elevados, pasando por los diferentes métodos mecánicos, térmicos y químicos. Generalmente, el tratamiento de las emulsiones se efectúa combinando los efectos gravitacionales, mecánicos, térmicos, químicos y eléctricos. Aunque el conocimiento de la naturaleza de las emulsiones de agua y aceite ha influido en el establecimiento de la tecnología básica para su tratamiento, los enfoques empíricos para el desarrollo de procesos y productos, en estudios de laboratorio, plantas piloto e instalaciones de campo siguen siendo factores decisivos. El desarrollo de productos químicos que ayudan a la desemulsificación, no es la excepción. Queda manifiesta la importancia de la deshidratación y desalado al nivel más alto posible, mediante la selección apropiada del proceso y equipo de campo. Dentro de un sistema de oleoductos que conducen el aceite a una refinería o a un puerto para su exportación deben manejarse crudos con valores de agua y sal aceptables. Si en algún punto del sistema no se obtiene el crudo bajo condiciones aceptables, debe modificarse o instalarse, una planta de deshidratación para no deteriorar el trabajo ya realizado.

CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

El funcionamiento de los tratadores térmicos es análogo a los separadores bifásicos y trifásicos, aunque su diseño es muy diferente. Se revisaron trabajos específicamente para el diseño de separadores, estudio y evaluación del proceso en tratadores térmicos siendo los más destacados los siguientes:

En el año 1994, González S. Leobando E, realizó, en su trabajo de grado, el diseño de un separador de crudo-gas auto-regulable para presiones variables con dispositivo de alivio. [1]

En este trabajo se diseñó teóricamente un separador gas – líquido para ser utilizado en las operaciones de producción de crudo pesado en la faja petrolífera del Orinoco explotada por la empresa Corpoven, S.A. Adicionalmente, se diseñó un dispositivo que permite al separador operar auto-regulando su presión de trabajo eliminando parte de la instrumentación utilizada por los diseños tradicionales. Con ello el separador podrá operar a una presión fija y con una descarga controlada de líquidos.

En el año 2007, Eusmar Mathey, realizó en su trabajo de grado el estudio del proceso realizado por un tratador térmico vertical para el diseño de un sistema de gestión de calidad basado en la norma ISO 9001:2000 en el área mayor oficina PDVSA Gas Anaco. [2]

Con este trabajo se estudió el proceso de tratamiento del crudo en los tratadores verticales, en virtud de existencia de parámetros definidos que indiquen las

condiciones operacionales que puedan propiciar el correcto funcionamiento de estos equipos. Con ello se mejora la eficiencia operativa de los mismos, las altas temperaturas, el alto consumo de combustible y se minimizan las paradas no planificadas para la ejecución de mantenimientos correctivos. De esta manera se minimizan los costos de mantenimiento mayor, dado que estas actividades requieren de un gran número de personal contratado para su ejecución.

En el año 2007, Ronald J. Navas, realizó, en su trabajo de grado, la evaluación del gas combustible en recipientes tratadores de gas/ crudo ubicados en el área mayor oficina (AMO) de la gerencia de producción gas Anaco, de PDVSA Gas, estado Anzoátegui. [3]

Con este trabajo se evaluó el gas combustible en unos tratadores térmicos verticales de gas/crudo con el propósito de conocer el rango en que debe ser suministrado el gas combustible y optimizar los procesos de producción.

2.2 BASES TEÓRICAS

2.2.1 Tratadores térmicos

Los tratadores térmicos son equipos estáticos de producción de crudo empleados para separar emulsiones de petróleo – agua en sus componentes. Este tratamiento térmico se realiza al fluido emulsionado con la finalidad de producir petróleo limpio y agua salada (agua de proceso). Estos equipos son utilizados en las estaciones de descarga pudiendo encontrarse dos tipos de tratadores: los verticales y los horizontales. Otras funciones de los tratadores es evitar sobrecargas en las tuberías, ahorrar energía de procesamiento y cumplir con los requisitos de contenido máximo de agua en el crudo. [4]

2.2.2 Tipo de tratadores térmicos

Los tratadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor. En los tratadores de tipo directo el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada con el tubo de fuego. Aunque este tipo presenta problemas de sedimentos y de corrosión pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los tratadores indirectos.

En los tratadores indirectos el calor es transferido a través de una cámara de combustión donde la emulsión entra a un serpentín para disminuir la viscosidad de fase y es transportada al tanque de lavado.

Estos tratadores directos operan eficientemente en procesos a baja presión y donde los fluidos manejados no son muy corrosivos.

Los tratadores no son recomendables para remover grandes cantidades de agua libre y esta limitante llega a ser más aguda en yacimientos viejos con gran producción de agua.

En general el calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

- Reduce la viscosidad de la fase continua: un incremento en la temperatura de 10 °F baja la viscosidad de la emulsión por un factor de 2.
- Incrementa el movimiento browniano y la colisión de las gotas de agua para su coalescencia.
- Incrementa la diferencia de densidad entre la salmuera y el crudo
- Promueve una mejor distribución del desemulsificante.
- Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones. Esto se logra manteniendo la temperatura del crudo por

arriba de su punto de nube.

- Debilita la película de emulsificante que rodea a las gotas de agua.

Sin embargo el calentamiento presenta las siguientes desventajas:

- Provoca la migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gas. Esta pérdida de ligeros en el crudo provoca una disminución de volumen del crudo calentado (encogimiento) y una disminución en su gravedad API.
- Incrementa los costos de combustible.
- Incrementa los riesgos en las instalaciones.
- Requieren mayor instrumentación y control.
- Causa depósitos de coke. [4]

2.2.3 Partes de un tratador vertical

Como puede observarse en la figura 2.1, las principales zonas de un tratador vertical de crudo son:

- Zona de desgasificación.
- Zona de separación de la emulsión o sección de coalescencia del agua.
- Zona de calentamiento y lavado.
- Zona de extracción del agua libre.

Y los principales componentes son:

- Tubo de fuego tipo U.
- Tubo igualador de presiones.
- Tubo rebosadero bajante de la emulsión.
- Campana de extracción de los gases.
- Distribuidor.

- Baffles.
- Sifón externo. [5]

2.2.3.1 Zona de desgasificación

Esta zona es la que se encarga de separar el gas de la emulsión entrante en una primera etapa en grandes proporciones, mediante un proceso de decantación proporcionado por baffles, para ser atrapados por la campana de extracción, (Ver figura 2.2). [5]

2.2.3.2 Zona de separación de la emulsión ó sección de coalescencia del agua

Esta zona es la que se encarga de la limpieza del crudo emulsionado, en una segunda etapa, mediante el empleo de baffles divisores y baffles multi-orificios. En la misma se retiene el fluido por un tiempo determinado (denominado tiempo de retención), para garantizar el rompimiento de la emulsión y la coalescencia de las gotas de aguas que precipitan hacia la zona de calentamiento y lavado, (Ver figura 2.2). [5]

2.2.3.3 Zona de calentamiento y lavado

Esta zona es la que se encarga de calentar el crudo emulsionado a una temperatura de tratamiento de acuerdo al tipo de crudo que se maneja, dicha temperatura de tratamiento es suministrada a través de la transferencia de calor entre la caja de fuego y la emulsión. Esta sección es llamada lavado por que la gran proporción de fluido en esta zona es agua del proceso, (Ver figura 2.2). [5]

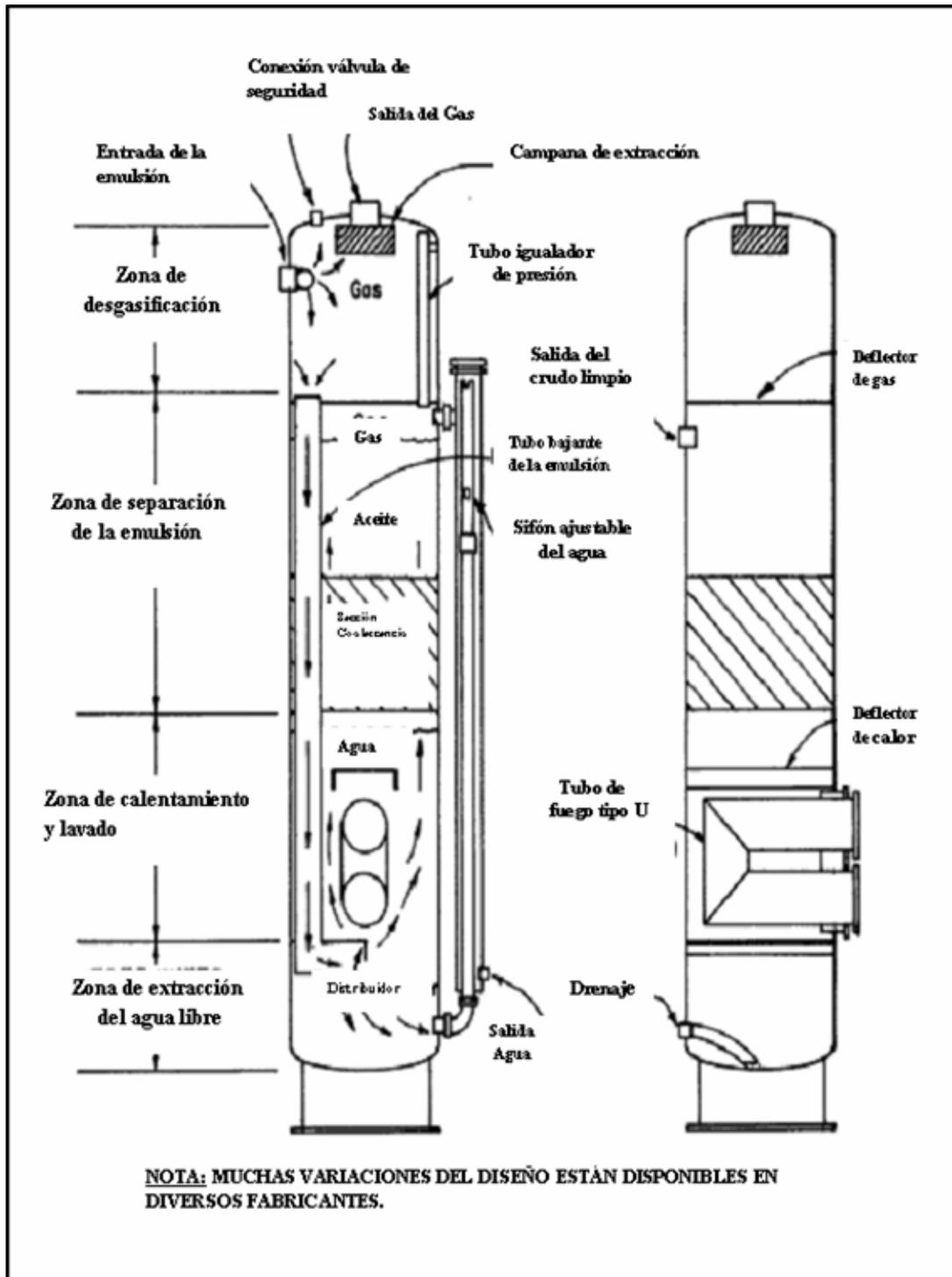


Figura 2.1: Esquema de un tratador de crudo vertical convencional. [5]

2.2.3.4 Zona de extracción del agua libre

Esta zona es la que se encarga de la extracción del agua salada en el equipo mediante el empleo de un sifón externo de acuerdo a los requerimientos de producción. También en esta zona es desalojado el sedimento por medio de un drenaje de acuerdo a los programas de mantenimiento aplicable a los tratadores de crudo verticales, (Ver figura 2.2). [5]

2.2.3.5 Tubo de fuego tipo U

El tubo de fuego es esa porción de la caja de fuego en contacto con los líquidos. El gas natural se utiliza normalmente para encender el tratador a través de un quemador ubicado en el centro del tubo comportándose como un horno. El tubo de fuego consiste normalmente en uno o más tubos en forma de "U" encendidos en un extremo y acoplados a través de una chimenea vertical para la descarga de los gases de combustión para cada tubo en forma de "U". Los tubos de fuego utilizan turbuladores que consisten en una base de baffles diseñados para imprimir turbulencia en la vuelta del tubo de fuego de manera de proporcionar mayor eficiencia a la transferencia de calor al fluido, (Ver figura 2.3). [5]

2.2.3.6 Tubo igualador de presiones

Consiste en un tubo que conlleva los gases producido por el calentamiento en la zona de separación de la emulsión hacia la zona de desgasificación de manera de ser atrapado por la campana de extracción. (Ver figura 2.4). [5]

2.2.3.7 Tubo rebosadero bajante de la emulsión

Consiste en un tubo con un diámetro determinado instalado verticalmente en el interior del equipo que conduce la emulsión de la zona de desgasificación hasta la zona de extracción del agua libre, (Ver figura 2.4). [5]

2.2.3.8 Campana de extracción de los gases

La campana de extracción es un elemento interno diseñado para atrapar el gas producido por la desgasificación y el calentamiento de la emulsión con el fin de garantizar la extracción del gas seco libre de petróleo. Dicho elemento se encuentra ubicado en la parte superior del recipiente específicamente en la zona de desgasificación, (Ver figura 2.4). [5]

2.2.3.9 Distribuidor

Consiste en un arreglo o bafle divisor de la zona de extracción del agua libre y la zona de calentamiento y lavado para el suministro de la emulsión hacia la sección de la caja de fuego con el fin de que el contacto de la emulsión sea uniforme a lo largo del tubo de fuego, previendo el asentamiento del sedimento hacia el cabezal inferior del tratador para ser extraído por el drenaje, (Ver figura 2.4). [5]

2.2.3.10 Baffles

Se entiende por baffles aquellos deflectores de plancha de acero al carbono y/o placas multi-orificios que proporcionan cierto recorrido a la emulsión dependiendo del proceso que se quiera internamente en el tratador, (Ver figura 2.4). [5]

2.2.3.11 Sifón externo

Consiste en un tubo dentro de otro tubo ó tubos concéntricos, donde el agua asciende por el tubo de menor diámetro y sale por una ranura a una determinada altura que depende de la producción que se requiera. Luego es depositada y atrapada por el volumen del tubo concéntrico a una determinada altura de presión que activa automáticamente una válvula de control (KIMRAY) para salir por la parte inferior del sifón hacia la misma válvula de control, (Ver figura 2.4). [5]

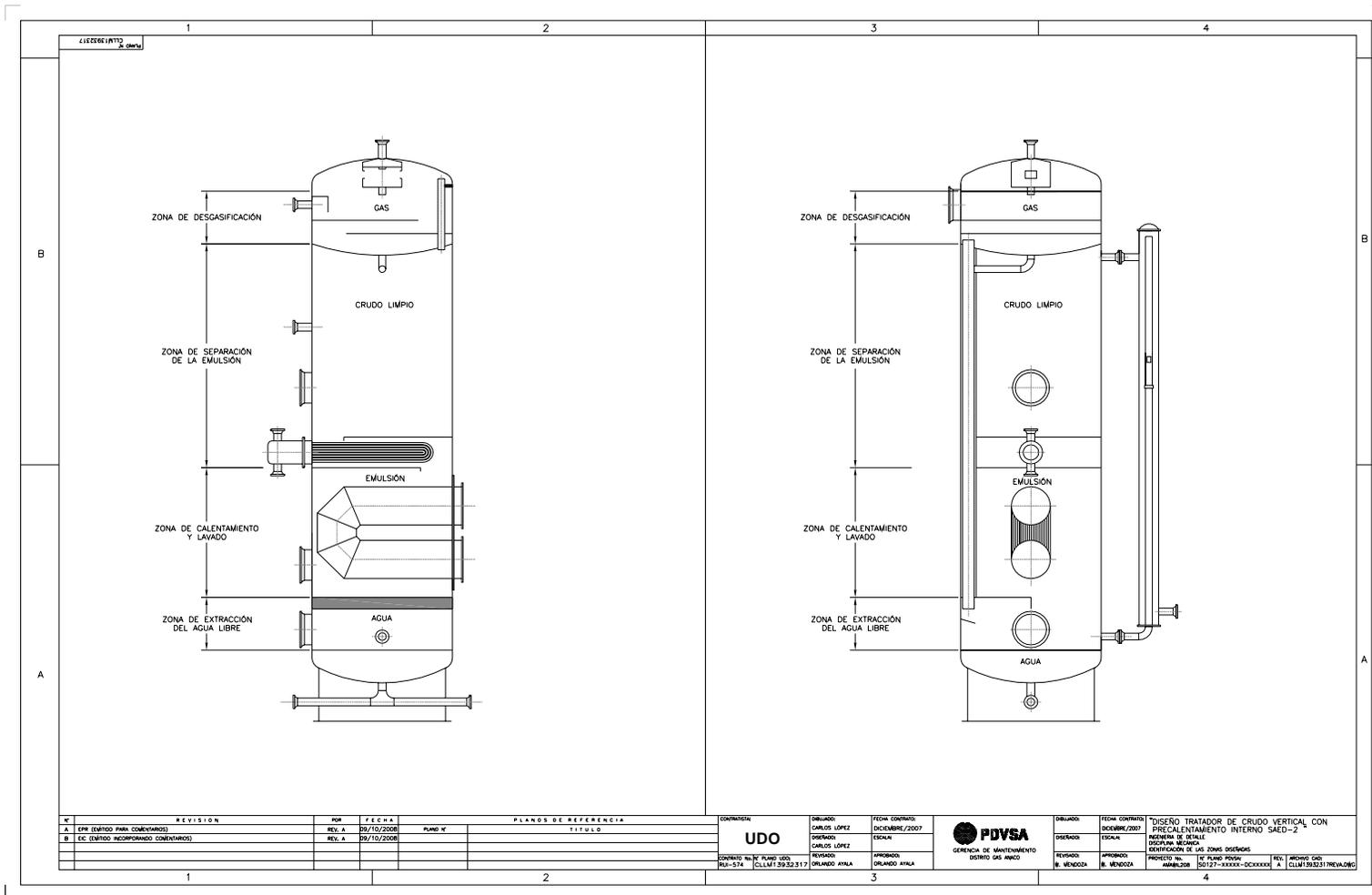


Figura 2.2: Plano de identificación de las zonas del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

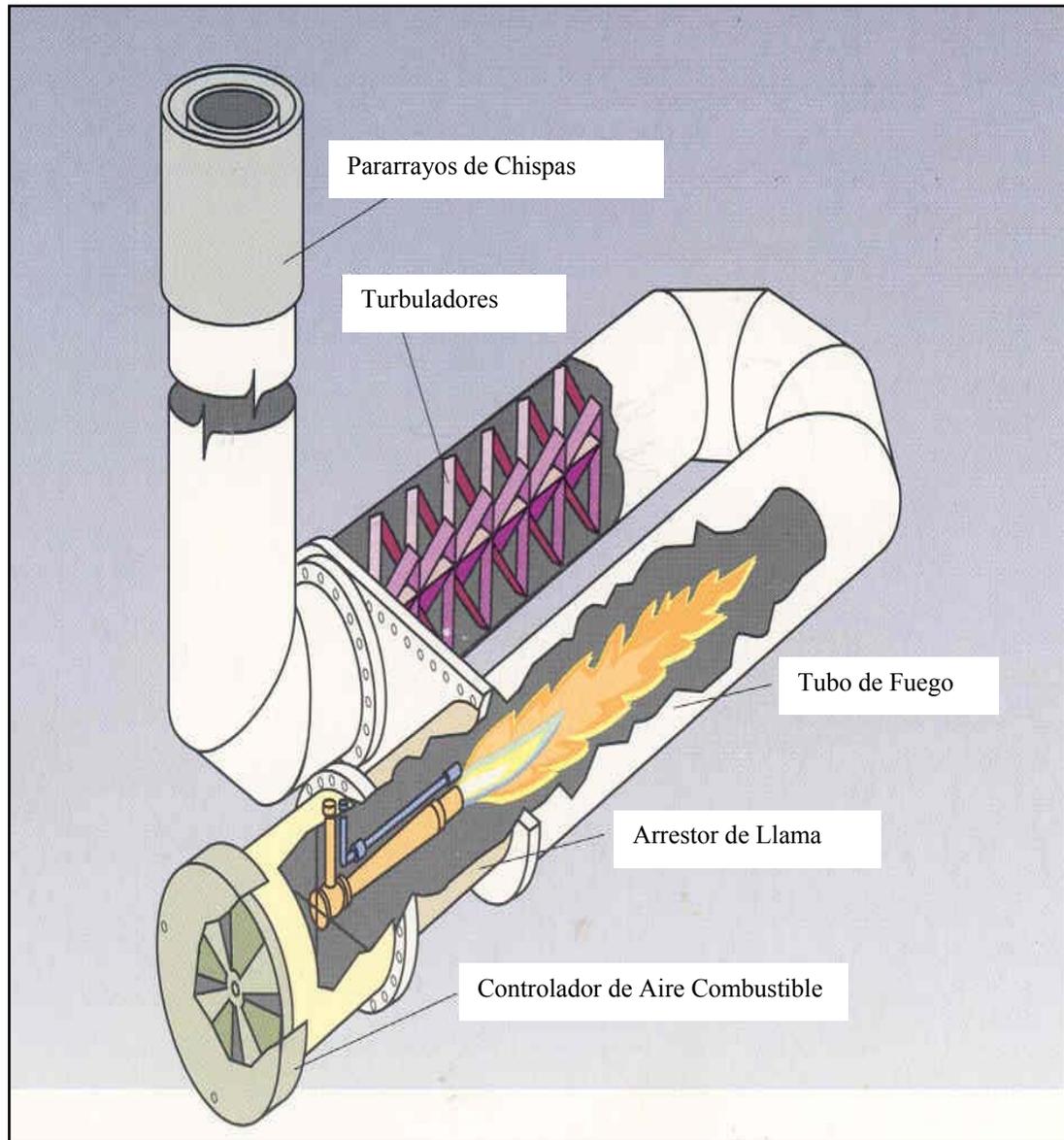


Figura 2.3: Ubicación de elementos interno y externo de una caja de fuego convencional. [5]

2.2.4 Factores que afectan la estabilidad y rompimiento de las emulsiones

Las emulsiones poseen energía interfacial, por esto, son termodinámicamente inestables. Las emulsiones pueden ser rotas por tres mecanismos que son: sedimentación, agregación y coalescencia. La sedimentación se refiere a la caída de

las gotas de agua en el crudo, el agrupamiento de dos o más gotas es llamada agregación y por último la coalescencia ocurre cuando las gotas originales pierden sus identidades y se funden en gotas más grandes reduciendo el área de interfase total. El rompimiento de la emulsión depende de los siguientes parámetros: película interfacial, viscosidad de la fase continua, tamaño de la gota, relación de volumen de fases, temperatura, PH, edad, salinidad de la salmuera y tipo de crudo. [6]

2.2.4.1 Película interfacial

Las gotas dispersas están en constante movimiento, por lo tanto frecuentemente colisionan. Una película interfacial suficientemente fuerte para evitar la coalescencia es absolutamente necesaria para mantener la estabilidad de la emulsión. Una mezcla de surfactantes forma un empaque cerrado, produciendo una película mecánicamente fuerte. [6]

2.2.4.2 Viscosidad de la fase continúa

Una viscosidad alta en la fase externa disminuye el coeficiente de difusión y la frecuencia de colisión de las gotas, por lo que se incrementa la estabilidad de la emulsión. Una alta concentración de las gotas también incrementa la viscosidad aparente de la fase continúa y estabiliza la emulsión. Las emulsiones son, en general, fluidos no newtonianos. [6]

2.2.4.3 Tamaño de la gota

Gotas muy pequeñas producen emulsiones más estables porque las gotas más grandes tienden a atraer a gotas más pequeñas. Una gran distribución de tamaños de partículas produce una emulsión menos estable que una distribución uniforme de tamaño de gota. [6]

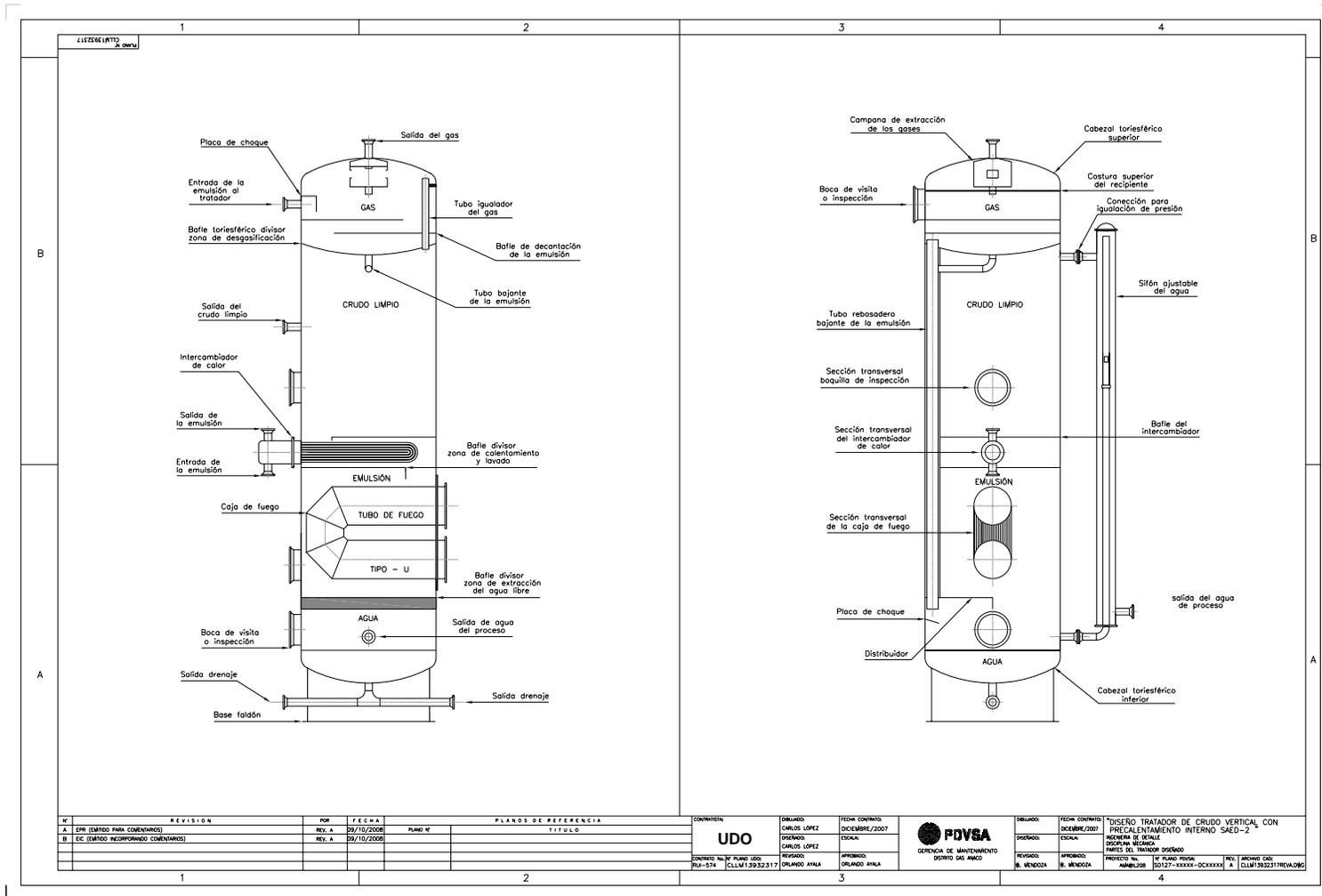


Figura 2.4: Plano de identificación de las partes del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

2.2.4.4 Relación de volumen de fase

Incrementando el volumen de la fase dispersa se incrementa el número de gotas y/o tamaño de gota, el área interfacial y la tensión superficial. La distancia de separación también se reduce y esto incrementa la colisión de las gotas. Todos estos factores reducen la estabilidad de la emulsión. [6]

2.2.4.5 Temperatura

Usualmente, la temperatura tiene un efecto muy fuerte en la estabilidad de la emulsión. Incrementando la temperatura se incrementa la difusión de las gotas, decrece la viscosidad de la fase externa, disminuye la película interfacial y se modifica la tensión superficial. Todos estos cambios decrecientan la estabilidad de la emulsión. [6]

2.2.4.6 Ph

La adición de ácidos cambia radicalmente la formación de películas de asfáltenos y resinas que estabilizan las emulsiones agua/aceite. Ajustando el ph se puede minimizar la película que estabiliza la emulsión e incrementar la tensión superficial. [6]

2.2.4.7 Edad

La edad incrementa la estabilidad de la emulsión porque el tiempo permite que los surfactantes migren a la interfase de la gota. Esta película o piel alrededor de la gota llega a ser más gruesa, más fuerte y más dura. La cantidad de agentes emulsificantes se incrementa por oxidación, fotólisis, evaporación o por la acción de bacterias. [6]

2.2.4.8 Salinidad de la salmuera

La concentración de la salmuera es un factor importante en la formación de emulsiones estables. Agua fresca o salmuera con baja concentración de sal favorecen la estabilidad de las emulsiones. Por el contrario, altas concentraciones de sal

provocan pérdida en la estabilidad de las emulsiones. [6]

2.2.4.9 Tipo de crudo

Los crudos con aceite de base parafínica usualmente no forman emulsiones estables, mientras que los crudos nafténicos y de base mixta forman emulsiones estables. Ceras, resinas, asfáltenos y otros sólidos pueden influenciar la estabilidad de la emulsión. En otras palabras, el tipo de crudo determina la cantidad y tipos de emulsificadores naturales. [6]

2.3 PROCESO DEL TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO VERTICAL CON PRECALENTAMIENTO INTERNO

El equipo moderno está formado por elementos que proporcionan por sí solo, asentamiento, calor y agitación a la emulsión que se trata. Una de estas unidades se ilustra en la fig 2.5. Se puede observar que la emulsión entra por (1) a través de un intercambiador de calor interno que se encuentra instalado en la sección transversal del cuerpo del tratador en la zona de separación. El mismo sirve para precalentar, en una sola etapa, la emulsión con el fin de disminuir la viscosidad del fluido emulsionado. Luego la emulsión precalentada entra por la parte superior del recipiente (2), donde se separa una fracción de la fase gaseosa de la líquida por decantación (Zona de desgasificación) hasta llegar al baffle divisor de la zona en forma de bandeja, para bajar por un tubo (3). Este tubo está situado en el centro de dicha bandeja y se comunica a un tubo rebosadero con mayor diámetro de manera de garantizar la circulación del crudo y evitar posible obstrucción en el mismo (3).

Seguidamente la emulsión baja hasta la parte inferior del recipiente y entra en la zona de extracción de agua libre, en el cual la emulsión tiene contacto con el agua tibia extraída del proceso por sedimentación, dicha agua es extraída por el drenaje que sale por la parte inferior (6), luego se dispersa mediante un distribuidor baffle (4), situado de manera uniforme a lo largo de la caja de fuego en la parte inferior del tubo

en “U”. Luego la emulsión asciende y entra en la zona de calentamiento y lavado, donde las gotas de agua inmersas en la emulsión con diámetro mayor a 10 micras precipitan o coalescen, debido a la temperatura tratamiento que alcanza el agua en esta zona, la emulsión sigue ascendiendo por la acción de la presión a la cual está siendo sometida y por diferencia de densidades entre ambos fluidos. El ascenso va desde la caja de fuego, pasando por el baffle divisor para entrar a la sección del intercambiador de calor que está sumergido en el agua de lavado cuya función es la de transferir calor con la emulsión entrante.

Una vez que la emulsión entra en esta sección, las gotas de agua con un diámetro menor a 10 micras, inmersas en el crudo empiezan a coalescer por la acción de la retención del líquido y por diferencias de densidades. Las gotas grandes formadas precipitan y aumentan el nivel del agua libre. Luego que el agua alcanza un nivel determinado empieza el proceso de extracción del agua mediante el sifón externo.

El crudo precalentado situado en la zona de separación de la emulsión comienza a ser limpiado mediante el mecanismo de coalescencia en un tiempo determinado llamado tiempo de residencia o retención. Este tiempo se garantiza mediante el empleo de baffles filtradores que permiten la retención del líquido con el fin de asentar el crudo y deshidratarlo para salir por (5), hacia los tanques de almacenamiento. Luego el gas generado por el calentamiento o por inmersión en la emulsión sale por (8), a través de un tubo que conduce hasta la parte superior del recipiente en la zona de desgasificación para igualar las presiones, allí el gas es atrapado por la campana de extracción para ventearlo y salir por (9).

Todos los fluidos que salen del tratador para el almacenamiento como lo son: el agua de proceso, el crudo limpio y el gas de venteo, son controlados mediante el empleo de válvulas de control automáticas mecánicas llamadas KIMRAY, las cuales actúan mediante una diferencia de presión determinada por la producción.

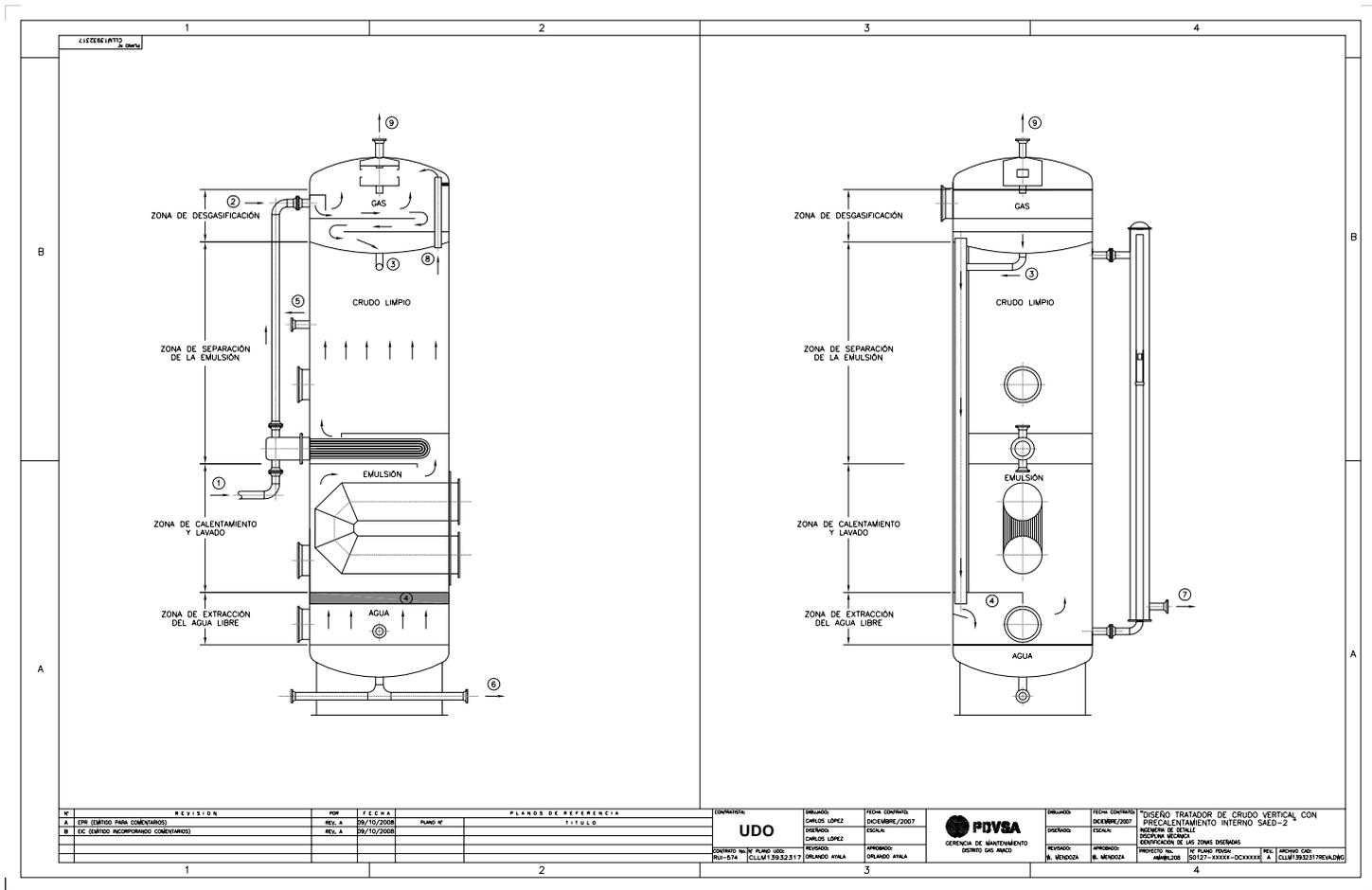


Figura 2.5: Esquema de un tratador convencional de crudo vertical con precalentamiento interno.

CAPÍTULO 3. PARÁMETROS DEL PROCESO Y DISEÑO DEL RECIPIENTE A PRESIÓN

En este capítulo se expresan parámetros de proceso necesarios para el diseño del tratador térmico vertical de la estación de descarga Santa Ana 2, tales como: Flujo del crudo, flujo de agua, porcentaje de agua y sedimento, presión y temperatura de la emulsión, etc, y los procedimientos de cálculos relacionados con el diseño del recipiente a presión bajo las normas del código ASME Sección VIII división I.

3.1 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

3.1.1 Parámetros que se deben tomar en cuenta en el diseño conceptual del tratador

- Cantidad de líquido a manejar.
- Relación crudo – agua.
- Relación gas – crudo.
- Corrosividad del líquido.
- Capacidad del calentador (generación de calor requerido).
- Temperatura de tratamiento del crudo.

Estos seis parámetros relacionan factores importantes en el diseño conceptual del tratador como son: El tiempo de residencia de los líquidos en el tratador para lograr la separación, las dimensiones de la zona de coalescencia, las dimensiones del tubo de calentamiento (caja de fuego), y el tipo de quemador.

Para dimensionar el recipiente se debe conocer los parámetros siguientes:

- Cantidad de líquido que se desea manejar.
- Cantidad de agua que se produce.
- Temperatura de entrada del crudo.
- Tiempo de retención de los líquidos.
- Porcentaje de agua y sedimento
- Temperatura máxima de tratamiento.

3.1.2 Propiedades y selección del material en el diseño del tratador

Todo el material para el diseño del recipiente a presión como lo es: cuerpo del recipiente, baffles y cabezales será SA-516-70, ya que su aplicación en operaciones de servicios se establece para temperaturas moderadas y bajas, de acuerdo a recomendaciones del código ASME Sección VIII división I. (Ver apéndice A.1 y A.2).

El material para el diseño del faldón del recipiente será SA-285 C, según prueba de impacto Charpy y aplicaciones de temperaturas moderadas y bajas, de acuerdo a recomendaciones del código ASME Sección VIII división I. (Ver apéndice A.1 y A.2).

La tolerancia por corrosión se determinó mediante un desgaste de 5 milésima de pulgada por año (1/8 de pulgada en 24 años), satisfaciendo los períodos de reemplazo de estos equipos por la gerencia de mantenimiento mayor de PDVSA GAS para los tratadores de crudos, para un lapso de trabajo de 10 años.

El valor del esfuerzo máximo permisible para el cuerpo y cabezales del recipiente será 17500 Psi. (Ver apéndice A.3).

En la siguiente tabla se expresan datos obtenidos mediante pruebas de pozos, análisis del crudo, análisis del agua y cromatografía de la estación de descarga Santa Ana 2.

Tabla 3.1: Datos de proceso de la estación de descarga Santa Ana 2.

DATOS SAED-2	Fuente	Valor
Flujo emulsionado, Q_e	Pruebas de Pozos SAED-2	2205 BBPD
Flujo de Agua, Q_a	Pruebas de Pozos SAED-2	1395 BAPD
Porcentaje de Agua y Sedimento, %AyS	Pruebas de Pozos SAED-2	63 %
Flujo de Crudo, Q_c	Pruebas de Pozos SAED-2	663 BNPD
Presión de entrada de la emulsión a el intercambiador, P_e	Pruebas de Pozos SAED-2	60 Psi
Temperatura de Entrada de la Emulsión, T_e	Cromatografía SAED-2	105°F
Temperatura Mínima de Tratamiento, $T_{m\acute{i}nt}$	Análisis de Crudo SAED-2	119°F
Temperatura Máxima de Tratamiento, $T_{m\acute{a}xt}$	Análisis de Crudo SAED-2	125°F
Densidad del Agua @ $T_{m\acute{i}nt}$, Presión, ρ_a	Análisis del Agua SAED-2	61,71 Lb/ft ³
Densidad del Agua @ $T_{m\acute{a}xt}$, Presión, ρ_a	Análisis del Agua SAED-2	61,63 Lb/ft ³
Viscosidad del Crudo @ $T_{m\acute{i}nt}$, Presión, μ_c	Análisis de Crudo SAED-2	1,6 cp
Viscosidad del Crudo @ $T_{m\acute{a}xt}$, Presión, μ_c	Análisis de Crudo SAED-2	1,4 cp
Peso Molecular del Gas, M_w	Cromatografía SAED-2	33,02 Lb/Lbmol
Porcentaje de Expansión del Gas, %EGAS	Cromatografía SAED-2	1,05 %
Factor de Compresibilidad del Gas	Cromatografía SAED-2	1,094
Grados API	Pruebas de Pozos SAED-2	48
Porcentaje de Sobre diseño en flujo, F_{sd}	Criterio de Diseño	20%

3.2 FLUJO DE OPERACIÓN

Para el dimensionamiento del tratador térmico es necesario conocer los flujos volumétricos y másicos de operación de los fluidos presentes en el proceso de la SAED-2 tales como: Agua, crudo y gas.

➤ FLUJO MÁSIICO DE OPERACIÓN DEL AGUA

Se determinó el flujo másico de operación del agua a través del flujo volumétrico multiplicado por la densidad, como se muestra a continuación:

$$Q_a = 1395 \text{BAPD}$$

Donde:

BAPD = Barriles de agua por días.

El flujo másico del agua se determinó con la siguiente ecuación:

$$\boxed{q_a = Q_a \times \rho_a} \quad (3.1)$$

$$q_a = 1395 \frac{\text{Bbl}}{\text{Dia}} \times 5,6146 \frac{\text{ft}^3}{\text{Bbl}} \times \frac{\text{Dia}}{24\text{h}} \times 61,71 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} = 20138,97 \text{Lb/h} = \left(2,54 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right)$$

➤ FLUJO MÁSIICO DE OPERACIÓN DEL CRUDO

Se determinó el flujo másico de operación del crudo a través del flujo volumétrico multiplicado por la densidad, como se muestra a continuación:

$$Q_c = 663 \text{BNPD}$$

Donde:

BNPD = Barriles normales de petróleo por días.

La gravedad específica se determinó con la siguiente ecuación:

$$S_c = \frac{141,5}{(131,5 + ^\circ API)} \quad (3.2)$$

Donde:

$^\circ API = 48$.

$$S_c = 0,79$$

La densidad del crudo se determinó con la siguiente ecuación:

$$\rho_{crudo} = S_c \times \rho_{aguaTmint} \quad (3.3)$$

$$\rho_{crudo} = 48,75 \text{ Lb/ft}^3 = \left(780,90 \text{ Kg/m}^3 \right)$$

El flujo másico del crudo se determinó con la siguiente conversión:

$$q_c = 663 \frac{\text{Bbl}}{\text{Dia}} \times 5,6146 \frac{\text{ft}^3}{\text{Bbl}} \times \frac{\text{Dia}}{24\text{h}} \times 48,75 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} = 7561,29 \text{ Lb/h} = \left(0,95 \text{ Kg/s} \right)$$

Flujo total másico de líquido de operación se determinó con la siguiente ecuación:

$$q_{TotalLíquido} = q_a + q_c \quad (3.4)$$

$$q_{TotalLíquido} = 27700,26 \text{ Lb/h} = \left(3,49 \text{ Kg/s} \right)$$

➤ FLUJO MÁSICO DE OPERACIÓN DEL GAS

El flujo másico del gas se determinó mediante la siguiente ecuación:

$$q_g = \%EGas \times q_{TotalLiquiO} \quad (3.5)$$

Donde:

q_g = Flujo másico de expansión del gas, (Lb/h).

%EGAS = Porcentaje de expansión del gas, (1,05%)

$q_{TotalLiquiO}$ = Flujo total másico de líquido de operación, (Lb/h).

$$q_g = 290,85 \text{ Lb/h} = \left(0,037 \text{ Kg/s} \right)$$

3.3 FLUJO DE DISEÑO

Como en todo diseño existen unos parámetros mínimo y máximo de operatividad, por lo tanto es necesario establecer un flujo volumétrico y másico de diseño de acuerdo a la estadística de potencial de crudo de la SAED-2, (Portafolio de oportunidades PVDSA GAS), pronóstico 2004-2023, para un aumento del 20% en la producción. Para ello se tiene:

➤ FLUJO VOLUMÉTRICO Y MÁSICO DE DISEÑO DEL AGUA

Se determinó el flujo volumétrico y másico de diseño del agua multiplicando el porcentaje de sobre diseño (F_{sd}), por el flujo volumétrico (Q_a) y másico (q_a), respectivamente:

$$\boxed{Q_{ad} = Q_a \times Fsd} \quad (3.6)$$

Donde:

Q_{ad} = Flujo de diseño del agua (BAPD).

Q_a = Flujo de agua (BAPD).

Fsd = Porcentaje de sobre diseño en flujo, (20%).

$$Q_{ad} = 1674BAPD$$

El flujo másico de diseño del agua se determinó con la siguiente ecuación:

$$\boxed{q_{ad} = Q_{ad} \times \rho_a} \quad (3.7)$$

$$q_{ad} = 1674 \frac{Bbl}{Dia} \times 5,6146 \frac{ft^3}{Bbl} \times 61,71 \frac{Lb}{ft^3} \times \frac{Dia}{24h} = 24166,76 \frac{Lb}{h} = \left(3,045 \frac{Kg}{s} \right)$$

➤ FLUJO VOLUMÉTRICO Y MÁSIKO DE DISEÑO DEL CRUDO

Se determinó el flujo volumétrico y másico de diseño del crudo multiplicando el porcentaje de sobre diseño (Fsd), por el flujo volumétrico (Q_c) y másico (q_c), respectivamente, como se muestra a continuación:

$$\boxed{Q_{cd} = Q_c \times Fsd} \quad (3.8)$$

Donde:

Q_{cd} = Flujo de diseño del crudo (BNPD).

Q_c = Flujo de crudo (BNPD).

F_{sd} = Porcentaje de sobre diseño en flujo, (20%).

$$Q_{cd} = 795,6 \text{BNPD}$$

El flujo másico de diseño del crudo se determinó con la siguiente ecuación:

$$q_{cd} = Q_{cd} \times \rho_c \quad (3.9)$$

$$q_{cd} = 795,6 \frac{\text{Bbl}}{\text{Dia}} \times 5,6146 \frac{\text{ft}^3}{\text{Bbl}} \times 48,75 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{Dia}}{24\text{h}} = 9073,54 \text{Lb/h} = \left(1,14 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}\right)$$

Flujo total másico de líquido de diseño se determinó con la siguiente expresión:

$$q_{TliqD} = q_{ad} + q_{cd} \quad (3.10)$$

$$q_{TliqD} = 33240,3 \text{Lb/h} = \left(4,19 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}\right)$$

➤ FLUJO MÁSIICO DE DISEÑO DEL GAS

Se determinó el flujo másico de diseño del agua multiplicando el porcentaje de sobre diseño (F_{sd}), por el flujo másico (q_g). Por lo tanto se tiene:

$$q_{gd} = q_g \times F_{sd} \quad (3.11)$$

Donde:

q_{gd} = Flujo másico de diseño del gas, (Lb/h).

q_g = Flujo másico del gas, (Lb/h).

Fsd = Porcentaje de sobre diseño en flujo, (20%).

$$q_{gd} = 349,02 \text{ Lb/h} = \left(4,40 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right)$$

3.4 CÁLCULO DE DIÁMETROS DE BOQUILLAS DE PROCESO

Para el diseño del tratador térmico es importante dimensionar los diámetros de boquillas de proceso de los fluidos que entran y salen del equipo como son: Boquilla de alimentación (mezcla emulsionada), boquilla de salida del crudo limpio, boquilla de salida del gas y boquilla de salida del agua libre.

3.4.1 Boquilla de alimentación al recipiente

El diámetro de la boquilla de alimentación al recipiente se determinó mediante la deducción de la ecuación de continuidad de los caudales $Q = V \times A$, por lo tanto se tiene:

$$D_{BoqAL} = \sqrt{\frac{4 \times Q_m}{\pi \times V_m}} \quad (3.12)$$

Donde:

D_{BoqAL} = Diámetro de boquilla de alimentación, (ft).

Q_m = Flujo de la mezcla, (ft³/s).

V_m = Velocidad de la mezcla, (ft/s).

El flujo másico de la mezcla se determinó mediante la siguiente expresión:

$$q_m = q_{cd} + q_{ad} + q_{gd} \quad (3.13)$$

Donde:

q_{cd} = Flujo másico de diseño del crudo, (Lb/h).

q_{ad} = Flujo másico de diseño del agua, (Lb/h).

q_{gd} = Flujo másico de diseño del gas, (Lb/h).

$$q_m = 33589,32 \text{ Lb/h} = \left(4,23 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \right)$$

La densidad de la mezcla se determinó mediante la ecuación:

$$\rho_m = (1 - \lambda_v) \times \rho_g + \lambda_v \times \rho_L \quad (3.14)$$

Donde:

ρ_m = Densidad de la mezcla emulsionada, (Lb/ft³).

ρ_g = Densidad del gas, (Lb/ft³).

λ_v = Fracción másica de los fluidos que alimentan el tratador.

ρ_L = Densidad de los líquido en el tratador, (Lb/ft³).

La fracción másica de los fluidos que alimenta al tratador se determinó mediante la siguiente expresión:

$$\lambda_v = \frac{q_{TliqD}}{q_{TliqD} + q_{gd}} \quad (3.15)$$

$$\lambda_v = 0,99$$

La densidad del gas se determinó mediante la ecuación:

$$\rho_g = \frac{P \times M_w}{R \times T} \quad (3.16)$$

Donde:

P = Presión de diseño, (65 Psi).

M_w = Peso molecular del gas, (33,02 Lb/Lbmol).

R = Constante universal de los gases, (10,73164 Psi-ft³/Lbmol-R).

T = Temperatura de diseño, (155,4 °F).

$$\rho_g = 0,3246 \text{ Lb/ft}^3 = \left(5,20 \text{ Kg/m}^3 \right)$$

Sustituyendo estos valores se tiene:

$$\rho_m = (1 - 0,99) \times 0,3246 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} + 0,99 \times \left(48,75 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} + 61,71 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} \right)$$

$$\rho_m = 109,36 \text{ Lb/ft}^3 = \left(1751,78 \text{ Kg/m}^3 \right)$$

La velocidad de la mezcla en la boquilla del recipiente sin malla se determinó mediante la siguiente ecuación recomendada por la norma PDVSA N° MDP-03-S03:

$$\boxed{V_m = \frac{45}{\sqrt{\rho_m}}} \quad (3.17)$$

Donde:

V_m = Velocidad de la mezcla, (ft/s).

ρ_m = Densidad de la mezcla, (Lb/ft³).

$$V_m = \frac{45}{\sqrt{109,36}} = 4,30 \text{ ft/s} = (1,31 \text{ m/s})$$

Se determinó el flujo volumétrico de la mezcla emulsionada mediante la ecuación:

$$\boxed{Q_m = \frac{q_m}{\rho_m}} \quad (3.18)$$

$$Q_m = 307,14 \text{ ft}^3/\text{h} = 0,0853 \text{ ft}^3/\text{s} = (0,00242 \text{ m}^3/\text{s})$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (3.12), se tiene:

$$D_{BoqAL} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0853 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{\pi \times 4,30 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}} = 0,159 \text{ ft}$$

$$D_{BoqAL} = 0,159 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{\text{ft}} = 1,908 \text{ in} = (4,85 \text{ cm})$$

Nota: Las recomendaciones de la norma PDVSA N° MDP-03-S03, referente a boquillas de proceso, se consideran firmes excepto cuando:

- Se tienen tambores verticales con entradas tangenciales horizontales, (no aplica para el caso del tratador).
- Se tienen los tamaños de las tuberías de interconexión, y éstos son más grandes que los obtenidos por estas recomendaciones, (aplica para caso del tratador).
- Debido a limitaciones en los internos que se puedan usar en el tambor, y debido al tipo de fluido alimentado, se requiera de tener flujo bifásico anular en la entrada, (no aplica para el caso del tratador).

Tomando en consideración los argumentos anteriormente descrito de la norma PDVSA N° MDP-03-S03, se seleccionó un diámetro nominal comercial de boquilla de alimentación 3 ½”, (Ver figura 3.1), referente a la ubicación de la boquilla por recomendación de la norma API SPEC 12-L.

3.4.2 Boquilla de salida del crudo limpio en el recipiente

El diámetro de la boquilla de salida del crudo limpio se determinó mediante la deducción de la ecuación de continuidad de los caudales $Q = V \times A$, por lo tanto se tiene:

$$D_{BoqSc} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{cd}}{\pi \times V_c}} \quad (3.19)$$

Donde:

D_{BoqSc} = Diámetro de boquilla de salida del crudo, (ft).

Q_{cd} = Flujo de crudo en la salida, (ft³/s)

V_c = Velocidad del crudo en la salida, (ft/s).

$$Q_{cd} = 795,6 \frac{Bbl}{Dia} \times 5,6146 \frac{ft^3}{Bbl} \times \frac{Dia}{24h} \times \frac{h}{3600s} = 0,0517 \frac{ft^3}{s} = (0,00146 \frac{m^3}{s})$$

La velocidad del crudo en la boquilla del recipiente sin malla se determinó mediante la siguiente ecuación recomendada por la norma PDVSA N° MDP-03-S03:

$$V_c = \frac{45}{\sqrt{\rho_c}} \quad (3.20)$$

$$V_c = \frac{45}{\sqrt{48,75 \frac{Lb}{ft^3}}} = 6,45 \frac{ft}{s} = (1,97 \frac{m}{s})$$

$$D_{BoqSc} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0517 \frac{ft^3}{s}}{\pi \times 6,45 \frac{ft}{s}}} = 0,1010 \text{ ft}$$

$$D_{BoqSc} = 0,1010 \text{ ft} \times \frac{12in}{ft} = 1,21in = (3,07cm)$$

Tomando en consideración los argumentos obtenidos en el subtítulo 3.4.1, en la nota concluyente, referido a la norma PDVSA N° MDP-03-S03; se seleccionó un diámetro nominal comercial de boquilla de salida del crudo limpio 3 ½", (Ver figura 3.1), referente a la ubicación de la boquilla por recomendación de la norma API SPEC 12-L.

3.4.3 Boquilla de salida del gas en el recipiente

El diámetro de la boquilla de salida del gas se determinó mediante la deducción de la ecuación de continuidad de los caudales $Q = V \times A$, por lo tanto se tiene:

$$D_{Boqg} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{gd}}{\pi \times V_g}} \quad (3.21)$$

Donde:

D_{Boqg} = Diámetro de boquilla de salida del gas, (ft).

Q_{gd} = Flujo de diseño del gas en la salida, (ft³/s).

V_g = Velocidad del gas en la salida, (ft/s).

La velocidad del gas en la boquilla del recipiente sin malla se determinó mediante la siguiente ecuación recomendada por la norma PDVSA N° MDP-03-S03:

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}} \quad (3.22)$$

Donde:

ρ_g = Densidad del gas a las condiciones de diseño calculada en el subtítulo 3.4.1, concerniente a boquilla de alimentación al recipiente, (0,3246 Lb/ft³).

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{0,3246 \frac{Lb}{ft^3}}} = 105,31 \frac{ft}{s} = (32,10 \frac{m}{s})$$

El flujo volumétrico del gas se determinó mediante la ecuación:

$$Q_g = \frac{q_g}{\rho_g} \quad (3.23)$$

Donde:

Q_g = Flujo volumétrico del gas, (ft³/h)

q_g = Flujo másico del gas, (349,02 Lb/h).

$$Q_g = 1075,23 \frac{ft^3}{h} = 0,2987 \frac{ft^3}{s} = \left(0,00846 \frac{m^3}{s}\right)$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (3.21), se tiene:

$$D_{Boqg} = \sqrt{\frac{4 \times 0,2987 \frac{ft^3}{s}}{\pi \times 105,31 \frac{ft}{s}}} = 0,06 \text{ ft}$$

$$D_{Boqg} = 0,06 \text{ ft} \times 12 \frac{in}{ft} = 0,72 \text{ in} = (1,83 \text{ cm})$$

Tomando en consideración los argumentos obtenidos en el subtítulo 3.4.1, en la nota concluyente, referido a la norma PDVSA N° MDP-03-S03; se seleccionó un diámetro nominal comercial de boquilla de salida del gas 3 ½", (Ver figura 3.1), referente a la ubicación de la boquilla recomendada de la norma API SPEC 12-L.

3.4.4 Boquilla de salida del agua libre en el recipiente

El diámetro de la boquilla de salida del agua libre se determinó mediante la

deducción de la ecuación de continuidad de los caudales $Q = V \times A$, por lo tanto se tiene:

$$D_{BoqSa} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{ad}}{\pi \times V_a}} \quad (3.24)$$

Donde:

D_{BoqSa} = Diámetro de boquilla de salida del agua libre, (ft).

Q_{ad} = Flujo volumétrico de agua en la salida, (ft^3/s).

V_a = Velocidad del agua en la salida, (ft/s).

$$Q_{ad} = 1.674 \frac{Bbl}{Dia} \times 5,6146 \frac{ft^3}{Bbl} \times \frac{Dia}{24h} \times \frac{h}{3600s} = 0,109 \frac{ft^3}{s} = (0,0031 \frac{m^3}{s})$$

La velocidad del agua libre en la boquilla del recipiente sin malla se determinó mediante la siguiente ecuación recomendada por la norma PDVSA N° MDP-03-S03:

$$V_a = \frac{45}{\sqrt{\rho_{agua} T_{mín}}} \quad (3.25)$$

$$V_a = \frac{45}{\sqrt{61,71 \frac{Lb}{ft^3}}} = 5,73 \frac{ft}{s} = (1,74 \frac{m}{s})$$

$$D_{BoqSa} = \sqrt{\frac{4 \times 0,109 \frac{ft^3}{s}}{\pi \times 5,73 \frac{ft}{s}}} = 0,156 ft$$

$$D_{BoqSa} = 0,156.ft \times \frac{12in}{ft} = 1,87in = (4,75cm)$$

Tomando en consideración los argumentos obtenidos en el subtítulo 3.4.1, en la nota concluyente, referido a la norma PDVSA N° MDP-03-S03; se seleccionó un diámetro nominal comercial de boquilla de salida del agua libre 3 ½”, (Ver figura 3.1), referente a la ubicación de la boquilla por recomendación de la norma API SPEC 12-L.

3.5 DIMENSIONAMIENTO DEL TRATADOR

3.5.1 Cálculo del volumen de retención de los líquidos en el recipiente

La capacidad líquida del tratador dependerá del tiempo de retención de los líquidos en el recipiente. El volumen de retención de los líquidos se determinó mediante la siguiente ecuación, recomendada por la norma API SPEC 12-L, [5].

$$V_r = \frac{Q_e \times T_r}{1440} \quad (3.26)$$

Donde:

V_r = Volumen de retención (Bbl)

Q_e = Flujo emulsionado (Bbl/Días)

T_r = Tiempo de retención (min)

➤ **VOLUMEN DE RETENCIÓN DEL CRUDO**

El tiempo de residencia del crudo en el tratador juega un papel importante en la separación, este tiempo está relacionado con la zona separación o sección de coalescencia, y está comprendido entre 30 y 100 minutos de acuerdo a recomendación de la norma API SPEC 12-L.

Se determinó el tiempo de retención del crudo por promedio entre el tiempo mínimo y el máximo de retención recomendado por la norma, como se muestra a continuación:

$$T_{rc} = \frac{30 \text{ min} + 100 \text{ min}}{2} = 65 \text{ min}$$

Por lo tanto el volumen de retención del crudo será:

$$V_{rc} = \frac{Q_{cd} \times T_{rc}}{1440} = 36 \text{ Bbl} = (5,72 \text{ m}^3)$$

➤ **VOLUMEN DE RETENCIÓN DEL AGUA**

El tiempo de residencia del agua en la zona de extracción del agua libre, está comprendido en un rango de 15 a 30 minutos de acuerdo a la recomendación de la norma API SPEC 12-L.

Se determinó el tiempo de retención del agua por promedio entre el tiempo mínimo y el máximo de retención recomendado por la norma, como se muestra a continuación:

$$T_{ra} = \frac{15 \text{ min} + 30 \text{ min}}{2} = 23 \text{ min}$$

Por lo tanto el volumen de retención del agua será:

$$V_{ra} = \frac{Q_{ad} \times T_{ra}}{1440} = 27 \text{ Bbl} = (4,29 \text{ m}^3)$$

Nota: Se seleccionó un tratador vertical 6 pies (1,83m) de diámetro por 20 pies (6,10m) de longitud de costura a costura de la norma API SPEC 12-L, con volumen de retención máximo del crudo 44,2 Bbl y volumen de retención máximo del agua 27,5 Bbl, (Ver Apéndice A.4 y figura 3.1).

3.5.2 Cálculo del tiempo de retención máximo de los líquidos en el recipiente seleccionado

Como se seleccionó un tratador térmico vertical con volúmenes de retención mayores a los obtenidos anteriormente sumido por el criterio del promedio entre el tiempo de retención mínimo y máximo, establecido para el agua en (27,5Bbl) y para el crudo en (44,2Bbl), entonces se determinó los tiempos de retención máximos de los líquidos deducidos de la Ec (3.26), por lo tanto se tiene, [5]:

$$T_r = \frac{1440 \times V_r}{Q_e}$$

➤ TIEMPO DE RETENCIÓN MÁXIMO DEL CRUDO

$$T_{rc} = 80 \text{ min}$$

➤ **TIEMPO DE RETENCIÓN MÁXIMO DEL AGUA**

$$T_{ra} = 24 \text{ min}$$

Nota: Los tiempos de retención máximos de los líquidos cumplen con las recomendaciones especificadas en la norma API SPEC 12-L, por lo tanto son aceptadas las dimensiones del tratador térmicovertical.

3.6 CÁLCULO DE ALTURAS DE LOS LÍQUIDOS EN EL RECIPIENTE

El nivel de los líquidos se tiene mediante la deducción de la ecuación del volumen de un cilindro:

$$HHLL = \frac{V_r}{\frac{\pi}{4} \times D^2} \quad (3.28)$$

Donde:

HHLL = Nivel alto-alto de líquido (ft).

V_r = Volumen de retención (ft³).

D = Diámetro interno del tratador (ft).

➤ **ALTURA DEL CRUDO EN EL RECIPIENTE**

Para este caso se determinó el nivel alto-alto del crudo considerando un volumen ocupado por el tubo bajante de la emulsión el cual se encuentra en la zona de separación de la emulsión hacia la zona de extracción del agua libre, aislado por una plancha 3/8" de espesor para material SA-516-70, mediante sus dimensiones (Ver figura 3.1), formando un semi-círculo en la sección transversal del recipiente.

$$V_{rc} = V_{Cilindro} - V_{Semi-circulo} \quad (3.29)$$

Donde:

V_{rc} = Volumen máximo de retención del crudo (ft³).

$V_{Cilindro}$ = Volumen del cilindro (ft³).

$V_{Semi-circulo}$ = Volumen del semi-circulo (ft³).

$$V_{rc} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times HHLLc - A_{Semi-circulo} \times HHLLc \quad (3.30)$$

Donde:

D = Diámetro interno del tratador (ft).

HHLLc = Nivel alto-alto de liquido del crudo (ft).

$A_{Semi-circulo}$ = Área del semi-circulo (ft).

Utilizando el área del semi-circulo recomendada por la norma PDVSA MDP-03-S-03, expresada en longitudes de cuerdas y áreas de secciones semi circulares Vs altura de la cuerda, (Ver apéndice A.5), se tiene:

$$A_{Semi-circulo} = r^2 \times (\theta - Sen \theta) \quad (3.31)$$

Donde:

r = Radio interno del tratador (ft).

θ = Ángulo que forma el área del segmento con respecto al centro del tratador

(67°), (Ver figura 3.1).

Llevando el ángulo a radianes, se tiene:

$$\theta = \frac{2 \times \pi}{360^\circ} \times 67^\circ = 1,17 \text{ rad}$$

Sustituyendo la Ec (3.31), en la Ec (3.30), se tiene:

$$V_{rc} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times HLLC - r^2 \times (\theta - \text{Sen } \theta) \times HLLC \quad (3.32)$$

Despejando la *HLLC* de la Ec (3.32), se tiene:

$$HLLC = \frac{V_{rc}}{\frac{\pi}{4} \times D^2 - r^2 \times (\theta - \text{Sen } \theta)} \quad (3.33)$$

$$V_{rc} = 44,2 \text{ Bbl} \times 5,6146 \frac{\text{ft}^3}{\text{Bbl}} = 248,17 \text{ ft}^3$$

$$HLLC = 9,53 \text{ ft} = (2,91 \text{ m})$$

➤ ALTURA DEL AGUA EN EL RECIPIENTE

Para este caso se considera el volumen del cabezal toriesférico inferior mediante el volumen de una semi-elipse, (Ver figura 3.1), para sus dimensiones.

$$V_{\text{Cabezal}} = \pi \times h^2 \times \left(R - \frac{h}{3} \right)$$

Donde:

V_{Cabezal} = Volumen del cabezal inferior (ft).

h = Altura media del cabezal (1,09 ft).

R = Radio interno del tratador (3 ft).

$$V_{\text{Cabezal}} = 9,84 \text{ ft}^3$$

$$\boxed{V_{r_{\text{Total}a}} = V_{ra} - V_{\text{Cabezal}}} \quad (3.35)$$

Donde:

$V_{r_{\text{Total}a}}$ = Volumen de retención total del agua en el recipiente considerando el volumen del cabezal inferior (ft³).

$$V_{ra} = 27,5 \text{ Bbl} \times 5,6146 \frac{\text{ft}^3}{\text{Bbl}} = 154,40 \text{ ft}^3$$

$$V_{r_{\text{Total}a}} = 144,56 \text{ ft}^3$$

Aplicando la Ec (3.28), para el agua se tiene:

$$HLLa = \frac{V_{r_{\text{Total}a}}}{\frac{\pi}{4} \times D^2}$$

$$HLLa = 5,11 \text{ ft} = (1,56 \text{ m})$$

Nota: Este nivel alto-alto de líquido del agua es medido desde la costura inferior del recipiente referente a la figura 3.1.

3.7 CÁLCULO DE ESPESORES POR PRESIÓN INTERNA

En el diseño del tratador térmico vertical es importante determinar los espesores de pared gobernados por la presión interna de diseño en el recipiente. Tales como: Espesor del cuerpo cilíndrico, espesor de los cabezales y el espesor de las boquillas de proceso, para ello se consideró las recomendaciones del código ASME Sección VIII división I.

En la siguiente tabla se expresan datos obtenidos mediante pruebas de pozos, análisis del crudo, criterios de diseño, y recomendaciones del código ASME Sección VIII división I.

Tabla 3.2: Datos obtenidos para el diseño del recipiente a presión.

Código de Diseño	ASME Sección VIII división I	
DESCRIPCIÓN DE LOS DATOS	FUENTE	VALOR
Presión de Operación, P_o	Pruebas de Pozos SAED-2	50 Psi
Presión de Diseño, P	Criterio de Diseño	65 Psi
Temperatura de Operación, T_o	Análisis de Crudo SAED-2	125 °F
Temperatura de Diseño, T	Criterio de Diseño SAED-2	155,4 °F
Material de Cabezales Toriesférico Esfuerzo Máximo Permisible, SA516-70, S	Apéndice A3	17500 Psi
Diámetro del Recipiente, D	Apéndice B1	6 ft
Radio del Recipiente, R	Apéndice B1	36 in
Longitud del Tratador Costura a Costura, L_t	Apéndice B1	20 ft

Tabla 3.2: Continuación.

Cuerpo de Recipiente Esfuerzo Máximo Permisible del Material, SA516-70, S	Apéndice A3	17500 Psi
Factor de Corrosión, Fc	ASME-UG25	0,125 in
Eficiencia de Juntas en Soldadura, E	ASME-UW3 Tabla UW12	100%
Radio Interno de la Corona, L	Apéndice B1	72 in

3.7.1 Cálculo de espesor del cuerpo

El espesor del cuerpo se determinó según parte UG-27 Sección VIII División I. Pressure Vessel code. (2004) de la Norma ASME, para cuerpos cilíndricos, [8]:

$$t_1 = \frac{P \times R}{(S \times E) - 0,6 \times P} \quad \text{y} \quad t_2 = \frac{P \times R}{2 \times (S \times E) - 0,4 \times P} \quad (3.36)$$

$$t \rightarrow t_1 \text{ Si } t_1 > t_2$$

$$t \rightarrow t_2 \text{ Si } t_2 > t_1$$

Donde:

t_1 = Espesor mínimo requerido por esfuerzo circunferencial (in).

t_2 = Espesor mínimo requerido por esfuerzo longitudinal (in).

t = Espesor mínimo requerido del cuerpo (in).

P = Presión interna de diseño (Psi).

R = Radio interno del recipiente (36 in), (Ver figura 3.1), para sus dimensiones.

S = Esfuerzo máximo permisible (Psi).

E = Eficiencia de la junta =1 (Según parte UW-12, de la sección VIII, división I, Pressure Vessel Code. (2004) de la norma ASME). (Ver Apéndice A.6)

F_c = Factor de tolerancia por corrosión.

$$t_1 = \frac{65\text{Psi} \times 36\text{in}}{(17500\text{Psi} \times 1) - 0,6 \times 65\text{Psi}} = 0,1340\text{in} \text{ y}$$

$$t_2 = \frac{65\text{Psi} \times 36\text{in}}{2 \times (17500\text{Psi} \times 1) + 0,4 \times 65\text{Psi}} = 0,0668\text{in}$$

Tomando el mayor valor entre t_1 y t_2 y corrigiendo por corrosión, se tiene:

$$\boxed{t = t_1 + Fc} \quad (3.37)$$

$$t = 0,1340\text{in} + 0,125\text{in} = 0,259\text{in} \text{ (6,58mm)}$$

Llevando este valor a espesor comercial, se tiene:

$$t = 3/8\text{in} \text{ (9,53mm)}$$

3.7.1.1 MPTP (Máxima Presión de Trabajo Permitida), para el espesor del cuerpo por presión interna

Como el espesor del cuerpo es gobernado por el cálculo de esfuerzos circunferenciales, de UG-27 del código ASME sección VIII división I, se tiene, [8]:

$$\boxed{MPTP = \frac{S \times E \times t}{R + 0,6 \times t} - P_s} \quad (3.38)$$

Donde:

P_s = Presión estática en el fondo del cabezal, debido al peso de los líquidos contenidos en el recipiente.

$$P_s = \gamma_a \times h_a + \gamma_c \times HHLLc \quad (3.39)$$

Donde:

γ_a = Peso específico del agua @ presión, temperatura mínima de tratamiento (N/m³).

γ_c = Peso específico del crudo @ presión, temperatura mínima de tratamiento (N/m³).

h_a = Máxima altura del agua hasta el centro del cabezal inferior (1,99m), Ver figura 3.1.

HHLLc = Nivel alto-alto de líquido del crudo en el recipiente (m).

$$\gamma_a = \rho_a \times g \quad \text{y} \quad \gamma_c = \rho_c \times g \quad (3.40)$$

Donde:

ρ_a = Densidad del agua @ presión, temperatura mínima de tratamiento (Kg/m³)

ρ_c = Densidad del crudo @ presión, temperatura mínima de tratamiento (Kg/m³)

g = Constante de Gravedad (9,81m/s²)

$$\gamma_a = 991 \text{ Kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 = 9721,71 \text{ N/m}^3$$

$$\gamma_c = 780,90 \text{ Kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 = 7660,63 \text{ N/m}^3$$

$$P_s = 9721,71 \text{ N/m}^3 \times 1,99 \text{ m} + 7660,63 \text{ N/m}^3 \times 2,91 \text{ m} = 41638,64 \text{ Pa}$$

$$P_s = 41638,64 \text{ Pa} \times \frac{1 \text{ Psi}}{6894,78 \text{ Pa}} = 6,04 \text{ Psi}$$

$$MPTP = \frac{17500Psi \times 1 \times (0,375in - 0,125in)}{36in + 0,6 \times (0,375in - 0,125in)} - 2,34Psi$$

$$MPTP = 114,98Psi$$

3.7.3 Cálculo de espesor del cabezal inferior

Para el cálculo del espesor del cabezal se empleó la parte UG-32(e) del código ASME sección VIII división I. De acuerdo a esto se tiene la siguiente ecuación para cabezal toriesférico, [8]:

$$t = \frac{0,885 \times P \times L}{S \times E - 0,1 \times P} \quad (3.41)$$

Donde:

t = Espesor mínimo requerido del cabezal (in).

P = Presión interna de diseño (Psi).

S = Esfuerzo máximo permisible (Psi).

L = Radio interno de la corona (72 in), (Ver figura 3.1), para sus dimensiones.

E = Eficiencia de la junta =1 (Según parte UW-12, de la sección VIII, división I, Pressure Vessel Code. (2004) de la norma ASME). (Ver Apéndice A.6).

$$t = \frac{0,885 \times 65Psi \times 72in}{17500Psi \times 1 - 0,1 \times 65Psi} = 0,2368in$$

Agregando tolerancia por corrosión:

$$t = 0,2368in + 0,125in = 0,3618in \quad (9,19mm)$$

Llevando este valor a espesor comercial, se tiene:

$$t = 3/8in \quad (9,53mm)$$

Presión hidrostática de los líquidos en el recipiente:

$$P_s = 9721,71N/m^3 \times 1,99m + 7660,63N/m^3 \times 2,91m = 41638,64Pa$$

$$P_s = 41638,64Pa \times \frac{1Psi}{6894,78Pa} = 6,04Psi$$

3.7.3.1 MPTP (Máxima Presión de Trabajo Permitida), para el espesor de los cabezales por presión interna

Se determinó la MPTP para el espesor de los cabezales de acuerdo a UG-32(e) del código ASME sección VIII división I, por lo tanto se tiene [8]:

$$MPTP = \frac{S \times E \times t}{0,885 \times L + 0,1 \times t} - P_s \quad (3.42)$$

$$MPTP = \frac{17500Psi \times 1 \times (0,5in - 0,125in)}{0,885 \times 72in + 0,1 \times (0,5in - 0,125in)} - 6,04Psi$$

$$MPTP = 96,89Psi$$

Hasta este punto el MPTP correspondiente es de 96,89 Psi.

3.7.5 Cálculo de espesores de las boquillas de proceso

Los cálculos de los espesores de las boquillas se realizarán de acuerdo con UG-45 del Código ASME sección VIII, división I [8].

3.7.5.1 MPTP (Máxima Presión de Trabajo Permitida), definitiva en el diseño del recipiente a presión

Según ASME B16.5a Tabla 2 del apéndice A.7 a 155,4 °F y 65 psi de presión el rating adecuado es 150 #, las cuales tienen un MPTP de 260 psig [8].

El MPTP definitiva del recipiente es 96,89 Psi, debido que es el mayor valor de la presión que puede resistir el recipiente en su cabezal inferior.

Datos de boquillas:

A continuación se expresan una serie de datos obtenidos mediante cálculos anteriormente descritos y recomendaciones del código ASME Sección VIII división I.

- Diámetro interno del recipiente = 72”.
- Diámetro boquilla de alimentación al recipiente = 3 ½”.
- Diámetro boquilla de salida del crudo limpio en el recipiente = 3 ½”.
- Diámetro boquilla de salida del gas en el recipiente = 3 ½”.
- Diámetro boquilla de salida del agua libre en el recipiente = 3 ½”.
- Diámetro nominal de boquilla de inspección = 16”.
- Radio interno del recipiente = 36”.
- Altura del recipiente costura a costura = 20 ft.
- Densidad del agua @ Tmínt, Presión = 61,87 Lb/ft³.

- Máxima presión de trabajo permitida MAWP = 96,89 Psi.
- Factor de corrosión admisible = 1/8".
- Material = ASTM A 36.
- Esfuerzo admisible ASTM A 36 = 23200 Psi.
- Eficiencia de las juntas = 1.
- Espesor mínimo de boquilla = 1/16 in = 0,0625 in [UG-16(b)(1)].

De acuerdo a UG-45, el espesor de pared de los cuellos de las boquillas será el mayor que resulte entre UG-45(a) y UG-45(b).

Para este cálculo del espesor se analizan dos casos:

- 1) UG-45(a): Espesor de la boquilla debido a la MPTP, usando UG-27.
- 2) UG-45(b): Espesor en la boquilla cuando existe tanto presión externa como presión interna [UG-45(b)(3)] y según los estándares de tuberías [UG-45(b)(4)].

De estos resultados se toma el mayor entre los casos a y b, como el espesor de las boquillas.

CASO UG-45(a):

Tomando la fórmula para radio externo.

$$t_n = \frac{P \times R_0}{S \times E + 0,4 \times P} + Fc \quad (3.43)$$

Donde:

t_n = Espesor nominal de las boquillas para el caso (a), en pulgadas.

t = Espesor requerido de las boquillas (in).

P = MPTP del recipiente definitivo (Psi).

R_o = Radio externo de las boquillas (in).

S = Esfuerzo máximo permisible de las boquillas (Psi).

E = Eficiencia de la junta =1

F_c = Factor de corrosión admisible (in).

El espesor nominal de la boquilla de alimentación al recipiente, se determinó a continuación mediante la sustitución de los valores expresados en los datos de boquillas en la Ec (3.43), se tiene:

$$t_{boquilla1} = \frac{96,89Psi \times 3,5in}{23200Psi \times 1 + 0,4 \times 96,89Psi}$$

$$t_{boquilla1} = 0,015in$$

Como los espesores calculados en las boquillas (t_n) son menores al espesor mínimo, entonces se determinó un espesor para todas las boquillas mediante la deducción de la siguiente expresión:

$$t_{boquilla} = \max\left(t_n, \frac{1}{16}\right) \quad (3.44)$$

Tabla 3.3: Espesores de boquillas para el caso (a), determinado por la Ec (3.43).

N° Boquillas	Diámetro (in)-Designación	tn (in)
Boquilla 1	3 ½" - 40	0,015
Boquilla 2	3 ½" - 40	0,015
Boquilla 3	3 ½" - 40	0,015
Boquilla 4	3 ½" - 40	0,015
Boquilla 5	16" - 40	0,0334

Por lo tanto para los espesores de boquillas máximo se determinó el mayor entre t_n y el espesor mínimo de boquilla recomendado por el aparte [UG-16(b)(1)], especificado en el código ASME Sección VIII división I de (1/16 in).

Entonces para ello se tiene la siguiente ecuación agregando tolerancia por corrosión:

$$t_n = t_{min} + Fc \quad (3.45)$$

$$t_n = 0,0625in + 0,125in$$

$$t_n = 0,1875in$$

CASO UG-45(b):

Indica que el espesor de la pared del cuello no será menor a lo indicado por el apartado que aplica entre (b)(1), (b)(2), (b)(3) y el determinado por (b)(4).

Caso UG-45(b)(1): Espesor requerido por el cuerpo o cabezal en la ubicación de la boquilla, para una presión máxima de trabajo permitida 96,89 Psi y radio externo del recipiente 36,375 in.

Según parte UG-27 para cuerpos cilíndricos:

$$\boxed{t_1 = \frac{P \times R}{(S \times E) - 0,6 \times P}} \quad \text{y} \quad \boxed{t_2 = \frac{P \times R}{2 \times (S \times E) + 0,4 \times P}} \quad (3.46)$$

$$t \rightarrow t_1 \text{ Si } t_1 > t_2$$

$$t \rightarrow t_2 \text{ Si } t_2 > t_1$$

Boquilla 1:

$$t_1 = \frac{96,89 \text{Psi} \times 36,375 \text{in}}{(23200 \text{Psi} \times 1) - 0,6 \times 96,89 \text{Psi}} = 0,152 \text{in}$$

$$t_2 = \frac{96,89 \text{Psi} \times 36,375 \text{in}}{2 \times (23200 \text{Psi} \times 1) + 0,4 \times 96,89 \text{Psi}} = 0,0759 \text{in}$$

Tabla 3.4: Espesores requeridos por el cuerpo o cabezal en la ubicación de la boquillas para el caso (b)(1), determinado por la Ec (3.46).

N° Boquillas	t ₁ (in)	t ₂ (in)
Boquilla 1	0,152	0,0759
Boquilla 2	0,152	0,0759
Boquilla 3	0,152	0,0759
Boquilla 4	0,152	0,0759
Boquilla 5	0,152	0,0759

Considerando la expresión $t \rightarrow t_1$ Si $t_1 > t_2$, para todas las boquillas y agregando tolerancia por corrosión, se tiene entonces:

$$t = t_1 = 0,152 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 0,277 \text{ in.}$$

Caso UG-45(b)(2): Espesor obtenido usando la presión externa como una presión interna equivalente en el cuerpo o cabezal, con $E = 1$ y radio externo del recipiente 36,375 in.

Se determinó el espesor de las boquillas según parte UG-27 Sección VIII División I. Pressure Vessel Code. (2004) de la Norma ASME, para cuerpos cilíndricos se tiene:

$$t_1 = \frac{P \times R}{(S \times E) - 0,6 \times P} \quad \text{y} \quad t_2 = \frac{P \times R}{2 \times (S \times E) + 0,4 \times P} \quad (3.47)$$

$$t \rightarrow t_1 \text{ Si } t_1 > t_2$$

$$t \rightarrow t_2 \text{ Si } t_2 > t_1$$

Boquilla 1:

$$t_1 = \frac{15\text{Psi} \times 36,375\text{in}}{(23200\text{Psi} \times 1) - 0,6 \times 15\text{Psi}} = 0,0235\text{in}$$

$$t_2 = \frac{15\text{Psi} \times 36,375\text{in}}{2 \times (23200\text{Psi} \times 1) + 0,4 \times 15\text{Psi}} = 0,0118\text{in}$$

Tabla 3.3: Espesores requeridos por el cuerpo o cabezal usando la presión externa como presión interna, determinado por la Ec (3.47).

N° Boquillas	t ₁ (in)	t ₂ (in)
Boquilla 1	0,0235	0,0118
Boquilla 2	0,0235	0,0118
Boquilla 3	0,0235	0,0118
Boquilla 4	0,0235	0,0118
Boquilla 5	0,0235	0,0118

Tomando el mayor entre t_1 y t_2 , entonces se tiene que el espesor de las boquillas será $t = t_1$ y luego se compara con el espesor mínimo de boquilla.

Entonces como $t_1 < t_{\min}$, se tiene que $t = t_{\min}$ y agregando tolerancia por corrosión, el espesor de las boquillas serán:

$$t_n = 0,0625in + 0,125in = 0,1875in$$

Caso UG-45(b)(3): Para obtener el valor del espesor se debe tomar el mayor de los valores para los casos de presión interna (b)(1) y presión externa (b)(2).

$$(b)(1) = 0,277 \text{ in.}$$

$$(b)(2) = 0,1875 \text{ in.}$$

Entonces se tiene que el espesor $t = 0,277 \text{ in.}$

Caso UG-45(b)(4): Los espesores estándar para las boquillas se tomarán de la tabla ASME B36.10, equivalente a 0,226 in para 3 1/2" y 0,5 in para 16", donde:

Entonces el espesor nominal de las boquillas según UG-45 (b)(2), se determinarán con la siguiente ecuación agregando tolerancia por corrosión:

$$\boxed{t_n = t_{std} + Fc} \quad (3.48)$$

Donde:

t_{std} = Espesor estándar de acuerdo a la tabla ASME B36.10.

$$t_n = 0,226in + 0,125in = 0,351in$$

Tabla 3.4: Espesores de los cuellos estandarizados de acuerdo a los diámetros.

Diámetro (in)-designación	tstd (in)	tn (in)
3 1/2" - 40	0,226	0,351
16 - 40	0,5	0,625

El menor espesor de la tubería estándar según ASME B36.10M más la tolerancia a la corrosión, UG-45(b) indica que el espesor del cuello no debe ser menor al menor entre UG-45(b)(3) y UG-45(4), de los dos se toma el menor y se multiplica por $\frac{1}{1-0,125}$, por tolerancias por construcción.

Tabla 3.5: Espesores resultantes de los cuellos por UG-45(b).

t (in)	UG-45(b)(3)	UG-45(b)(4)
$t_{boquilla1}$	0,277	0,351
$t_{boquilla2}$	0,277	0,351
$t_{boquilla3}$	0,277	0,351
$t_{boquilla4}$	0,277	0,351
$t_{boquilla5}$	0,277	0,625

Entonces se tiene:

$$t_{boquilla1} = 0,277 \times \frac{1}{1-0,125} = 0,32in$$

Se comparó los casos a y b para tomar el mayor espesor y se tiene:

Tabla 3.6: Comparación de espesores resultantes para los casos a y b.

Caso a		Caso b	
Boquillas	t in	Boquillas	t in
Boquilla 1	0,1875	Boquilla 1	0,32
Boquilla 2	0,1875	Boquilla 2	0,32
Boquilla 3	0,1875	Boquilla 3	0,32
Boquilla 4	0,1875	Boquilla 4	0,32
Boquilla 5	0,1875	Boquilla 5	0,32

Se toma $t = 0,32$ in y se elige un espesor comercial de 3/8” pulgada, para todas las boquillas de procesos en el recipiente.

3.8 CÁLCULO DE ESPESORES POR PRESIÓN EXTERNA

Para el diseño del recipiente a presión del tratador térmico vertical es necesario conocer los espesores influenciado por la presión externa de diseño, tales como: El espesor del cuerpo cilindrico, el espesor de los cabezales, para ello se consideró las recomendaciones del código ASME Sección VIII división I.

3.8.1 Cálculo de espesor del cuerpo en el recipiente en función de la presión máxima que soporta de acuerdo al espesor asumido

Según parte UG-28, y la figura UG-28.1 (a-1) del apéndice A.8, [8]:

$$L = L_{\tan g - \tan g} + 2 \times \frac{h}{3} \quad (3.49)$$

Donde:

L = Longitud sin anillos rigidizadores (pulg).

$L_{\tan g - \tan g}$ = Longitud de costura a costura del tratador (240 pulg). (Ver figura 3.1), para sus dimensiones.

h = Altura media del cabezal Toriesféricos (17 pulg), (Ver figura 3.1), para sus dimensiones.

$$L = 240 + 2 \times \frac{17}{3} = 251,33in$$

$$\boxed{D_o = D + 2 \times tr} \quad (3.49)$$

Donde:

D_o = Diámetro externo del cuerpo (pulg).

D = Diámetro interno del tratador (pulg).

tr = Espesor del cuerpo asumido del tratador (pulg).

Se asumió un espesor ($t = 3/8''$), y la presión máxima resulta menor que la presión externa del diseño, es decir; $P_a < 15$ Psi, por lo tanto no cumple con lo establecido en la norma ASME, UG-28 (c), Subparte 7, el espesor asumido por iteración será:

t asumido $5/8''$

$$D_o = 72in + 2 \times 0,625in = 73,25in$$

Se determinó las relaciones establecidas en el código ASME, por medio de la figura UGO-28.0, para obtener el valor de A :

$$\boxed{\frac{L}{D_o}; \frac{D_o}{t}} \quad (3.50)$$

Se tiene:

$$\frac{L}{D_o} = \frac{251,33in}{73,25in} = 3,43$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{73,25in}{(0,625 - 0,125)in} = 146,5$$

Considerando la expresión se tiene $\frac{D_o}{t} > 10$, por lo que aplica la sección UG-28 (c)(1).

De la figura G del apéndice A.9, subparte 3. Sección II, parte D, con los valores de L/D_o y D_o/t , se tiene:

$$A = 2,2 \times 10^{-4}$$

El valor de A está a la derecha de la curva de la figura UCS-28.2 del apéndice A.10, por lo que aplica UG-28 (c)(1). Por lo tanto se tiene:

$$\boxed{Pa = \frac{4 \times B}{3 \times (D_o/t)}} \quad (3.51)$$

Donde:

Pa = Máxima presión externa permisible (Psi).

B = Factor tomado de la figura UGO-28.2.

Do = Diámetro exterior del cuerpo (pulg).

t = Espesor del cuerpo asumido del tratador (pulg).

Considerando la temperatura de diseño y el tipo de material se determinó el valor ($B = 3100$), en la figura UCS-28.2.

De acuerdo a la aplicación el tratador este podría estar sometido a presión de vacío por motivos de mantenimiento mayor, por lo tanto la presión externa de diseño será 15 Psi, garantizando la expresión lógica $P_a > 15 \text{ Psi}$, recomendado en el aporte UG-28 (c), Subparte 7, del código ASME y se tiene:

$$P_a = \frac{4 \times 3100}{3 \times (73,25 \text{ in} / 0,5 \text{ in})} = 28,21 \text{ Psi} > 15 \text{ Psi}$$

Nota: Cabe la posibilidad de utilizar anillos rigidizadores de manera de optimizar económicamente el diseño del cuerpo del recipiente, sin embargo; los elementos internos como lo son los baffles divisores de las zonas y los baffles multi-orificios recomendados garantizan la rigidez en la periferia del recipiente, no obstante la presión externa gobernará el diseño del recipiente.

3.8.2 Cálculo de espesor del cabezal inferior en el recipiente en función de la presión máxima que soporta

Según la parte UG-33 (a) el espesor del cabezal debe ser mayor entre el calculado UG-32, con P igual a la presión externa de diseño multiplicado por 1,67 más la presión hidrostática, asumiendo una eficiencia de la unión $E = 1$ y el calculado en UG-33 (d) o UG-33 (e), [8].

$$t = \frac{0,885 \times P \times L}{S \times E - 0,1 \times P} \quad (3.52)$$

Donde:

t = Espesor mínimo requerido del cuerpo a presión externa de diseño (in).
 P = Presión externa de diseño (Psi).
 S = Esfuerzo máximo permisible (Psi)
 L = Radio externo de la corona (72 in), (Ver figura 3.1), para sus dimensiones.
 E = Eficiencia de la junta =1

$$t = \frac{0,885 \times (15Psi \times 1,67) \times 72,5in}{17500Psi \times 1 - 0,1 \times (15Psi \times 1,67)} = 0,0919in$$

Agregando tolerancia por corrosión:

$$t = 0,0919in + 0,125in = 0,2169in$$

Llevando este valor a espesor comercial se tiene: $t = 1/4''$.

Por UG-33 (e) para cabezales toriesféricos se tiene que el procedimiento indicado es para cabezales elipsoidal:

$$A = \frac{0,125}{R_o/t} \quad (3.53)$$

Donde:

A = Factor de la figura UCS-28.2 del apéndice A.10.

R_o = Radio esférico exterior para cabezal elipsoidal equivalente tomado KoDo.

$K_o = 0,9$.

t = Espesor mínimo requerido (in).

$$A = \frac{0,125}{R_o/t} = \frac{0,125}{K_o D_o/t} \quad (3.54)$$

$$A = \frac{0,125}{0,90 \times 72,5/0,2169} = 4,15 \times 10^{-4}$$

De la figura UCS-28.2 del apéndice A.11 con $A = 0,000415$ y $T = 155,4$ °F, se tiene:

$$B = 6000$$

$$Pa = \frac{B}{(R_o/t)} \quad (3.55)$$

Donde:

Pa = Máxima presión externa permisible (Psi).

B = Factor tomado de la figura UCS-28.2.

t = Espesor mínimo requerido (in).

R_o = Radio esférico exterior para cabezal elipsoidal equivalente tomado KoDo.

$K_o = 0,9$.

$$Pa = \frac{B}{(R_o/t)} = \frac{B}{(K_o D_o/t)} \quad (3.56)$$

$$Pa = \frac{6000}{(0,9 \times 72,5/0,2169)} = 19,94 > 15 \text{ Psi}$$

Nota: Comparando los espesores obtenidos por presión externa e interna se consideró que para el espesor de los cabezales serán 3/8", y para el espesor del cuerpo cilindrico será 5/8".

A continuación se presenta una tabla con el resume de resultados obtenidos en este capítulo para el diseño del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

Tabla 3.7: Resumen de cálculos obtenidos.

PARÁMETROS DEL PROCESO	Valor (ST)	Valor (SI)
Flujo volumétrico de diseño del agua, Qad	1674 BAPD	$3,08 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$
Flujo volumétrico de diseño del crudo, Qcd	795,6 BNPD	$1,46 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$
Flujo másico de diseño del agua, qad	24166,76 Lb/h	3,045 Kg/s
Flujo másico de diseño del crudo, qcd	9073,54 Lb/h	1,14 Kg/s
Flujo másico de diseño del gas, qgd	349,02 Lb/h	4,40 Kg/s
Diámetro boquilla de alimentación, DBoqAL	3 ½"	88,90 mm
Diámetro boquilla salida del crudo limpio, DBoqSc	3 ½"	88,90 mm
Diámetro boquilla salida del gas, DBoqg	3 ½"	88,90 mm
Diámetro boquilla salida del agua libre, DBoqSa	3 ½"	88,90 mm
Diámetro interno del tratador seleccionado	6 ft	1,83 m
Longitud de costura-costura del tratador seleccionado	20 ft	6,10 m
Volumen retención del crudo en el tratador, Vrc	44,2 Bbl	$7,03 \text{ m}^3$
Volumen retención del agua en el tratador, Vra	27,5 Bbl	$4,37 \text{ m}^3$
Tiempo retención del crudo, Trc	1,33 h	80 min
Tiempo retención del agua, Tra	0,40 h	24 min
Nivel alto-alto de líquido del crudo, HLLC	9,53 ft	2,90 m
Nivel alto-alto de líquido del agua, HLLa	5,11 ft	1,56 m
DISEÑO DEL RECIPIENTE A PRESIÓN		
Espesor cuerpo circunferencial por presión interna, t	3/8"	9,53 mm
MPTP (Máxima Presión de trabajo Permitida), por esfuerzos circunferenciales	114,98 Psi	792761,82 Pa
Espesor cabezal toriesférico por presión interna, t	3/8"	9,53 mm
MPTP (Máxima Presión de trabajo Permitida), definitiva en el recipiente	96,89 Psi	668035,25 Pa
Espesor de las boquillas de proceso, t	3/8"	9,53 mm
Espesor cuerpo por presión externa, t	5/8"	15,88 mm
Máxima presión externa permisible, Pa	28,21 Psi	194501,32 Pa
Espesor cabezal toriesférico por presión externa, t	1/4"	6,35 mm

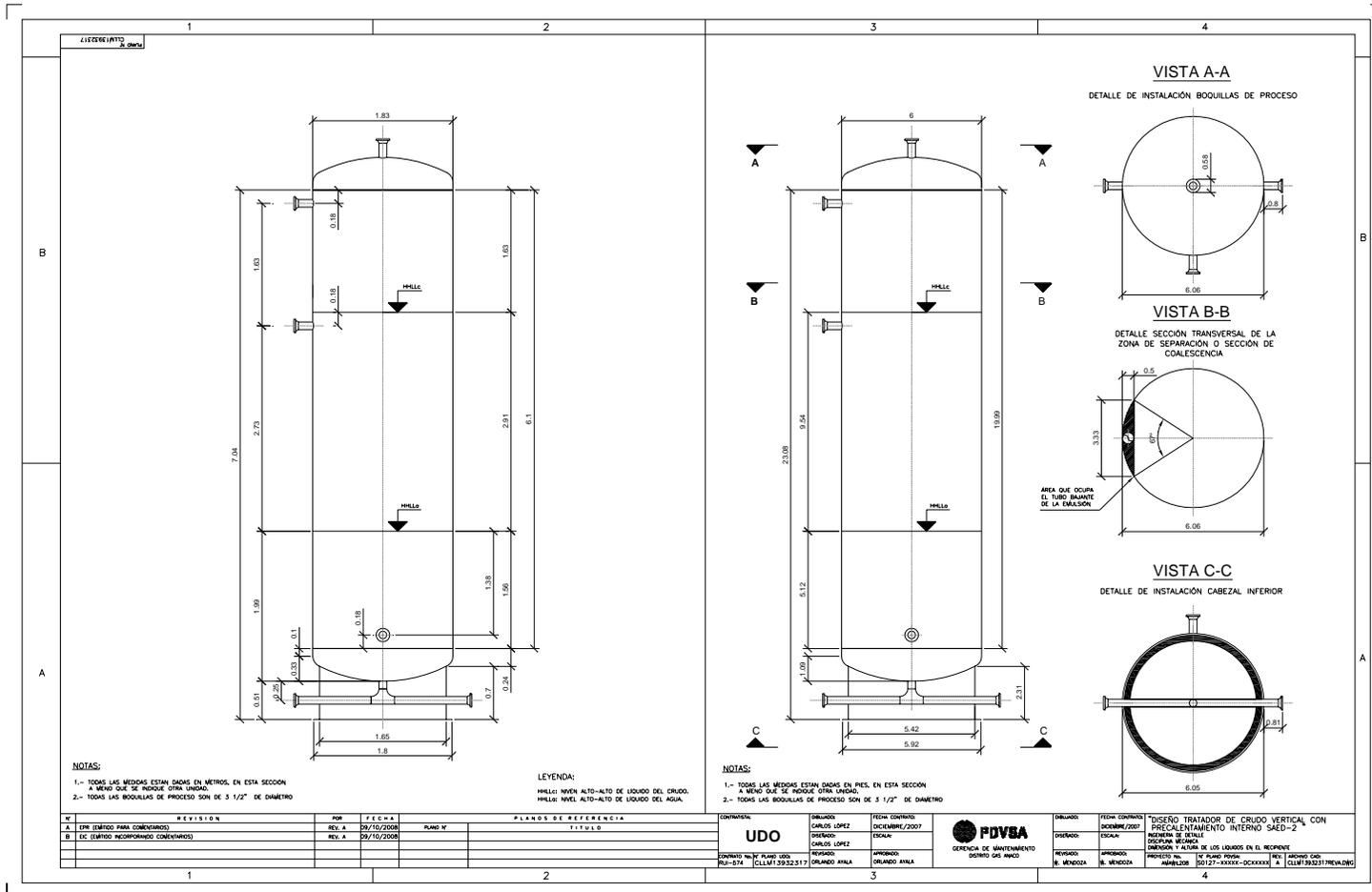


Figura 3.1: Plano de dimensión y altura de los líquidos en el recipiente, con vista de corte para detalle de fabricación.

CAPÍTULO 4. ZONA DE DESGASIFICACIÓN EN EL TRATADOR TÉRMICO

Para el diseño del tratador térmico vertical es necesario dimensionar la zona de desgasificación, ubicada en la parte superior del recipiente de acuerdo a las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, para ello se determinó dicha zona aplicando la norma API SPEC 12J, para calcular la velocidad de expansión del gas, el área requerida para el flujo del gas, el volumen de retención de la emulsión en la zona, altura de la zona, el tubo rebosadero y bajante de la emulsión.

4.1 DISEÑO DE LA ZONA DE DESGASIFICACIÓN

4.1.1 Cálculo de la velocidad de expansión del gas

La velocidad de expansión del gas en el recipiente se determinó de acuerdo a las recomendaciones de la norma API SPEC 12J, para separación bifásica de crudo y gas, [9].

La máxima velocidad de superficie del gas en el recipiente se determinó con la ecuación presentada por Souders y Brown, especificada en la norma API SPEC 12J.

$$V_{m\acute{a}xg} = K \times \sqrt{\frac{\rho_{c-a} - \rho_g}{\rho_g}} \quad (4.1)$$

Donde:

K = Factor que determina la máxima velocidad de superficie del gas de acuerdo a las condiciones de diseño y forma del recipiente (Ver Apéndice A.12).

ρ_{c-a} = Densidad de los líquidos crudo-agua (Lb/ft³).

ρ_g = Densidad del gas a las condiciones de diseño, obtenido en el subtítulo 3.4, (0,3246 Lb/ft³).

Para determinar la densidad de los líquidos crudo-agua es importante determinar la fracción másica de ambos líquidos.

Se determinó la fracción másica del crudo en los líquidos mediante la siguiente ecuación:

$$\lambda_c = \frac{q_{cd}}{q_{TliqD}} \quad (4.2)$$

Donde:

q_{cd} = Flujo másico de diseño del crudo, obtenido en el subtítulo 3.3, (9073,54 Lb/h).

q_{TliqD} = Flujo total másico de diseño de los líquidos, obtenido en el subtítulo 3.3, (33240,3 Lb/h).

$$\lambda_c = \frac{9073,54 \frac{Lb}{h}}{33240,30 \frac{Lb}{h}} = 0,273$$

Se determinó la fracción másica del agua en los líquidos deducido de la siguiente expresión:

$$\lambda_c + \lambda_a = 1 \quad (4.3)$$

Por lo tanto se tiene:

$$\lambda_a = 0,727$$

Se determinó la densidad de los líquidos crudo-agua mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_{c-a} = \rho_c \times \lambda_c + \rho_a \times \lambda_a \quad (4.4)$$

Por lo tanto se tiene:

$$\rho_{c-a} = \left(48,75 \frac{Lb}{ft^3} \right) \times 0,273 + \left(61,71 \frac{Lb}{ft^3} \right) \times 0,727 = 58,17 \frac{Lb}{ft^3}$$

$$V_{m\acute{a}xg} = 0,27 \times \sqrt{\frac{58,17 \frac{lb}{ft^3} - 0,3246 \frac{Lb}{ft^3}}{0,3246 \frac{Lb}{ft^3}}} = 3,60 \frac{ft}{s} = (1,10 \frac{m}{s})$$

4.1.2 Cálculo del área de flujo del gas en el recipiente

El área mínima del gas en el recipiente se determinó de acuerdo a las recomendaciones de la norma API SPEC 12J, para separación bifásica de crudo y gas, pautada en el apéndice D de la misma, [9], por lo tanto se tiene:

$$A_{m\acute{i}ng} = \frac{Q_{gd}}{V_{m\acute{a}xg}} \quad (4.5)$$

Donde:

Q_{gd} = Flujo de diseño del gas en la salida, obtenido en el subtítulo 3.3, (349,02

Lb/h).

$V_{\text{máxg}}$ = Velocidad máxima de superficie del gas (ft/s).

$$A_{\text{míng}} = \frac{349,02 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600\text{s}}}{0,3246 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3}} = \frac{3,60 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{3,60 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} = 0,083 \text{ ft}^2$$

Nota: El área mínima del gas es por consiguiente demasiado pequeña para gobernar el dimensionamiento del tratador. Por lo tanto, el área para salida del gas debe ser gobernada entonces por el diámetro del recipiente y entonces se tiene:

$$A_{\text{máxg}} = \frac{\pi \times D_i^2}{4} \quad (4.6)$$

Donde:

$A_{\text{máxg}}$ = Área máxima del gas en el recipiente (ft).

D_i = Diámetro interno del recipiente (ft), (Ver figura 4.1), para sus dimensiones.

$$A_{\text{máxg}} = \frac{\pi \times (6)^2 \text{ ft}^2}{4} = 28,27 \text{ ft}^2 = (2,63\text{m}^2)$$

4.1.3 Cálculo del volumen de retención de la emulsión

El volumen de retención del líquido en el recipiente se determinó de acuerdo a las recomendaciones de la norma API SPEC 12J, para separación bifásica de crudo y gas, [9].

$$\boxed{V_r = \frac{W \times t}{1440}} \quad (4.7)$$

Donde:

V_r = Volumen de retención de la emulsión (Bbl).

W = Flujo emulsionado de diseño, obtenidos en el subtítulo 3.4, (Bbl/Días)

t = Tiempo de retención de la emulsión para lograr la desgasificación (min).

Se determinó el flujo de la emulsión de diseño deducido de la Ec (4.7), por lo tanto se tiene:

$$W = \frac{349,02 \frac{Lb}{h}}{0,3246 \frac{Lb}{ft^3}} \times \frac{BBl}{5,6146 ft^3} \times \frac{24h}{Dia} + 795,6BNPD + 1674BAPD = 2477,57BBPD$$

El tiempo de retención para lograr la desgasificación es de 5 minutos de acuerdo a lo pautado en la norma API SPEC 12J, para crudos con grados API > 35°.

$$V_r = \frac{2477,57 \times 5}{1440} = 8,60Bbl = 48,29 ft^3 = (1,37m^3)$$

4.1.4 Dimensionamiento de la zona de desgasificación del tratador

La altura de esta zona se determinó utilizando la ecuación del volumen de un cilindro y se tiene:

$$\boxed{H_g = \frac{V_r}{A_{máxg}}} \quad (4.8)$$

Donde:

V_r = Volumen de retención de la emulsión (ft^3).

$A_{máxg}$ = Área máxima del gas en el recipiente (ft^2).

H_g = Altura de la zona de desgasificación (ft).

$$H_g = \frac{48,29 ft^3}{28,27 ft^2} = 1,70 ft = (0,52m)$$

4.1.5 Cálculo del espesor del baffle divisor de la zona de desgasificación

Se consideró el baffle divisor como un cabezal toriesférico con material SA-516-70, en operaciones de servicios establecidas para temperaturas moderadas y bajas.

Para el cálculo del espesor del baffle divisor se empleó la parte UG-32(e) del código ASME sección VIII división I de acuerdo a esto se tiene la determinación del espesor para cabezal toriesférico, procedimiento obtenido en el subtítulo 3.7.3, teniendo como resultado del cálculo [8]:

$$t = 3/8 in \ (9,53mm)$$

Nota: En esta zona se recomienda una altura de 0,55 m como criterio de diseño desde la costura superior del recipiente hasta el baffle divisor en forma toriesférico con una altura media $h = 0,15$ m, espesor de $3/8''$, y diámetro interno de 6 ft, el cual servirá como bandeja para trasladar la emulsión hacia el tubo rebosadero bajante de la emulsión. Para garantizar el tiempo de desgasificación de la emulsión mayor o igual a 5 minutos, se recomienda utilizar dos baffles de igual espesor del cálculo de esfuerzos circunferenciales del cuerpo del recipiente, es decir; $3/8''$ para material SA-516-70, de manera de agitar y darle turbulencia a la emulsión hacia el baffle divisor,

ubicándolos a distancias iguales verticalmente desde la boquilla de entrada de la emulsión hasta el bafle divisor, (Ver figura 4.1).

4.1.6 Dimensionamiento y cálculo de espesor del tubo igualador de presión del gas

Se consideró un tubo sin costura de diámetro 3 ½”, ya que la velocidad del gas dentro del tratador no debe superar 10 ft/s, recomendaciones obtenida de la norma PDVSA N° MDP-03-S03, de manera de igualar la presión del gas que se produce en la zona de separación de la emulsión por el calentamiento, para ser atrapado por la campana de extracción de los gases, (Ver figura 4.1).

Se determinó el espesor del tubo igualador de presión del gas de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, se tiene, [10]:

$$t = \frac{P \times d_b}{2 \times (S \times E + P \times Y)} \quad (4.9)$$

Donde:

t = Espesor de pared del tubo igualador de presión del gas, (in).

P = Presión interna de diseño en el tratador, (65 Psi).

d_b = Diámetro del tubo igualador del gas, (3 ½” in).

S = Esfuerzo máximo permisible del tubo, (Psi).

E = Eficiencia de la junta soldada del tubo para tubo sin costura, (E=1).

Y = Coeficiente que depende de la temperatura y del tipo de acero, (Y=0,4).

$$t = \frac{65Psi \times 3,5in}{2 \times (15000Psi \times 1 + 65Psi \times 0,4)} = 0,00757in$$

Corrigiendo por corrosión, se tiene:

$$t_m = t + c \quad (4.10)$$

Donde:

t_m = Espesor de pared requerido del tubo igualador de presión del gas, (in).

c = Factor de tolerancia de corrosión en tuberías, (1/8 in).

$$t_m = 0,00757in + 0,125in = 0,133in$$

Llevando este valor a espesor comercial, se tiene:

$$t_m = 3/16in \quad (4,76mm)$$

4.1.7 Dimensionamiento y cálculo de la campana de extracción de los gases

Se consideró una campana de extracción de los gases en forma cilíndrica de 20" de diámetro y una altura de 13", con cabezal inferior circular recto y cabezal superior cónico, dimensiones recomendadas por el manual NATCO, para tratadores de crudo vertical convencionales, (Ver figura 4.1), para el diseño establecido.

Se determinó el espesor de pared del cuerpo y cabezales de la campana de extracción de los gases por presión externa de diseño, para material SA516-70, procedimiento de cálculo realizado en el subtítulo 3.8, según parte UG-28 del código ASME se tiene [8]:

Donde:

D_o = Diámetro externo de la campana, (in).

D = Diámetro interno de la campana, (20 in).

t_c = Espesor del cuerpo de la campana, (in).

L = Longitud de la campana, (13 in).

P = Presión externa para el diseño, (65 Psi).

Resultado en esfuerzos circunferenciales del cuerpo:

Para un t asumido por iteración = 3/16"

$$P_a = 69,53 \text{Psi} > 65 \text{Psi}$$

Resultado en esfuerzos de los cabezales:

$$t = 1/4''$$

$$P_a = 76,52 \text{Psi} > 65 \text{Psi}$$

Nota: La campana será fabricada de acero al carbono soldable SA516-70, de acuerdo diseño establecido en la figura 4.1, con espesor del cuerpo cilíndrico de 3/16" y cabezales circular rectos y cónicos de 1/4".

A continuación se presenta una tabla con el resume de resultados obtenidos en este capítulo para el diseño del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

Tabla 4.1: Resumen de cálculos obtenidos.

ZONA DE DESGASIFICACIÓN	Valor (ST)	Valor (SI)
Velocidad máxima de superficie del gas, $V_{m\acute{a}xg}$	3,60 ft/s	1,10 m/s
Área máxima de flujo del gas, $A_{m\acute{a}xg}$	28,27 ft ²	2,63 m ²
Volumen de retención de la emulsión, V_r	48,29 ft ³	1,37 m ³
Altura de la zona de desgasificación, H_g	1,80 ft	0,55 m
Espesor del baffle divisor, t	3/8"	12,7 mm
Tubo igualador de presión 3 1/2" Ø, t	3/16"	4,76 mm

Espesor del cuerpo de la campana 20" Ø x 13" largo	3/16"	4,76 mm
Espesor de cabezales recto y cónico, t	1/4"	6,35 mm

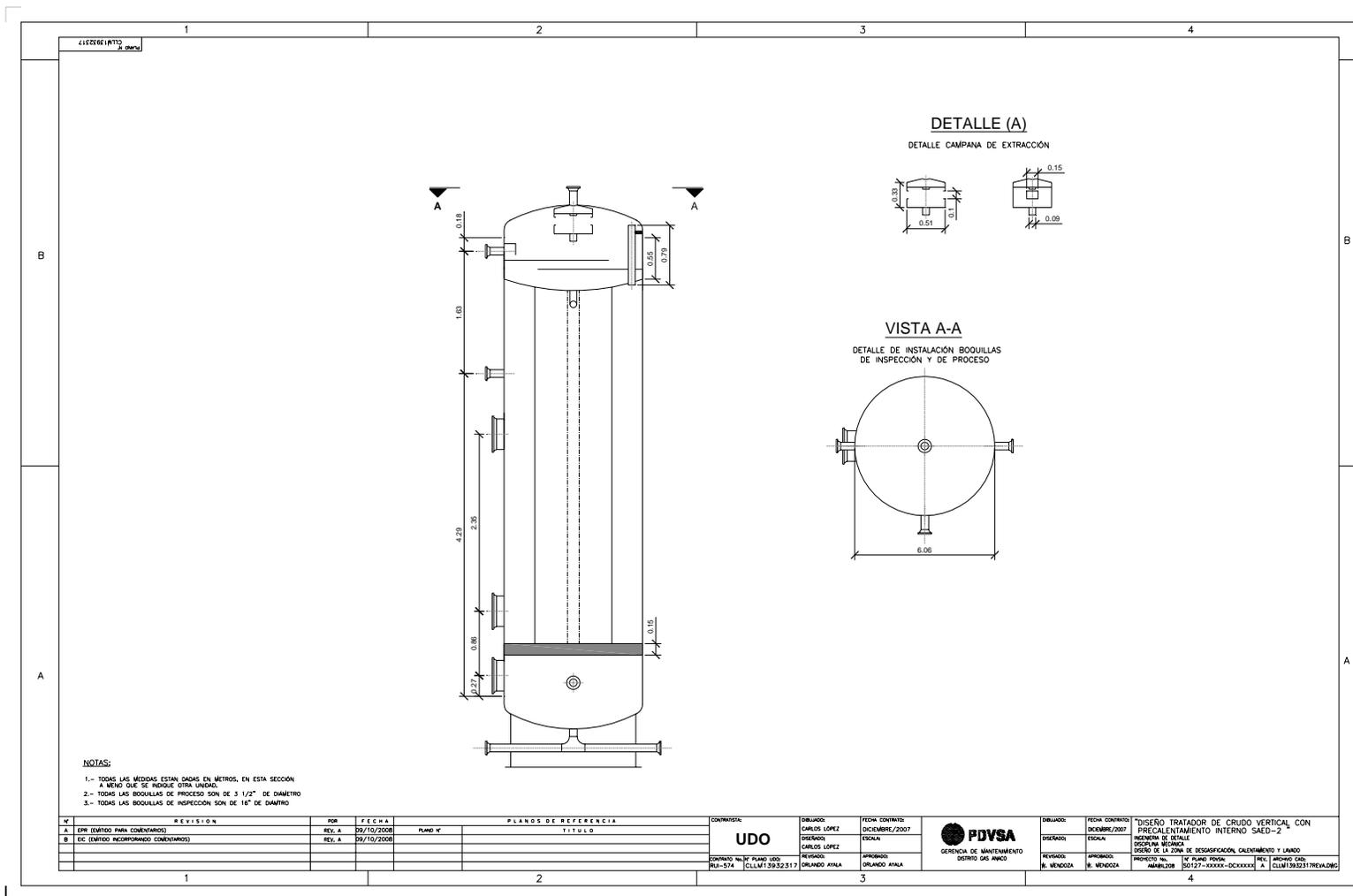


Figura 4.1: Plano de diseño de la zona de degasificación con vista de corte y detalle de fabricación.

CAPÍTULO 5. ZONA DE CALENTAMIENTO Y LAVADO EN EL TRATADOR TÉRMICO

En el diseño del tratador térmico vertical es importante dimensionar la zona de calentamiento y lavado tomando en consideración las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L y ASME División I Sección I, en lo que se refiere a: calor requerido por los fluidos, pérdida de calor del recipiente sin aislar, dimensionamiento del tubo de fuego, espesor del tubo de fuego, flujo del gas para la combustión y el dimensionamiento, ubicación y dimensiones de dicha zona.

5.1 DISEÑO DE LA ZONA DE CALENTAMIENTO Y LAVADO

En la siguiente tabla se representan datos obtenidos para el diseño de la zona de calentamiento y lavado mediante pruebas de pozos, análisis del crudo, análisis del agua y cromatografía de la estación de descarga Santa Ana 2.

Tabla 5.1: Datos para el diseño de la zona de calentamiento y lavado.

DATOS SAED-2	Fuente	Valor
Flujo emulsionado de diseño, Q_{ed}	Cálculo obtenido Subtítulo 4.1	2477,57 BBPD
Flujo de agua de diseño, Q_{ad}	Cálculo obtenido Subtítulo 3.3	1674 BAPD
Porcentaje de Agua y Sedimento, %AyS = %A	Cálculo obtenido Subtítulo 3.3	67,6 %
Flujo de Crudo de diseño, Q_{cd}	Cálculo obtenido Subtítulo 3.3	795,6 BNPD
Porcentaje de Crudo, %C	Cálculo obtenido Subtítulo 3.3	32 %

Tabla 5.1: Continuación.

Temperatura de Entrada de la Emulsión, T_e	Cromatografía SAED-2	105 °F
Temperatura Mínima de Tratamiento, $T_{m\acute{m}t}$	Análisis de Crudo SAED-2	119 °F
Temperatura Máxima de Tratamiento, $T_{m\acute{a}x}t$	Análisis de Crudo SAED-2	125 °F
Densidad del Agua @ T_e , P diseño ρ_{ae}	Análisis del Agua SAED-2	61,94 Lbm/ft ³
Densidad del Agua @ $T_{m\acute{m}t}$, P diseño $\rho_{aT_{m\acute{m}t}}$	Análisis del Agua SAED-2	61,71 Lbm/ft ³
Densidad del Agua @ $T_{m\acute{a}x}t$, P diseño $\rho_{aT_{m\acute{a}x}t}$	Análisis del Agua SAED-2	61,63 Lbm/ft ³
Grados °API	Pruebas de Pozos SAED-2	48
Gravedad específica del agua, δ_a	Análisis del Agua SAED-2	0,995

5.1.1 Cálculo del calor requerido por los fluidos utilizando el método de la norma API SPEC 12-L

El calor requerido por los fluidos se determinó mediante la siguiente ecuación recomendada por la norma API SPEC 12-L, se tiene:

$$\dot{Q}_r = W \times (6,44 + 8,14 \times (X)) \times (T_{st} - T_e) \quad (5.1)$$

Donde:

Q_r = Calor que reciben los fluidos en el tratador (BTU/h).

W = Flujo emulsionado (BBPD).

X = Fracción de agua.

T_{st} = Temperatura máxima de tratamiento de la emulsión a la salida del tratador (°F).

T_e = Temperatura de entrada de la emulsión en el tratador (°F).

Usando la ecuación (5.1) a temperatura promedio mínima de tratamiento se tiene:

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmín}}} = 2477,57 \text{ BBPD} \times (6,44 + 8,14 \times (0,676)) \times (119^\circ F - 105^\circ F)$$

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmín}}} = 414242,17 \text{ BTU/h}$$

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmín}}} = 0,41 \text{ MM BTU/h} = 0,12 \text{ MMW}$$

Usando la ecuación (5.1) a temperatura promedio máxima de tratamiento se tiene:

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmáx}}} = 2477,57 \text{ BBPD} \times (6,44 + 8,14 \times (0,676)) \times (125^\circ F - 105^\circ F)$$

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmáx}}} = 591774,53 \text{ BTU/h}$$

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmáx}}} = 0,59 \text{ MM BTU/h} = 0,17 \text{ MMW}$$

5.1.2 Cálculo de la pérdida de calor del recipiente sin aislamiento

La máxima cantidad de pérdida de calor por disipación en el tratador térmico se determinó por recomendación de la norma API SPEC 12-L en un recipiente o equipo de generación de calor sin aislar, [5]:

$$\dot{Q}_l = K \times D \times L \times (T_2 - T_a) \quad (5.2)$$

Donde:

Q_l = Pérdida de calor (BTU/h).

K = Constante en función de la velocidad del viento, recomendado por la norma API SPEC 12-L, para 20 mph se tiene una constante de 15.7 BTU/h-ft²-°F.

D = Diámetro del tratador (6 ft).

L = Longitud del tratador incluyendo los cabezales (23 ft).

T₂ = Temperatura máxima de tratamiento (125 °F).

T_a = Temperatura del ambiente exterior mínima del diseño (°F), recomendado por la norma API SPEC 12-L de (75 °F).

$$\dot{Q}_l = 15,7 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F} \times 6 \cdot ft \times 23 \cdot ft \times (125^\circ F - 75^\circ F) = 108330 \frac{BTU}{h}$$

$$\dot{Q}_l = 0,108MM \frac{BTU}{h} = 0,032MMW$$

Considerando la pérdida por disipación en el tratador el calor requerido por los fluidos de acuerdo a la norma API SPEC 12-L será:

A temperatura promedio mínima de tratamiento se tiene:

$$\dot{Q}_{r_{T_{pmín}}} = 0,41MM \frac{BTU}{h} + 0,108MM \frac{BTU}{h} = 0,52MM \frac{BTU}{h} = 0,15MMW$$

A temperatura promedio máxima de tratamiento se tiene:

$$\dot{Q}r_{Tpmáxt} = 0,59MM \text{ BTU/h} + 0,108MM \text{ BTU/h} = 0,70MM \text{ BTU/h} = 0,20MMW$$

5.1.3 Dimensionamiento del tubo de fuego

Los tubos de fuegos varían de 8 a 42 pulgadas de diámetros. Es importante destacar que el diámetro y la longitud de ellos dependen principalmente de las dimensiones del tratador seleccionado [4].

Para el diseño del tubo de fuego es necesario considerar dos factores fundamentales:

- Flujo medio de calor (BTU/h/ft²).
- Calor requerido máximo de tratamiento (BTU/h).

El flujo medio de calor no debe ser mayor a 10000 BTU/h/ft² de superficie en los tubos de fuegos de acuerdo a la recomendación de la norma API SPEC 12-L [5].

$$10000 \text{ BTU / h / ft}^2 = \frac{\dot{Q}r_{Tpmáxt}}{A_{st}} \quad (5.3)$$

Donde:

$\dot{Q}r_{Tpmáxt}$ = Calor requerido máximo a temperatura promedio de tratamiento por el método analítico (BTU/h).

A_{st} = Área mínima de transferencia de calor del tubo de fuego (ft²).

$$A_{st} = \frac{700000 \text{ BTU } 7h}{10000 \text{ BTU / h / ft}^2} = 70 \text{ ft}^2$$

El diámetro mínimo del tubo de fuego se determinó considerando un tubo de fuego de dos pasos para la aplicación del tratador vertical, [4]:

$$D_{TF} = \frac{A_{st}}{\pi \times (2 \times D + 1)} \quad (5.4)$$

Donde:

D_{TF} = Diámetro del tubo de fuego (ft).

A_{st} = Área mínima de transferencia de calor del tubo de fuego (ft²).

D = Diámetro del tratador (ft).

$$D_{TF} = \frac{70 \text{ ft}^2}{\pi \times (2 \times 6 + 1) \text{ ft}} = 1,71 \text{ ft}$$

$$D_{TF} = 20,52 \text{ in} \approx 21 \text{ in} = 0,52 \text{ m}$$

Nota: Se recomienda utilizar un tubo 22” de diámetro ya que 21” de diámetro no es comercial. De igual manera se recomienda utilizar turboladores en el extremo saliente de los gases de combustión de la caja de fuego por lo que proporciona mayor eficiencia de transferencia de calor con el fluido en toda la periferia del tubo de fuego, (Ver figura 2.3 del capítulo II), para el diseño establecido de acuerdo a elementos interno de una caja de fuego convencional.

5.1.4 Cálculo del espesor del tubo de fuego

De acuerdo a la recomendación de la norma ASME División I Sección I, referente a calderas de potencia pautado en la parte PFT-5.2, el material para servicio de calderas

es SA-216, con propiedades similares al SA-106 grado B para tuberías sin costura en servicios de altas temperaturas [11].

El espesor mínimo requerido del tubo de fuego se determinó según parte PFT-51.1.2, referente a hornos cilíndricos y tubos establecidos en la norma ASME División 1 Sección I, para cálculo de espesor de pared por presión externa, procedimiento obtenido en el subtítulo 3.8.1:

$$L = \pi \times (2 \times D + 12in) \quad (5.5)$$

Donde:

L = Desarrollo del tubo de fuego (in).

D = Diámetro interno del tratador (72 in).

$$L = \pi \times (2 \times 72in + 12in) = 156in$$

Luego de asumir un espesor ($t = 1/4''$), la presión máxima resulta menor que la presión externa del diseño, es decir; $P_a < 65$ Psi, por lo tanto no cumple con lo establecido en la norma ASME, UG-28 (c), Subparte 7, el espesor asumido por iteración será:

t asumido $3/8''$

De acuerdo a lo establecido en la norma API SPEC 12-L, referente al diseño de la caja de fuego no es considerado la tolerancia por corrosión para el tubo de fuego y tomando en consideración una temperatura de combustión de 900 °F, recomendado por la misma:

$$Pa = 103,61Psi > 65 Psi$$

Nota: La condición $Pa > P$, se cumple en un 37% por encima a la presión de diseño por lo tanto se diseñará un tubo de fuego 3/8" de espesor en tubería sin costura, (Ver figura 5.1), para el diseño establecido.

5.1.5 Cálculo del flujo de gas para la combustión en la caja de fuego

Se determinó el flujo mínimo y máximo de gas natural para un volumen de oxígeno de 4% de humo del gas correspondiente aproximadamente a 22,5% de exceso de aire de combustión en una válvula de calefacción del flujo de gas natural para tratadores (HHV) de 1050 BTU/SCF, a una temperatura de los gases de combustión de 900° F, recomendado por la norma API SPEC 12-L, [5]:

$$Q_{gcmín} = \frac{Qr_{Tpmín}}{eff \times HHV} \quad (5.6)$$

$$Q_{gcmáx} = \frac{Qr_{Tpmáx}}{eff \times HHV} \quad (5.7)$$

Donde:

$Q_{gcmín}$ = Flujo de gas natural de combustión mínimo (SCFH).

$Q_{gcmáx}$ = Flujo de gas natural de combustión máximo (SCFH).

$Qr_{Tpmín}$ = Calor requerido a temperatura promedio mínima de tratamiento (BTU/h).

$Qr_{Tpmáx}$ = Calor requerido a temperatura promedio máxima de tratamiento

(BTU/h).

Eff = Eficiencia de combustión del gas, (69%, Ver apéndice A.13)

HHV = Factor de capacidad de la válvula de calefacción del flujo de gas natural para tratadores (BTU/SCF).

$$Q_{gcmín} = \frac{550000 \text{ BTU/h}}{0,69 \times 1050 \text{ BTU/SCF}} = 759,14 \text{ SCFH} = 21,49 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{gcmáx} = \frac{730000 \text{ BTU/h}}{0,69 \times 1050 \text{ BTU/SCF}} = 1007,59 \text{ SCFH} = 28,53 \text{ m}^3/\text{h}$$

5.1.6 Dimensionamiento y ubicación de la zona de calentamiento y lavado

Esta zona se dimensionó considerando el área transversal que ocupa la caja de fuego de manera de garantizar su correcta instalación, la posición de la caja de fuego se determinó mediante el nivel alto-alto de líquido del agua en el recipiente ubicándola en partes iguales tanto para el crudo como para el agua, (Ver figura 5.1).

Esta zona estará limitada por baffles tal como lo recomienda la norma API SPEC 12-L, en la figura 2 en tipo de tratadores verticales, un baffle superior llamado deflector de calor y un baffle inferior llamado distribuidor.

Se recomienda dichos baffles con 3/8" de espesor para material SA-516-70, en operaciones de servicios establecidas para temperaturas moderadas y bajas.

La distancia en el cual se ubicarán los baffles divisores en esta zona se determinó mediante criterio de diseño una vez instalada la caja de fuego con la siguiente ecuación:

$$\boxed{d = \frac{D_{TF}}{2}} \quad (5.8)$$

Donde:

d = Distancia de ubicación del baffle distribuidor y el baffle deflector de calor, desde los extremos inferiores y superiores de la caja de fuego (in).

D_{TF} = Diámetro del tubo de fuego (in).

$$d = \frac{22}{2} = 11in = 0,28m$$

Nota: La ubicación de los baffles divisores de la zona se determinó mediante el criterio de $D_{TF}/2$, posición medida desde la parte superior de la caja de fuego hasta el baffle por encima. De igual manera es ubicado el otro baffle divisor de la zona desde la parte inferior de la caja de fuego hasta dicho baffle por debajo, como se puede observar en la figura 5.1.

Este criterio es considerado con la finalidad de brindar mayor contacto del fluido emulsionado con la caja de fuego y el agua de lavado, de manera que alcance la temperatura mínima y máxima de tratamiento y lograr en su mayoría la separación de las gotas de agua inmersas en el crudo con diámetros mayor o igual a 150 micras.

A continuación se presenta una tabla con el resume de resultados obtenidos en este capítulo para el diseño del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

Tabla 5.2: Resumen de cálculos obtenidos.

ZONA DE CALENTAMIENTO Y LAVADO	Valor (ST)	Valor (SI)
Calor requerido a temperatura mínima promedio de tratamiento, $Q_{T_{pmint}}$	0,41MM BTU/h	0,12MM W
Calor requerido a temperatura máxima promedio de tratamiento, $Q_{T_{pmáxt}}$	0,59MM BTU/h	0,17MM W
Perdida de calor en el recipiente, Q_l	0,14MM BTU/h	0,04MM W
Calor requerido total a temperatura mínima promedio de tratamiento, $Q_{T_{pmint}}$	0,55MM BTU/h	0,16MM W
Calor requerido total a temperatura máxima promedio de tratamiento, $Q_{T_{pmáxt}}$	0,73MM BTU/h	0,21MM W
Diámetro del tubo de fuego, D_{TF}	22 in	0,56 m
Espesor del tubo de fuego. t	3/8" in	9,53 mm

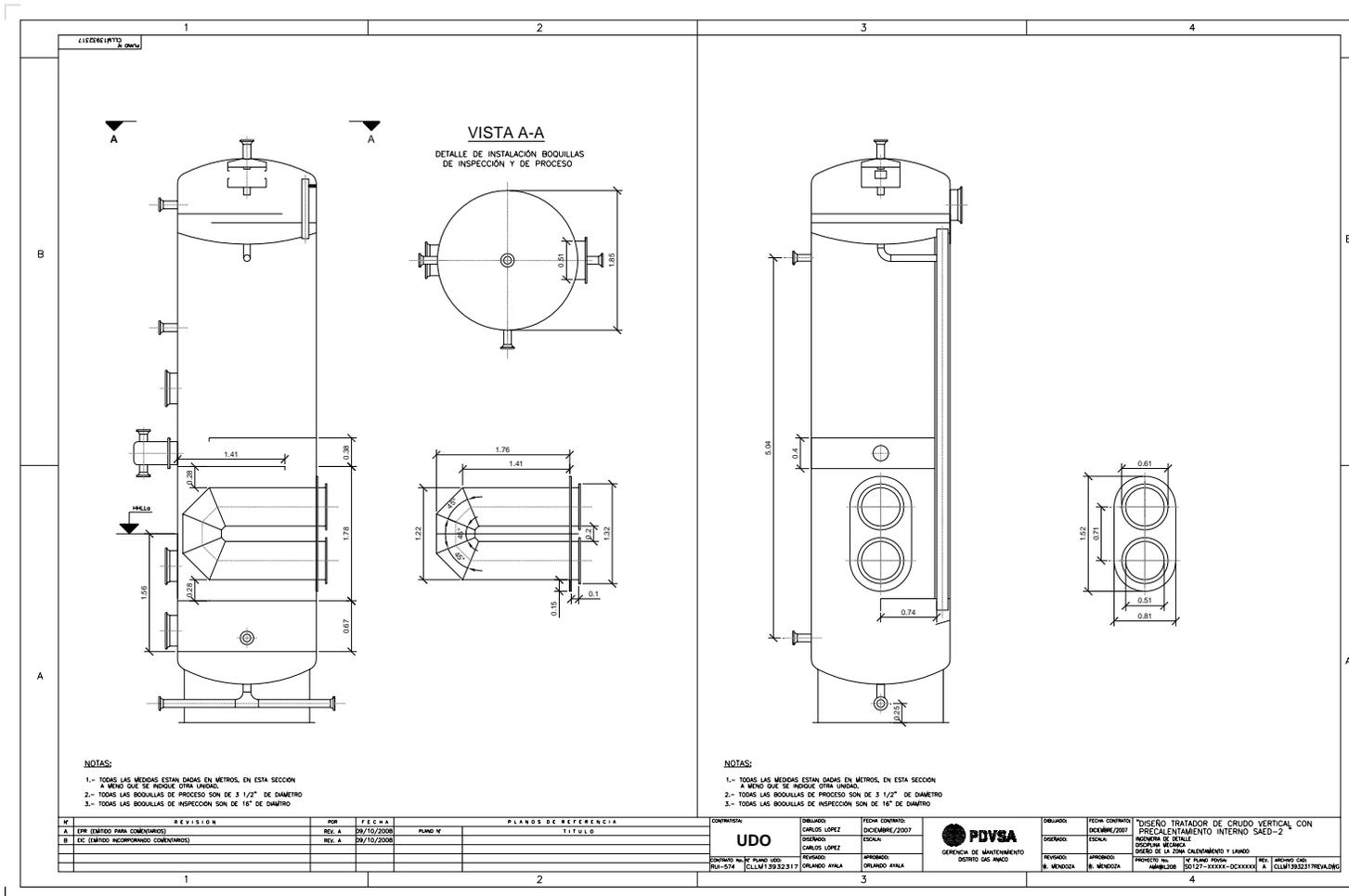


Figura 5.1: Plano de diseño de la zona de calentamiento y lavado, con vista de corte y detalle para fabricación.

CAPÍTULO 6. ZONA DE EXTRACCIÓN DEL AGUA LIBRE EN EL TRATADOR TÉRMICO

En este capítulo se diseñará la zona de extracción del agua libre tomando en cuenta recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, para la ubicación y determinar: el dimensionamiento de la zona, el diseño del sifón externo y la altura a la cual ira la ranura del niple ajustable para la producción máxima.

6.1 DISEÑO DE LA ZONA DE EXTRACCIÓN DEL AGUA LIBRE

6.1.1 Dimensionamiento de la zona de extracción del agua libre y ubicación del drenaje

De acuerdo al criterio establecido en la zona de calentamiento y lavado en referencia a la ubicación de la caja de fuego se dimensionó la zona de extracción del agua libre con una altura desde la costura inferior del recipiente hasta el baffle distribuidor de 0,67 m, (Ver figura 5.1 del capítulo V).

Se recomienda un drenaje de diámetro 3 ½”, de acuerdo a lo establecido en el subtítulo 3.4, en referente al cálculo del diámetro de la boquilla de salida del agua libre, ubicando en el centro del cabezal toriesférico inferior, con el fin de facilitar el desalojo del sedimento para los efectos de mantenimiento del equipo (Ver figura 6.1).

La distancia para la posición de la boquilla de salida del agua de proceso se determinó mediante criterio de diseño con la siguiente ecuación:

$$d_{bagua} = 2 \times D_{BoqSa} \quad (6.1)$$

Donde:

d_{bagua} = Distancia de la boquilla de salida del agua desde la costura inferior del recipiente hasta el centro del diámetro de la boquilla (in).

D_{BoqSa} = Diámetro de boquilla de salida del agua libre, (2 in).

$$d_{bagua} = 2 \times 3,5in = 7in = 0,18m$$

Se determinó el espesor del tubo de drenaje de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, procedimiento obtenido en el subtítulo 4.1.6, [10]:

$$t_m = 3/16in \quad (4,76mm)$$

6.1.2 Dimensionamiento y cálculo de espesor del sifón externo para la salida del agua de proceso

El sifón externo está comprendido de un tubo dentro de otro tubo o tubo concéntricos, (Ver figura 6.1), el diseño se estableció a través de las recomendaciones del manual NATCO y se determinó el diámetro del tubo interno del sifón igual al diámetro de la boquilla de salida del agua el cual es 3 ½”, espesor 3/8”, del tipo sin costura, para acero al carbono soldable A-106 o A53 de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, [10].

El diámetro del tubo externo del sifón se determinó como criterio de diseño mediante la siguiente ecuación:

$$D_{Text} = 3 \times D_{BoqSa} \quad (6.2)$$

Donde:

D_{Text} = Diámetro del tubo externo del sifón (in).

D_{BoqSa} = Diámetro de boquilla de salida del agua libre, (2 in).

$$D_{Text} = 3 \times 3,5in = 10,5in = 0,27m$$

Se determinó el espesor del tubo externo del sifón de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, procedimiento obtenido en el subtítulo 4.1.6:

$$t_m = 3/16in \quad (4,76mm)$$

6.1.3 Cálculo de la altura a la cual se debe colocar el sifón externo

En los tratadores verticales es importante determinar el nivel del crudo, del agua y la altura a la cual se debe colocar el sifón externo, para este diseño se cuenta con 2,91 m para el crudo y 1,56 m para el agua desde la ubicación de la boquilla, (Ver figura 3.1 del capítulo III). El sifón generalmente es ajustable dependiendo de la producción que se quiera, esto permite controlar la altura del crudo y del agua dentro del tratador. La altura de la ranura del sifón se determinó mediante la siguiente ecuación recomendada por el manual NATCO:

$$H_s = \frac{HHLLa \times S_a + HHLLc \times S_c}{S_a} \quad (6.3)$$

Donde:

H_s = Altura de la ranura a la cual se debe colocar el niple ajustado (m).

$HHLLc$ = Nivel alto-alto de liquido del crudo (2,91 m).

S_a = Gravedad especifica del agua (1,00).

HLLa = Nivel alto-alto de liquido del agua (1,56 m).

Sc= Gravedad especifica del crudo (0,79).

$$H_s = \frac{1,56m \times 1,00 + 2,91m \times 0,79}{1,00} = 3,86m$$

Nota: La altura de la ranura en el niple ajustable esta determinada para una producción de crudo y agua de proceso máxima, para la cual esta diseñado el tratador, es decir; 3,86 m, (Ver figura 6.1).

A continuación se presenta una tabla con el resume de resultados obtenidos en este capítulo para el diseño del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

Tabla 6.1: Resumen de cálculos obtenidos.

ZONA DE EXTRACCIÓN DEL AGUA LIBRE	Valor (ST)	Valor (SI)
Distancia de posición boquilla salida del agua, dbagua	7 in	0,18 m
Espesor tubo drenaje, tm	3/16" in	4,76 mm
Diámetro del tubo interno del sifón, d	3 1/2" in	88,90 m
Diámetro del tubo externo del sifón, DText	10" in	0,25 m
Altura de la ranura del sifón, Hs	12,66 ft	3,86 m

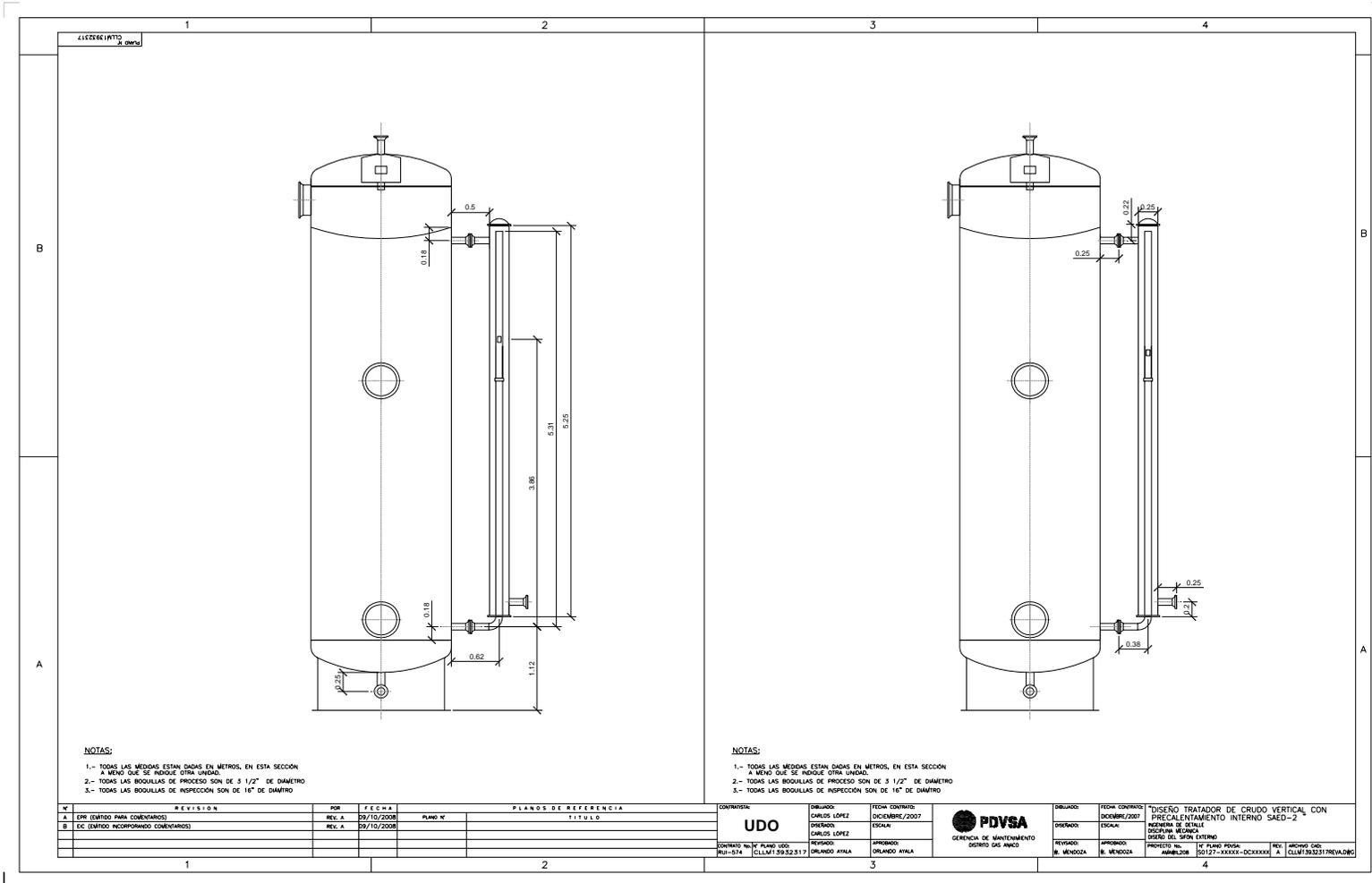


Figura 6.1 Plano de diseño de la zona de extracción del agua libre sifón externo.

CAPÍTULO 7. ZONA DE SEPARACIÓN O SECCIÓN DE COALESCENCIA EN EL TRATADOR TÉRMICO

Este capítulo comprende el diseño de la zona de separación o sección de coalescencia aplicando las normas técnicas respectivas tales como: PDDSA MPD -03-S-05, API SPEC 12-L y “Tubular Exchanger Manufactures Association”, TEMA, con el propósito de obtener, la velocidad de asentamiento de la gota de agua más pequeña para el tipo de crudo que se maneja, la velocidad de llenado en esta sección y todo lo relacionado con el diseño del intercambiador de calor de cabezal y tubos desnudos en forma de U.

7.1 DISEÑO DE LA ZONA DE SEPARACIÓN O SECCIÓN DE COALESCENCIA

7.1.1 Cálculo de la velocidad de asentamiento o decantación de las gotas de agua

Se determinó la velocidad de decantación del agua según las recomendaciones de la norma PDDSA MPD -03-S-05, referente a las gotas de líquidas dispersas en la fase líquida continua de acuerdo al rango de número de Reynolds de gota en el cual se este operando [12].

Para rango del número de Reynolds < 2 , en la gota que precipita, el mecanismo o ley de decantación será Stokes, sin embargo para efecto de diseño se ha impuesto un límite superior de la velocidad de asentamiento que sea no mayor a $1,39 \times 10^{-2}$ ft/s, recomendado por la norma PDDSA MPD -03-S-05:

$$V_{as} = \frac{g \times D_p^2 \times (\rho_p - \rho_L)}{18 \times \mu} \quad (7.1)$$

Donde:

V_{as} = Velocidad de asentamiento de las gotas de agua (ft/s).

D_p = Diámetro de la gota de agua (ft).

g = Aceleración de la gravedad, (32,174 ft/s²).

ρ_p = Densidad de la fase pesada (agua), (61,71 Lb/ft³).

ρ_L = Densidad de la fase liviana (crudo), (48,75 Lb/ft³).

μ = Viscosidad de la fase continúa a la temperatura mínima de tratamiento (119°F), (0,0011 Lb/ft/s).

Para fase líquida liviana de hidrocarburos ° API > 35 y fase líquida pesada de agua o soda cáustica se tiene un diámetro de la gota de 0,0035 pulgadas, (0,0003 ft), (89 μ) de acuerdo a la norma PDDSA MPD -03-S-05, (Ver apéndice A.14).

$$V_{as} = \frac{32,174 \frac{ft}{s^2} \times (0,0003)^2 ft^2 \times (61,71 - 48,75) \frac{Lb}{ft^3}}{18 \times 0,0011 \frac{Lb}{\frac{ft}{s}}} = 0,0019 \frac{ft}{s}$$

$$V_{as} = 0,0019 \frac{ft}{s} \times \frac{60s}{1min} = 0,114 \frac{ft}{min} = 6 \times 10^{-4} \frac{m}{s}$$

7.1.2 Cálculo de la velocidad de llenado del crudo en el recipiente

Se determinó la velocidad de llenado con el flujo de diseño del crudo y el área transversal del tratador, considerando el área que ocupa el tubo bajante de la emulsión formado por una semi-circulo, procedimiento obtenido en el subtítulo 3.6 (Ver figura 3.1 del capítulo III), referente al área que ocupa el tubo rebosadero bajante de la emulsión:

$$V_{\text{llenado}} = \frac{Q_{cd}}{A_{tr} - A_{\text{semi-circulo}}} \quad (7.2)$$

Donde:

Q_{cd} = Flujo de diseño del crudo (ft/min).

A_{tr} = Área interna transversal del tratador (ft²).

$A_{\text{semi-circulo}}$ = Área del semi-circulo que ocupa el tubo bajante de la emulsión (ft²).

$$V_{\text{llenado}} = \frac{795,6 \frac{Bbl}{D} \times 5,6146 \frac{ft^3}{Bbl} \times \frac{1D}{1440 \text{ min}}}{\frac{\pi}{4} \times 6^2 ft^2 - 3^2 \times (1,17 - Sen(1,17))} = 0,119 \frac{ft}{\text{min}} = 6 \times 10^{-4} \frac{m}{s}$$

Nota: Como la velocidad de asentamiento de las gotas de agua inmersa en el crudo son menores que la velocidad de llenado es recomendable utilizar baffles multi-orificios para garantizar que la velocidad de llenado sea menor, de manera que pueda precipitar las gotas hacia la zona de extracción y eliminar la niebla que produce el crudo en esta sección producto del calentamiento para el tipo de crudo que se maneja, garantizando el tiempo de residencia de 80 minutos obtenido en el subtítulo 3.5.2 para lograr la separación.

7.1.3 Cálculo del área máxima de deshidratación del crudo en el recipiente

Se determinó el área máxima de deshidratación del crudo en el recipiente utilizando las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, referente al proceso de coalescencia de las gotas de agua dispersa en el crudo, para una gamas de velocidades máximas de deshidratación comprendida entre 7 a 40 BPD/ft², para tratadores verticales [5].

Se consideró la velocidad máxima de deshidratación del crudo por promedio entre el valor mínimo y máximo recomendado:

$$V_{\max\ desh} = \left(\frac{7 + 40}{2} \right) \text{BPD} / \text{ft}^2 = 23,5 \frac{\text{BPD}}{\text{ft}^2}$$

Corrigiendo la velocidad máxima de deshidratación por un factor porcentual obtenido mediante el tiempo máximo de residencia del crudo para los volúmenes de retención máximo determinado en el subtítulo 3.5.1.

Se determinó el factor porcentual por promedio con el tiempo de residencia promedio inicial en la iteración del dimensionamiento del tratador (65 min.) y el tiempo de residencia máximo (80 min.), para el volumen de retención máximo obtenido en el subtítulo 3.5.1:

$$\%_{\text{promedio}} = \frac{(80 - 65) \text{min}}{80 \text{min}} \times 100 = 18,75\%$$

Se aplicó a la velocidad promedio máxima de deshidratación del crudo por encima y entonces se tiene:

$$V_{\max\ desh} = 23,5 \frac{\text{BPD}}{\text{ft}^2} \times \frac{18,75\%}{100} + 23,5 \frac{\text{BPD}}{\text{ft}^2} = 27,9 \text{BPD} / \text{ft}^2 = 5,53 \times 10^{-4} \text{m} / \text{s}$$

Se determinó el área máxima de deshidratación del crudo con el flujo de diseño mediante la siguiente ecuación:

$$\boxed{A_{\max\ desh} = \frac{V_{\max\ desh}}{118 Q_{cd}}} \quad (7.3)$$

Donde:

$A_{\max\text{desh}}$ = Área máxima de deshidratación del crudo (ft^2).

Q_{cd} = Flujo de diseño del crudo (795,6 Bbl/D).

$V_{\max\text{desh}}$ = Velocidad máxima de deshidratación del crudo (BPD/ ft^2).

$$A_{\max\text{desh}} = \frac{29,9 \frac{\text{BPD}}{\text{ft}^2}}{795,6 \text{BPD}} = 0,035 \text{ft}^{-2} = 28,52 \text{ft}^2 = 2,65 \text{m}^2$$

Nota: El área máxima de deshidratación es $28,52 \text{ft}^2$, es decir; 0,87% mayor que el área transversal del tratador es $28,27 \text{ft}^2$, aceptando un margen de error de 1% se determinó que el área del tratador cumple con las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L.

7.1.4 Cálculo del intercambiador de calor interno en el tratador

De acuerdo a lo comentado en el proceso del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno en el subtítulo 2.3, en esta zona se encuentra ubicado el intercambiador de calor de tubos desnudos en la sección transversal cercano al bafle divisor de calor con la finalidad de aprovechar la energía de tratamiento del crudo para precalentar la emulsión entrante, disminuir la viscosidad y facilitar la desgasificación, (Ver figura 7.1).

➤ Condiciones del proceso:

A continuación se presenta tablas de datos relacionada con el diseño del intercambiador de calor, el cual; expresa valores obtenidos mediante cromatografía,

apéndices y criterios de diseño asumidos para la estación de descarga Santa Ana 2.

Tabla 7.1: Condiciones exteriores para el diseño del intercambiador de calor.

Fluido a ser enfriado: Crudo Pasando por: Sección transversal del tratador	Fuente	Valor
Temperatura máxima de tratamiento, $T_{máxt}$	Cromatografía SAED-2	125 °F
Temperatura de salida del crudo, T_s	Criterio de diseño SAED-2	119 °F
Calor específico del crudo @ Temperatura promedio de transferencia de calor, Presión, C_{pc}	Apéndice A.12	0,50 BTU/Lb.°F
Viscosidad del crudo @ Temperatura promedio de transferencia de calor, Presión, μ_c	Apéndice A.19	1,69 Cp
Coefficiente de conductividad térmica del crudo @ Temperatura promedio transferencia de calor, Presión, λ_c	Apéndice A.20	0,064 BTU/h.ft ² .°F/ft
Calor específico del agua @ Temperatura promedio de transferencia de calor, Presión, C_{pa}	Norma API SPEC 12-L	1,0 BTU/Lb.°F
Coefficiente de conductividad térmica del agua @ Temperatura promedio transferencia de calor, Presión, λ_a	Apéndice A.36	0,376 BTU/h.ft.°F
Coefficiente de conductividad térmica del agua @ Temperatura promedio transferencia de calor, Presión, λ_g	Apéndice A.37	0,0115 BTU/h.ft ² .°F/ft

Tabla 7.2: Condiciones interiores para el diseño del intercambiador de calor.

Fluido a ser calentado: Emulsión Pasando por: Tubos	Fuente	Valor
Temperatura de entrada de la emulsión a el intercambiador, T_e	Cromatografía SAED-2	105 °F
Temperatura de salida de la emulsión en el intercambiador, T_{se}	Criterio de diseño SAED-2	115 °F

➤ **Temperatura promedio de transferencia por el lado a ser enfriado:**

Se determinó la temperatura promedio de transferencia de calor del fluido a ser enfriado con la finalidad de obtener propiedades térmicas tales como: el calor específico, conductividad térmica, viscosidad:

$$T_{PT} = \frac{T_{m\acute{a}x} + T_s}{2} \quad (7.4)$$

$$T_{PT} = \frac{125^{\circ} F + 119^{\circ} F}{2} = 122^{\circ} F = 50^{\circ} C$$

➤ **Características externa del intercambiador:**

Se consideró el diseño con un cabezal del tipo B en su extremo anterior, para las conexiones de entrada y salida de la emulsión. Esto de acuerdo a la nomenclatura “Tubular Exchanger Manufacturers Association”, TEMA, en aplicaciones con placa de tubo fijo, cabezal posterior con haz de tubo en “U” y banco de tubos removibles, (Ver apéndice A.15 y A.16) [13].

➤ **Características interna del intercambiador:**

Se consideró un banco de tubos de dos paso de acuerdo a nomenclatura “Tubular Exchanger Manufacturers Association”, TEMA, del tipo U, con arreglo de tubos triangular 30°, para un Pitch 1 ¼” (in) y tubo de 1,050 in de diámetro nominal (Ver apéndice A.15 , A.17 y A.18).

Nota: Como la aplicación de instalación del intercambiador se encuentra en la sección transversal del tratador ubicado por encima del baffle divisor de calor, el diseño no amerita de carcasa ni boquillas de entrada y salida ya que su función es de estar sumergido en esta zona.

➤ **Característica y cálculo de espesor de pared del tubo:**

Se consideró tubos de acero al carbono soldable sin costura de 1,050 in de diámetro, con aleación C-Mn recomendado por la norma ANSI B31.3, en aplicaciones de tubería para planta químicas y refinerías petroleras en servicio general y de altas temperaturas, ASTM A 53 B o A 106 B, con conductividad térmica de 26 BTU/h.ft.°F y esfuerzo máximo permisible 15000 Psi. (Ver apéndice A.2 y A.19), [10].

Se determinó el espesor de pared del tubo de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, procedimiento obtenido en el subtítulo 4.1.6:

$$t_m = 5/32in \ (3,97mm)$$

Nota: Se consideró un tubo de 1,050 in de diámetro exterior, diámetro interior 0,824 in, espesor de pared 0,133 in y longitud 5,50 ft.

➤ **Cálculo del flujo másico del crudo:**

Se determinó el flujo másico del crudo mediante la siguiente ecuación:

$$\boxed{m_c = \rho_c \times Q_{cd}} \quad (7.5)$$

Donde:

m_c = Flujo másico del crudo, (Lb/h).

Q_{cd} = Flujo de diseño del crudo (BNPD).

ρ_c = Densidad del crudo @ Temperatura promedio de transferencia, P diseño, (Lb/ft³).

La densidad del agua a la temperatura promedio de transferencia es 61,71 Lb/ft³, por lo tanto; la densidad del crudo es 48,75 Lb/ft³, ver apunte de cálculo del subtítulo 3.2:

$$\dot{m}_c = 48,75 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} \times 795,6 \frac{\text{Bbl}}{\text{Dia}} \times 5,6146 \frac{\text{ft}^3}{\text{Bbl}} \times \frac{\text{Dia}}{24\text{h}} = 9073,54 \text{ Lb/h} = 1,14 \text{ Kg/s}$$

➤ **Cálculo del calor a transferir entre los fluidos:**

Se determinó el calor a transferir mediante la siguiente ecuación:

$$Q = Q_e = Q_c = \dot{m}_c \times C_{pc} \times (T_{máxt} - T_s) \quad (7.6)$$

Donde:

Q_c = Calor a transferir del crudo, (BTU/h).

Q_e = Calor a transferir de la emulsión, (BTU/h).

m_c = Flujo másico del crudo, (Lb/h).

C_{pc} = Calor específico del crudo @ temperatura promedio de transferencia de calor, (0,50 BTU/Lb-°F), Ver apéndice A.20.

T_{máxt} = Temperatura máxima de tratamiento, (°F),

T_s = Temperatura de salida del crudo en el intercambiador, (°F).

$$Q = 9073,54 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \times 0,50 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb-}^\circ\text{F}} \times (125 - 119)^\circ\text{F} = 27220,62 \text{ BTU/h} = 7,97 \text{ KW}$$

➤ **Temperatura promedio de transferencia por el lado a ser calentado:**

Se determinó la temperatura promedio de transferencia de calor del fluido a ser calentado con la finalidad de obtener propiedades térmicas tales como: el calor específico, conductividad térmica, viscosidad, se tiene:

$$T_{PT} = \frac{T_e + T_{se}}{2} \quad (7.7)$$

$$T_{PT} = \frac{105^\circ F + 115^\circ F}{2} = 110^\circ F = 43,3^\circ C$$

➤ **Cálculo del flujo másico de la emulsión:**

Se determinó el flujo másico de la emulsión mediante la siguiente ecuación:

$$m_e = \rho_m \times Q_m \quad (7.8)$$

Donde:

m_e = Flujo másico de la mezcla emulsionada, (Lb/h).

Q_m = Flujo de la mezcla emulsionada (0,0853 ft³/s), obtenido en el subtítulo 3.4.1, referente al cálculo de boquilla de alimentación.

ρ_m = Densidad de la mezcla emulsionada @ Temperatura promedio de transferencia, P diseño, (Lb/ft³), ver cálculos en el subtítulo 3.4.1, referente a boquilla alimentación, (109,36 Lb/ft³).

$$m_e = 109,36 \frac{Lb}{ft^3} \times 0,0853 \frac{ft^3}{s} \times \frac{3600s}{h} = 33582,27 \frac{Lb}{h} = 4,23 \frac{Kg}{s}$$

➤ **Cálculo del calor específico de la emulsión:**

Se determinó el calor específico de la emulsión mediante la siguiente ecuación:

$$C_{Pe} = \lambda_g \times C_{Pg} + \lambda_c \times C_{Pc} + \lambda_a \times C_{Pa} \quad (7.9)$$

Donde:

λ_g = Fracción másica del gas.

λ_c = Fracción másica del crudo.

λ_a = Fracción másica del agua.

C_{Pg} = Calor específico del gas @ temperatura promedio de transferencia de calor y presión de diseño, (0,65 BTU/Lb.°F), ver apéndice A.21.

C_{Pc} = Calor específico del crudo @ temperatura promedio de transferencia de calor y presión de diseño, (0,50 BTU/Lb.°F), ver apéndice A.20.

C_{Pa} = Calor específico del agua @ temperatura promedio de transferencia de calor y presión de diseño, (1,0 BTU/Lb.°F).

Se determinó la fracción másica del gas en la mezcla mediante la siguiente ecuación:

$$\lambda_g = \frac{q_{gd}}{q_{TliqD} + q_{gd}} \quad (7.10)$$

Donde:

q_{gd} = Flujo másico de diseño del gas, obtenido en el subtítulo 3.3, (349,02 Lb/h).

q_{TliqD} = Flujo total másico de diseño de los líquidos, obtenido en el subtítulo 3.3, (33240,3 Lb/h).

$$\lambda_g = \frac{349,02 \frac{Lb}{h}}{33240,30 \frac{Lb}{h} + 349,02 \frac{Lb}{h}} = 0,01$$

Se determinó la fracción másica del crudo en la mezcla mediante la siguiente ecuación:

$$\lambda_c = \frac{q_{cd}}{q_{TliqD} + q_{gd}} \quad (7.11)$$

Donde:

q_{gd} = Flujo másico de diseño del gas, obtenido en el subtítulo 3.3, (349,02 Lb/h).

q_{TliqD} = Flujo total másico de diseño de los líquidos, obtenido en el subtítulo 3.3, (33240,3 Lb/h).

q_{cd} = Flujo másico de diseño del crudo, obtenido en el subtítulo 3.3, (9073,54 Lb/h).

$$\lambda_c = \frac{9073,54 \frac{Lb}{h}}{33240,30 \frac{Lb}{h} + 349,02 \frac{Lb}{h}} = 0,27$$

Se determinó la fracción másica del agua en la mezcla mediante la siguiente deducción:

$$\lambda_a + \lambda_g + \lambda_c = 1 \quad (7.12)$$

Por lo tanto se tiene:

$$\lambda_a = 0,72$$

Sustituyendo los valores obtenidos de las fracciones másicas en la Ec(7,9), se tiene:

$$C_{pe} = 0,65 \frac{BTU}{Lb.^{\circ}F} \times 0,01 + 0,50 \frac{BTU}{Lb.^{\circ}F} \times 0,27 + 1,0 \frac{BTU}{Lb.^{\circ}F} \times 0,72$$

$$C_{pe} = 0,86 \frac{BTU}{Lb.^{\circ}F} = 1111,31 \frac{J}{Kg.K}$$

➤ **Cálculo de la diferencia de temperatura efectiva:**

Se determinó la diferencia de temperatura efectiva del intercambiador mediante la ecuación:

$$\Delta T_m = F \times LMDT \quad (7.13)$$

Donde:

ΔT_m = Diferencia de temperatura efectiva, (°F).

F = Factor de corrección de la LMTD.

LMTD = Diferencia de temperatura media logarítmica, (°F).

$$LMTD = \frac{(GTTD - LTTD)}{\ln\left(\frac{GTTD}{LTTD}\right)} \quad (7.14)$$

Donde:

GTTD = Diferencia de temperatura terminal mayor, (°F).

LTTD = Diferencia de temperatura terminal menor, (°F).

$$GTTD = T_{máxt} - T_{se} \quad (7.15)$$

Donde:

$T_{máxt}$ = Temperatura máxima de tratamiento del crudo por el lado de la carcasa, (°F).

T_{se} = Temperatura de salida de la emulsión en el intercambiador por el lado de los tubos, (°F).

$$LTTD = T_s - T_e \quad (7.16)$$

Donde:

T_s = Temperatura de salida del crudo en el intercambiador por el lado de la carcasa, ($^{\circ}F$).

T_e = Temperatura de entrada de la emulsión a el intercambiador por el lado de los tubos, ($^{\circ}F$), Ver apéndice A.22

$$GTTD = 125^{\circ} F - 115^{\circ} F = 10^{\circ} F$$

$$LTTD = 120^{\circ} F - 105^{\circ} F = 15^{\circ} F$$

Sustituyendo estos valores en la Ec (7.14), se tiene:

$$LMTD = \frac{(10^{\circ} F - 15^{\circ} F)}{\ln\left(\frac{10}{15}\right)} = 12,33^{\circ} F$$

Se calculó los parámetros R y P, para determinar el factor de corrección de la diferencia de temperatura media logarítmica del intercambiador con un paso por la carcasa, (Ver apéndice A.23):

$$R = \frac{T_{máxt} - T_s}{T_{se} - T_e} \quad (7.17)$$

$$R = \frac{125^{\circ} F - 120^{\circ} F}{115^{\circ} F - 105^{\circ} F} = 0,5$$

$$P = \frac{T_{se} - T_e}{T_{máxt} - T_e} \quad (7.18)$$

$$P = \frac{115^{\circ} F - 105^{\circ} F}{125^{\circ} F - 105^{\circ} F} = 0,5$$

Sustituyendo el factor F de la diferencia de temperatura media logarítmica de 0,935, en la Ec (7.13), se tiene:

$$\Delta T_m = 0,935 \times 12,33^\circ F = 11,53^\circ F = -11,37^\circ C$$

➤ **Cálculo del coeficiente de transferencia de calor entre los fluidos:**

Se determinó un coeficiente de transferencia de calor inicial entre los fluidos, de manera de obtener un cálculo de aproximación por iteración, mediante la siguiente ecuación:

$$U_{oF} = U_{oe} + U_{oc} \quad (7.19)$$

Donde:

U_{oF} = Coeficiente de transferencia de calor entre los fluidos, (BTU/h.ft².°F).

U_{oe} = Coeficiente de transferencia de calor de la emulsión, lado a ser calentado, (BTU/h.ft².°F).

U_{oc} = Coeficiente de transferencia de calor del crudo, lado a ser enfriado, (26 BTU/h.ft².°F), Ver apéndice A.24.

Se determinó el coeficiente de transferencia de calor de la emulsión mediante la siguiente ecuación:

$$U_{oe} = (1 - \lambda_v) \times U_{og} + \lambda_v \times (U_{oc} + U_{oa}) \quad (7.20)$$

Donde:

U_{oe} = Coeficiente de transferencia de calor de la emulsión, (BTU/h.ft².°F).

λ_v = Facción másica de los fluidos que alimentan al intercambiador, (0,99).

U_{oc} = Coeficiente de transferencia de calor del crudo, (26 BTU/h.ft².°F), Ver apéndice A.24.

U_{oa} = Coeficiente de transferencia de calor del agua, (29 BTU/h.ft².°F), Ver apéndice A.25.

U_{og} = Coeficiente de transferencia de calor del gas, (38 BTU/h.ft².°F), Ver apéndice A.25.

$$U_{oe} = (1 - 0,99) \times 38 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} + 0,99 \times \left(26 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} + 29 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} \right)$$

$$U_{oe} = 54,83 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} = 311,34 \frac{W}{m^2.K}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (7.19), se tiene:

$$U_{oF} = 54,83 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} + 26 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} = 80,83 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} = 458,97 \frac{W}{m^2.K}$$

➤ **Cálculo del área requerida de transferencia de calor:**

Se determinó el área de transferencia de calor requerida mediante la ecuación:

$$A_R = \frac{\dot{Q}_c}{U_{oF} \times \Delta T_m} \quad (7.21)$$

Donde:

A_R = Área de transferencia de calor requerida, (ft^2).

Q_c = Calor a transferir del crudo, (BTU/h).

U_{oF} = Coeficiente de transferencia de calor entre los fluidos, (BTU/h. ft^2 .°F)

ΔT_m = Diferencia de temperatura efectiva del intercambiador de calor, (°F).

$$A_R = \frac{27220,62 \frac{BTU}{h}}{80,83 \frac{BTU}{h.ft^2.°F} \times 11,53° F} = 29,21 ft^2 = 2,71 m^2$$

➤ **Cálculo del número de tubos:**

Se determinó el número de tubos mediante la ecuación:

$$N_b = \frac{A_R}{\pi \times d_e \times L_b} \quad (7.22)$$

Donde:

N_b = Número de tubos.

d_e = Diámetro exterior de los tubos, (0,0875 ft).

L_b = longitud de los tubos, (5,50 ft).

$$N_b = \frac{29,21 ft^2}{\pi \times 0,0875 ft \times 5,50 ft} = 19,32 \approx 19$$

➤ **Cálculo de la resistencia de la pared del tubo:**

Se determinó la resistencia de la pared del tubo mediante la ecuación:

$$r_w = \frac{d_e \times Ln\left(\frac{d_e}{d_i}\right)}{2 \times \lambda_w} \quad (7.23)$$

Donde:

r_w = Resistencia de pared del tubo, $(BTU/ft^2 \cdot ^\circ F)^{-1}$.

d_e = Diámetro exterior del tubo, (0,0875 ft).

d_i = Diámetro interior del tubo, (0,0687 ft).

λ_w = Conductividad térmica de la pared del tubo en acero al carbono, (26 BTU/h.ft.°F), Ver apéndice A.26.

$$r_w = \frac{0,0875 \text{ ft} \times Ln\left(\frac{0,0875}{0,0687}\right)}{2 \times 26 \frac{BTU}{h \cdot ft \cdot ^\circ F}} = 4,07 \times 10^{-4} \left(\frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}\right)^{-1} = 2,3 \left(\frac{W}{m^2 \cdot K}\right)^{-1}$$

➤ **Cálculo de la temperatura de la pared del tubo:**

Se determinó la temperatura de la pared del tubo mediante la ecuación recomendada por el libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$T_w = TT + U_{oF} \times r_w \times (TS - TT) \quad (7.24)$$

Donde:

T_w = Temperatura de la pared del tubo, ($^{\circ}F$).

TT = Temperatura promedio de transferencia de calor del fluido a ser calentado, (emulsión por el lado de los tubos), ($110^{\circ}F$).

U_{oF} = Coeficiente de transferencia de calor entre los fluidos, ($80,83$ $BTU/h.ft^2.^{\circ}F$).

r_w = Resistencia de pared del tubo, ($4,07 \times 10^{-4}$ $BTU/h.ft^2.^{\circ}F$) $^{-1}$.

TS = Temperatura promedio de transferencia de calor del fluido a se enfriado, (crudo por el lado de los tubos desnudos sección transversal del tratador), ($122^{\circ}F$).

$$T_w = 110^{\circ}F + 80,83 \frac{BTU}{h.ft^2.^{\circ}F} \times 4,07 \times 10^{-4} \left(\frac{BTU}{h.ft^2.^{\circ}F} \right)^{-1} \times (122^{\circ}F - 110^{\circ}F)$$

$$T_w = 110,39^{\circ}F = 43,3^{\circ}C$$

➤ **Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor:**

Se determinó el coeficiente global de transferencia de calor mediante la ecuación recomendada por el libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$U_o = \frac{1}{\left[\left(\frac{1}{\alpha_i} \right) \times \left(\frac{d_e}{d_i} \right) + r_{ie} \times \left(\frac{d_e}{d_i} \right) + r_w + r_{ec} + \left(\frac{1}{\alpha_e} \right) \right]} \quad (7.25)$$

Donde:

U_o = Coeficiente global de transferencia de calor, (BTU/h.ft².°F).

α_e = Coeficiente de película externo del lado a ser enfriado, (crudo por el lado de los tubos desnudos sección transversal del tratador).

α_i = Coeficiente de película interno del lado a ser calentado, (emulsión por el lado de los tubos).

d_e = Diámetro externo de los tubos, (0,0875 ft).

d_i = Diámetro interno de los tubos, (0,0687 ft).

r_{ie} = Resistencia interna por factor de ensuciamiento del lado a ser calentado, (emulsión por el lado de los tubos), (h.ft².°F/BTU)

r_{ec} = Resistencia externa por factor de ensuciamiento del lado a ser enfriado, (crudo por el lado de los tubos desnudos sección transversal del tratador), (h.ft².°F/BTU).

r_w = Resistencia de pared del tubo, (BTU/h.ft².°F)⁻¹.

➤ **Cálculo del número de Reynolds del lado a ser enfriado:**

Se determinó el número de Reynolds del lado a ser enfriado por el haz de tubos desnudos sección transversal del tratador mediante la ecuación recomendada por la norma PDVSA MDP-02-FF-05:

$$\text{Re}_e = \frac{1,27 \times \left(\frac{Q_{cd}}{D} \right) \times \rho_c}{\mu_c} \quad (7.26)$$

Donde:

Re_e = Número de Reynolds del lado a ser enfriado por el haz de tubos desnudos.

Q_{cd} = Flujo volumétrico de diseño del crudo, (0,0517 ft³/s), obtenido en el subtítulo 3.4.2.

D = Diámetro interno del tratador, (6 ft).

ρ_c = Densidad del crudo, (48,75 Lb/ft³), obtenido en el subtítulo 3.2.

μ_c = Viscosidad del crudo, (1,69 Cp).

$$Re_e = \frac{1,27 \times \left(\frac{0,0517 \frac{ft^3}{s}}{6 ft} \right) \times 48,75 \frac{Lb}{ft^3}}{1,69 Cp} = 0,32$$

➤ **Cálculo del coeficiente de película exterior:**

Se determinó el coeficiente de película exterior mediante la ecuación recomendada por el libro "Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$\alpha_e = F_F \times F_P \times F_M \times F_C \times F_E \times F_A \times \phi_o \quad (7.27)$$

Donde:

F_F y F_P = Factor de flujo promedio y factor de propiedades físicas que depende del arreglo ($\Delta 30^\circ$), el Pitch (1 1/4"), diámetro externo del tubo (1,050 in), número de Reynolds del lado a ser enfriado (0,32), el flujo másico del crudo (1,14 Kg/s), calor específico del crudo (0,50 BTU/Lb.°F), conductividad térmica del crudo (0,064 BTU/h.ft².°F/ft) determinado por la tabla 12.4 (b), del libro "Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, Ver apéndice A.27:

$Re < 300$, para un régimen laminar, por lo tanto se tiene:

$$F_F = \left(m_c \right)^{0,36} \quad (7.28)$$

Donde:

m_c = Flujo másico del crudo, (1,14 Kg/s).

$$F_F = (1,14)^{0,36} = 1,05$$

$$F_P = \frac{(C_{Pc})^{0,333} \times (\lambda_c)^{0,667}}{N_b^{0,027}} \quad (7.29)$$

Donde:

C_{Pc} = Calor específico del crudo @ temperatura promedio de transferencia de calor y presión de diseño, (646,11 J/Kg-K).

λ_c = conductividad térmica del crudo (0,11 W/m-k).

N_b = Número de tubos (19).

$$F_P = \frac{(646,11)^{0,333} \times (0,11)^{0,667}}{(19)^{0,027}} = 1,83$$

F_M = Factor de diseño mecánico, para hojas de tubos fijas o tubos en U, que depende, del arreglo ($\Delta 30^\circ$), número de Reynolds del lado a ser enfriado (0,32), tipo de cabezal (B) y diámetro de carcasa determinado por la tabla 12.7 (a), del libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, Ver apéndice A.28:

Como no existe carcasa en el diseño el factor de diseño mecánico será:

$$F_M = 1$$

F_C = Factor de corrección, para hojas de tubos fijas o tubos en U, que depende, del arreglo ($\Delta 30^\circ$), el Pitch (1 ¼”), número de Reynolds del lado a ser enfriado (0,32), diámetro externo del tubo (1,050 in) y diámetro de carcasa determinado por la tabla 12.8 (b), del libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, Ver apéndice A.29:

Como no existe carcasa en el diseño el factor de corrección será:

$$F_C = 1$$

F_E = Factor de corrección de transferencia de calor, que depende, número de tubos (19), determinado por la tabla 12.5, del libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, Ver apéndice A.30:

Como no existe carcasa en el diseño el factor de corrección será:

$$F_F = 1$$

F_A = Factor de corrección de transferencia de calor, para flujo laminar que depende, número de pasos (2), número de Reynolds del lado a ser enfriado (0,32), diámetro externo del tubo (1,050 in) y diámetro de carcasa determinado por la tabla 12.6, del libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, Ver apéndice A.31:

Como no existe carcasa en el diseño el factor de corrección de transferencia de calor será:

$$F_A = 1$$

La relación entre las viscosidades se determinó mediante la ecuación, recomendada por el libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$\phi_o = \left(\frac{\mu_e}{\mu_c} \right)^a \quad (7.30)$$

Donde:

ϕ_o = Relación entre las viscosidades de los fluidos a transferir calor.

μ_e = Viscosidad de la emulsión @ temperatura promedio de transferencia de calor, (Cp).

μ_c = Viscosidad del crudo @ temperatura promedio de transferencia de calor, (Cp).

Como el valor de (a) depende de régimen turbulento y transitorio, el factor ϕ_o será:

$$\phi_o = 1$$

Sustituyendo los valores obtenidos de cada factor en la Ec (7,27), se tiene:

$$\alpha_e = 1,93 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 0,34 \text{ BTU/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

➤ **Cálculo del número de Reynolds del lado del tubo:**

Se determinó el número de Reynolds del lado de los tubos mediante la ecuación recomendada por el libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$\boxed{\text{Re}_i = \frac{W_i \times d_i}{\mu_i}} \quad (7.31)$$

Donde:

$$\boxed{W_i = \frac{m_i}{\left(\frac{N_b}{N_p}\right) \times \left(\frac{\pi \times d_i^2}{4}\right)}} \quad (7.32)$$

Sustituyendo la Ec (7.32), en la Ec (7.31), se tiene:

$$\text{Re}_i = \frac{\left(\frac{m_i}{\left(\frac{N_b}{N_p} \right) \times \left(\frac{\pi \times d_i^2}{4} \right)} \right) \times d_i}{\mu_i} \quad (7.33)$$

Donde:

Re_i = Número de Reynolds del lado de los tubos.

m_i = Flujo másico de la emulsión, (33582,27 Lb/h).

N_b = Número de tubos, (19).

N_p = Número de pasos, (2).

d_i = Diámetro interno del tubo, (0,824 in = 0,0687 ft).

μ_i = Viscosidad de la emulsión a la temperatura promedio de transferencia de calor, (Lb/ft.h).

Se determinó la viscosidad de la emulsión mediante la siguiente expresión:

$$\mu_i = \lambda_g \times \mu_g + \lambda_c \times \mu_c + \lambda_a \times \mu_a \quad (7.34)$$

Donde:

μ_i = Viscosidad de la emulsión a la temperatura promedio de transferencia de calor, (cp).

μ_g = Viscosidad del gas a la temperatura promedio de transferencia de calor, (0,0165 cp), ver apéndice A.32.

μ_c = Viscosidad del crudo a la temperatura promedio de transferencia de calor, (1,6 cp), ver apéndice A.33.

μ_a = Viscosidad del agua a la temperatura promedio de transferencia de calor, (0,12 cp), ver apéndice A.34.

λ_g = Fracción másica del gas, (0,01).

λ_c = Fracción másica del crudo, (0,27).

λ_a = Fracción másica del agua, (0,72).

$$\mu_i = 0,01 \times 0,0165cp + 0,27 \times 1,6cp + 0,72 \times 0,12cp = 0,52cp$$

$$\mu_i = 1,26 \frac{Lb}{ft.h}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (7.33), se tiene:

$$Re_i = \frac{\frac{33582,27 \frac{Lb}{h}}{\left(\frac{19}{2}\right) \times \left(\frac{\pi \times (0,0687)^2 ft^2}{4}\right)} \times 0,0687 ft}{1,26 \frac{Lb}{ft.h}} = 51995,92$$

➤ **Cálculo del coeficiente de película por el lado de los tubos:**

Se determinó el coeficiente de película tomando en consideración el número de Reynolds para un régimen turbulento, $Re_i > 10000$.

Se determinó el coeficiente de película por el lado de los tubos utilizando la ecuación recomendada por el libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$\alpha_i = 0,0204 \times \left(\frac{k_e}{d_i}\right) \times Pr_i^{0,415} \times Re_i^{0,85} \times \phi_o \quad (7.35)$$

Donde:

α_i = Coeficiente de película por el lado de los tubos.

k_e = Coeficiente de conductividad térmica de la emulsión a temperatura promedio de transferencia de calor, (BTU/h.ft.°F).

Pr_i = Número de Prandtl por el lado de los tubos.

Re_i = Número de Reynolds por el lado del los tubos.

ϕ_o = Relación entre las viscosidades de los fluidos a transferir calor.

Se determinó el número de Prandtl mediante la siguiente expresión:

$$\boxed{Pr_i = \frac{\mu_i \times C_{pe}}{k_e}} \quad (7.36)$$

Donde:

μ_i = Viscosidad de la emulsión a la temperatura promedio de transferencia de calor, (4,11 Lb/ft.h).

C_{pe} = Calor específico de la emulsión, (1,49 BTU/Lb.°F).

k_e = Coeficiente de conductividad térmica de la emulsión, (BTU/h.ft.°F).

Se determinó el coeficiente de conductividad térmica de la emulsión mediante la siguiente ecuación:

$$\boxed{k_e = \lambda_g \times k_g + \lambda_c \times k_c + \lambda_a \times k_a} \quad (7.37)$$

Donde:

k_g = Coeficiente de conductividad térmica del agua @ Temperatura promedio transferencia de calor, (0,0115 BTU/h.ft.°F), ver apéndice A.35.

k_c = Coeficiente de conductividad térmica del crudo @ Temperatura promedio transferencia de calor, (0,064 BTU/h.ft.°F), ver apéndice A.36.

k_a = Coeficiente de conductividad térmica del agua @ Temperatura promedio transferencia de calor, (0,376 BTU/h.ft.°F). ver apéndice A.37.

λ_g = Fracción másica del gas, (0,01).

λ_c = Fracción másica del crudo, (0,27).

λ_a = Fracción másica del agua, (0,72).

$$k_e = 0,01 \times 0,0115 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F} + 0,27 \times 0,064 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F} + 0,72 \times 0,376 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F}$$

$$k_e = 0,29 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F} = 0,50 \frac{W}{m.K}$$

Sustituyendo los valores en la Ec (7.36), se tiene:

$$Pr_i = \frac{1,26 \frac{Lb}{ft.h} \times 0,86 \frac{BTU}{Lb.^{\circ}F}}{0,29 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F}} = 3,74$$

Se determinó la relación entre las viscosidades de los fluidos a transferir calor mediante lo comentado en la Ec (7.30), para un $a = 0,18$ para fluido a ser calentado:

$$\phi_o = \left(\frac{1,26}{0,064} \right)^{0,18} = 1,71$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (7.35), para determinar el coeficiente de película del lado de los tubos:

$$\alpha_i = 0,0204 \times \left(\frac{0,29 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F}}{0,0687 ft} \right) \times (3,74)^{0,415} \times (51995,92)^{0,85} \times 1,80$$

$$\alpha_i = 2733,13 \frac{BTU}{h.ft.^{\circ}F} = 15519,43 \frac{W}{m^2.K}$$

Se determinó el factor interno de resistencia térmica o ensuciamiento de la emulsión mediante la siguiente ecuación:

$$r_{ie} = \lambda_g \times r_g + \lambda_c \times r_c + \lambda_a \times r_a \quad (7.38)$$

Donde:

r_g = Factor de ensuciamiento térmico del gas, (0,026 h.ft².°F/BTU).

r_c = Factor de ensuciamiento térmico del crudo, (0,038 h.ft².°F/BTU).

r_a = Factor de ensuciamiento térmico del agua, (0,034 h.ft².°F/BTU).

λ_g = Fracción másica del gas, (0,01).

λ_c = Fracción másica del crudo, (0,27).

λ_a = Fracción másica del agua, (0,72).

$$r_{ie} = 0,01 \times 0,026 \frac{h.ft.^{\circ}F}{BTU} + 0,27 \times 0,038 \frac{h.ft.^{\circ}F}{BTU} + 0,72 \times 0,034 \frac{h.ft.^{\circ}F}{BTU}$$

$$r_{ie} = 0,035 \frac{h.ft^2.^\circ F}{BTU} = 0,0062 \frac{m^2.K}{W}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (7.25), para determinar el coeficiente global de transferencia de calor, se tiene:

$$U_o = \frac{1}{\left[\left(\frac{1}{2733,13} \right) \times \left(\frac{0,0875}{0,0687} \right) + 0,035 \times \left(\frac{0,0875}{0,0687} \right) + 4,07 \times 10^{-4} + 0,038 + \left(\frac{1}{0,34} \right) \right]}$$

$$U_o = 0,33 \approx 5 \frac{BTU}{h.ft^2.^\circ F} = 1,87 \frac{W}{m^2.K}$$

➤ **Cálculo del área disponible de transferencia de calor:**

Se determino el área disponible de transferencia de calor mediante la ecuación recomendada por el libro "Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders:

$$A_D = N_b \times L \times A_L \quad (7.39)$$

Donde:

N_b = Número de tubos, (19).

L_b = longitud de los tubos, (5,50 ft).

A_L = Factor de superficie de los tubos, ($0,0665 \text{ m}^2/\text{m} = 0,22 \text{ ft}^2/\text{ft}$), Ver apéndice A.38.

$$A_D = 19 \times 5,50 \text{ ft} \times 0,22 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} = 22,99 \text{ ft}^2 = 2,20 \text{ m}^2$$

➤ **Cálculo del factor de fricción por el lado de los tubos:**

Se determinó el factor de fricción considerando un régimen de fluido turbulento, para tubería de acero al carbono comercial o ligeramente corrosiva, $Re_i \geq 3380$, utilizando la siguiente ecuación recomendada por el libro "Heat Exchanger (designing for heat transfer)", por E.A.D. Saunders:

$$f_i = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_i^{0,42}} \quad (7.40)$$

Donde:

f_i = Factor de fricción para régimen turbulento por el lado de los tubos.

Re_i = Número de Reynolds por el lado del los tubos.

$$f_i = 0,0035 + \frac{0,264}{(51995,92)^{0,42}} = 6,26 \times 10^{-3}$$

➤ **Cálculo de la caída de presión en los tubos:**

Se determinó la caída de presión en los tubos mediante la siguiente ecuación recomendada por el libro "Heat Exchanger (designing for heat transfer)", por E.A.D. Saunders:

$$\Delta P_i = \frac{4 \times f_i \times L_b \times W_i^2}{2 \times \rho_e \times d_i \times \phi_o} \quad (7.41)$$

Donde:

f_i = Factor de fricción para régimen turbulento por el lado de los tubos, $(8,03 \times 10^{-3})$.

L_b = longitud de los tubos, (5,50 ft).

W_i = Factor de la emulsión expresado en flujo másico entre unidad de área, $(953636,99 \text{ Lb/h.ft}^2)$, obtenido anteriormente en el cálculo de número de Reynolds del lado de los tubos.

ρ_e = Densidad de la mezcla emulsionada @ Temperatura promedio de transferencia, P diseño, (Lb/ft^3) , obtenido en el subtítulo 4.5, referente a boquillas del proceso, $(109,36 \text{ Lb/ft}^3)$.

d_i = Diámetro interno del tubo, $(0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft})$.

ϕ_o = Relación entre las viscosidades de los fluidos, (1,80).

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 6,26 \times 10^{-3} \times 5,50 \text{ ft} \times (953636,99)^2 \left(\frac{\text{Lb}}{\text{h.ft}^2} \right)^2}{2 \times 109,36 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3} \times 0,0687 \text{ ft} \times 1,80}$$

$$\Delta P_t = 4630687259,23 \frac{\text{Lb}}{\text{h}^2 \cdot \text{ft}} \times \frac{\text{h}^2}{(3600)^2 \text{ s}^2} \times \frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \times \frac{0,4536 \text{ Kg}}{\text{Lb}} = 531,74 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 531,74 \text{ Pa} \times \frac{\text{Psi}}{6894,78 \text{ Pa}} = 7,71 \times 10^{-2} \text{ Psi}$$

➤ **Cálculo de la caída de presión en las boquillas del lado del tubo:**

Se determinó la caída de presión de las boquillas del lado de los tubos mediante

la ecuación recomendada por el libro “Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, (Ver figura 7.1):

$$\Delta P_{nt} = K_{nt} \times \left(\frac{W_n^2}{2 \times \rho_e} \right) \quad (7.42)$$

Donde:

ΔP_{nt} = Caída de presión en las boquillas del lado del tubo, (Psi).

K_{nt} = Factor de pérdida por fricción en las boquillas, entrada 1,1 y salida 0,7.

W_n = Factor de la emulsión expresado en flujo másico entre unidad de área, (Lb/h.ft²).

ρ_e = Densidad de la mezcla emulsionada @ Temperatura promedio de transferencia, P diseño, (Lb/ft³), obtenido en el subtítulo 4.5, referente a boquillas del proceso, (109,36 Lb/ft³).

Donde:

$$W_n = \frac{m_e}{\left(\frac{\pi \times d_n^2}{4} \right)} \quad (7.43)$$

Donde:

m_e = Flujo másico de la mezcla emulsionada, (33582,27 Lb/h).

d_n = Diámetro de las boquillas de entrada y salida de la emulsión, (3 ½”in).

$$W_n = \frac{33582,27 \frac{Lb}{h}}{\left(\frac{\pi \times (0,29)^2 \text{ ft}^2}{4} \right)} = 508421,81 \frac{Lb}{h \cdot \text{ft}^2}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la Ec (7.42), se tiene:

Boquilla de entrada:

$$\Delta P_{nt} = 1,1 \times \left(\frac{\left(508421,81 \frac{Lb}{h \cdot \text{ft}^2} \right)^2}{2 \times 109,36 \frac{Lb}{\text{ft}^3}} \right) = 1300027480,68 \frac{Lb}{h^2 \cdot \text{ft}}$$

$$\Delta P_{nt} = 1300027480,68 \frac{Lb}{h^2 \cdot \text{ft}} \times \frac{h^2}{(3600)^2 \text{ s}^2} \times \frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \times \frac{0,4536 \text{ Kg}}{Lb} = 149,28 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{nt} = 149,28 \text{ Pa} \times \frac{\text{Psi}}{6894,78 \text{ Pa}} = 2,17 \times 10^{-2} \text{ Psi}$$

Boquilla de salida:

$$\Delta P_{nt} = 0,7 \times \left(\frac{\left(508421,81 \frac{Lb}{h \cdot \text{ft}^2} \right)^2}{2 \times 109,36 \frac{Lb}{\text{ft}^3}} \right) = 827290214,96 \frac{Lb}{h^2 \cdot \text{ft}}$$

$$\Delta P_m = 827290214,96 \frac{Lb}{h^2 \cdot ft} \times \frac{h^2}{(3600)^2 s^2} \times \frac{ft}{0,3048m} \times \frac{0,4536Kg}{Lb} = 95Pa$$

$$\Delta P_m = 95Pa \times \frac{Psi}{6894,78Pa} = 0,014Psi$$

➤ **Cálculo de la caída de presión del cabezal:**

Se determinó la caída de presión del cabezal mediante la ecuación recomendada por el libro "Heat Exchanger (designing for heat transfer), por E.A.D. Saunders, (Ver figura 7.1):

$$\Delta P_h = K_h \times \left(\frac{W_n^2}{2 \times \rho_e} \right) \times N_p \quad (7.44)$$

Donde:

ΔP_h = Caída de presión entre cabezales, (Psi).

K_h = Factor de pérdida por fricción que depende del número de paso, para dos pasos o más, se tiene 1,6.

w_n = Factor de la emulsión expresado en flujo másico entre unidad de área, (1533159,1Lb/h.ft²).

ρ_e = Densidad de la mezcla emulsionada @ Temperatura promedio de transferencia, P diseño, (Lb/ft³), obtenido en el subtítulo 4.5, referente a boquillas del proceso, (109,36 Lb/ft³).

N_p = Número de paso, (2).

$$\Delta P_h = 1,6 \times \left(\frac{\left(508421,81 \frac{Lb}{h \cdot ft^2} \right)^2}{2 \times 109,36 \frac{Lb}{ft^3}} \right) \times 2 = 3781898125,60 \frac{Lb}{h^2 \cdot ft}$$

$$\Delta P_h = 3781898125,60 \frac{Lb}{h^2 \cdot ft} \times \frac{h^2}{(3600)^2 s^2} \times \frac{ft}{0,3048m} \times \frac{0,4536Kg}{Lb} = 434,27 Pa$$

$$\Delta P_h = 434,27 Pa \times \frac{Psi}{6894,78 Pa} = 0,063 Psi$$

➤ **Cálculo de la caída de presión total por el lado de los tubos:**

Se determinó la caída de presión total por el lado de los tubos mediante la sumatoria de cada elemento que conforma la parte interna del intercambiador:

$$\boxed{\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_{nt} + \Delta P_h} \quad (7.45)$$

$$\Delta P_T = 7,71 \times 10^{-2} Psi + 2,17 \times 10^{-2} Psi + 1,40 \times 10^{-2} Psi + 6,30 \times 10^{-2} Psi = 0,18 Psi$$

$$\Delta P_T = 1241,06 Pa$$

$\Delta P_T < \Delta P_{PERMISIBLE}$, Establecido como referencia en la norma PDVSA MDP-05-E-01, por lo tanto el diseño es aceptable, ver apéndice A.39.

Nota: Intercambiador de calor de tubos desnudo sin aletas, con placa de tubos fijos, para cabezal anterior del tipo “B”, dos pasos por el cabezal, cabezal posterior del tipo “U”, de acuerdo a nomenclatura TEMA, tubo de acero al carbono soldable

40, de acuerdo a recomendaciones ANSI B36.10, espesor 0,133 in, diámetro exterior 1,050 in, diámetro interior 0,824 in, banco de tubos de un paso, haz de tubos en forma de “U”, arreglo de tubos triangular 30°, para Pitch 1 ¼” (in), sin deflectores, boquillas de entrada y salida de la emulsión en el cabezal anterior 3 ½” in de diámetro nominal, con espesor de 3/8”, (Ver figura 7.1), para el diseño establecido.

7.1.5 Cálculo del tubo rebosadero bajante de la emulsión

De acuerdo a lo establecido por los criterios de diseño en la zona de desgasificación en referencia a el baffle divisor en forma toriesférico, se consideró instalar un tubo bajante 3 ½” de diámetro en el centro del cabezal para la conducción de la emulsión hacia el tubo rebosadero, con el fin de transportar la emulsión hacia la zona de extracción del agua libre.

Se determinó el diámetro del tubo bajante 3 ½” de acuerdo a lo pautado en el subtítulo 4.5, en referencia al cálculo de la boquilla de alimentación de emulsión al recipiente.

El diámetro del tubo rebosadero bajante de la emulsión se determinó mediante la siguiente ecuación, como criterio de diseño teniendo en consideración que la emulsión debe bajar con la menor restricción posible:

$$D_{be} = 2 \times d_{Tb} \quad (7.46)$$

Donde:

D_{be} = Diámetro del tubo bajante de la emulsión, (in).

d_{Tb} = Diámetro del tubo bajante en el cabezal toriesférico, (3 ½” in).

$$D_{be} = 2 \times 3,5in = 7in = 177,80mm$$

Nota: De acuerdo a lo obtenido comercialmente en tuberías de acero al carbono, se recomienda instalar un tubo sin costura de 6" in de diámetro nominal, (Ver figura 4.1 y 5.1 del capítulo IV y V respectivamente), para el diseño establecido.

➤ **Cálculo del espesor del tubo bajante:**

Se determinó el espesor de pared del tubo bajante de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, procedimiento obtenido en el subtítulo 4.1.6, [10]:

$$t_m = 3/16in \quad (4,76mm)$$

Nota: Se consideró un tubo de 3 ½" in, de diámetro nominal 40 Sch, diámetro interior 3,548 in, espesor de pared 0,226 in, (Ver apéndice A.40) y (Ver figura 4.1 y 5.1 del capítulo IV y V respectivamente), para el diseño establecido.

➤ **Cálculo del espesor del tubo rebosadero bajante de la emulsión:**

Se determinó el espesor de pared del tubo rebosadero bajante de la emulsión de acuerdo a las recomendaciones de la norma ANSI B31.3, procedimiento obtenido en el subtítulo 4.1.6, [10]:

$$t_m = 3/16in \quad (4,76mm)$$

Nota: Se consideró un tubo de 6" in, de diámetro nominal 40 Sch, diámetro interior 6,065 in, espesor de pared 0,280 in, (Ver apéndice A.41) y (Ver figura 4.1 y

5.1 del capítulo 4 y 5 respectivamente), para el diseño establecido.

A continuación se presenta una tabla con el resume de resultados obtenidos en este capítulo para el diseño del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

Tabla 7.3: Resumen de cálculos obtenidos.

ZONA DE SEPARACIÓN O SECCIÓN DE COALESCENCIA EN EL TRATADOR	Valor (ST)	Valor (SI)
Velocidad de asentamiento de las gotas de agua, V_{as}	$1,9 \times 10^{-3}$ ft/s	6×10^{-4} m/s
Velocidad de llenado, $V_{llenado}$	0,119 ft/min	6×10^{-4} m/s
Velocidad máxima de deshidratación del crudo, $V_{máxh\ desh}$	23,5 BPD/ft ²	$5,53 \times 10^{-4}$ m/s
Área máxima de deshidratación del crudo, $A_{max\ desh}$	28,52 ft ²	2,65 m ²
DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR		
Temperatura promedio de transferencia de calor del lado a ser enfriado, TPT	122 °F	50 °C
Temperatura promedio de transferencia de calor del lado a ser calentado, TPT	110 °F	43,3 °C
CARACTERISTICAS EXTERNA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR		
Cabezal anterior tipo B, en aplicación de placa de tubo fijo, cabezal posterior con haz de tubos en U y banco de tubos removibles.		
CARACTERISTICAS INTERNA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR		
Banco de tubos de 2 pasos del tipo U, arreglo de tubos triangular 30°, pitch 1 ¼" y tubos de acero al carbono C-Mn soldables de diámetro nominal 1,050 in, conductividad térmica 26 BTU/h.ft.°F, S = 15000 Psi, espesor de pared 0,133 in, longitud del haz de tubos de 5,50 ft.		
Flujo másico del crudo, m_c	9073,54 Lb/h	1,14 Kg/s
Calor a transferir entre los fluidos, Q	27220,62 BTU/h	7,97 KW
Flujo másico de la mezcla emulsionada, m_e	33582,27 Lb/h	4,23 Kg/s
Calor específico de la emulsión, C_{pe}	0,86 BTU/Lb.°F	1111,31 J/Kg.K
Diferencia de temperatura efectiva, ΔT_m	11,53 °F	-11,37 °C
Coefficiente de transferencia de calor entre los fluidos, U_oF	80,83 BTU/h.ft ² .°F	458,97 W/m ² .K
Área de transferencia de calor requerida, A_R	29,21 ft ²	2,71 m ²
Número de tubos, N_b	19	19

Tabla 7.3: Continuación.

Resistencia de pared de los tubos, r_w	$4,07 \times 10^{-4}$ (BTU/h.ft ² .°F) ⁻¹	$2,3 \times 10^{-3}$ (W/m ² .K) ⁻¹
Coefficiente global de transferencia de calor, U_o	0,33 BTU/h.ft ² .°F	1,87 W/m ² .K
Área disponible de transferencia de calor, A_D	22,99 ft ²	2,20 m ²
Caída de presión del intercambiador de calor, por el lado de los tubos, ΔP_T	0,18 Psi	1241,06 Pa
Diámetro del tubo bajante de la emulsión, D_{Tb}	3 1/2" in	88,90 mm
Diámetro del tubo rebosadero bajante de la emulsión, D_{be}	6" in	152,40 mm
Espesor del tubo bajante y rebosadero de la emulsión, t	3/16 in	4,76 mm

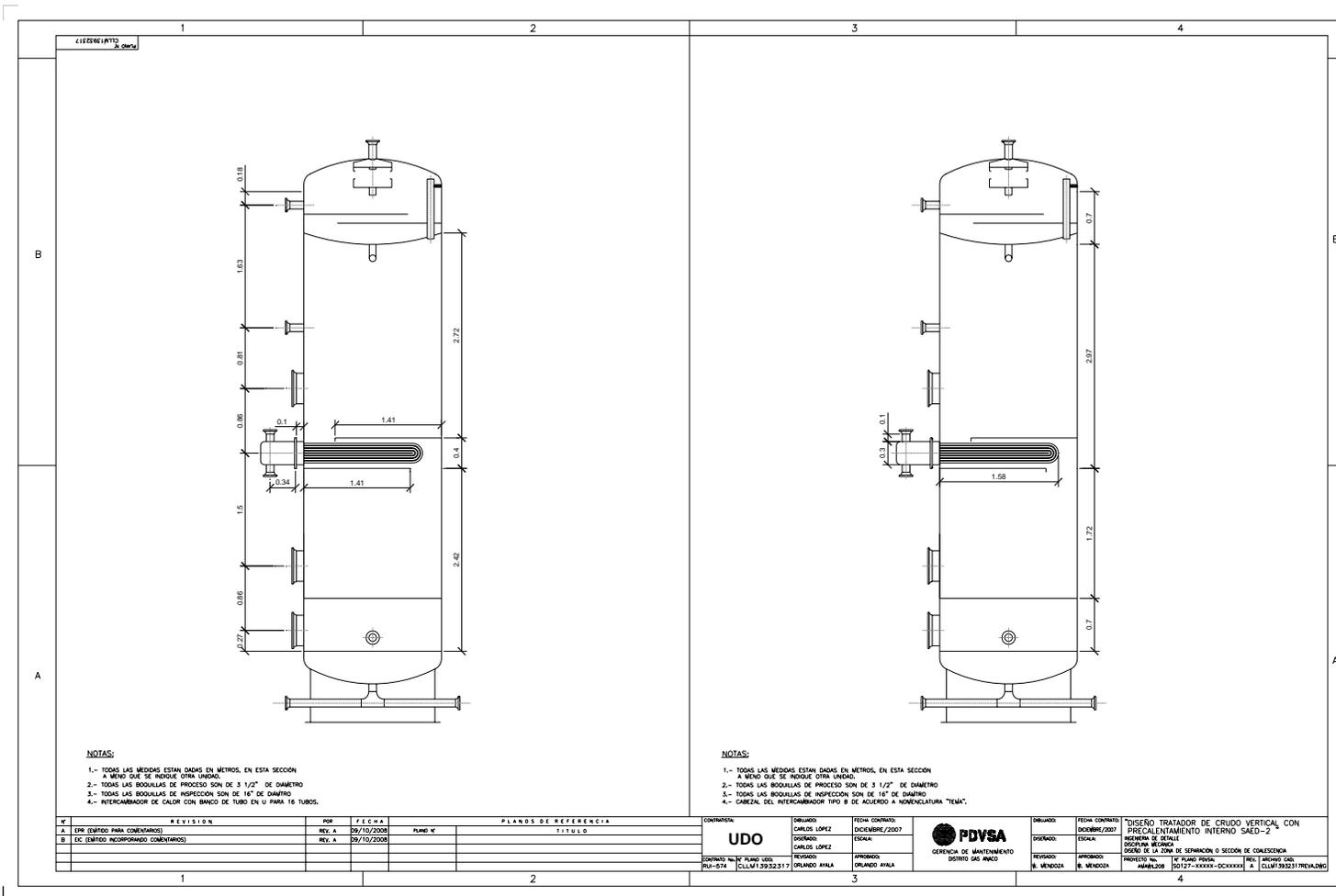


Figura 7.1: Plano de diseño de la zona de separación o sección de coalescencia del tratador.

CAPÍTULO 8. CÁLCULO DEL SOPORTE FALDÓN DEL TRATADOR TÉRMICO

Para el diseño del tratador térmico vertical es importante determinar el soporte faldón de manera de garantizar su operatividad, para ello se empleó recomendaciones del “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy y consideraciones del código ASME sección 2D UG 16(b).

8.1 CÁLCULO DEL PESO DEL TRATADOR TÉRMICO

En el diseño del tratador térmico vertical, es importante calcular el peso en vacío y en operatividad del equipo. Se determinó el peso del cuerpo del tratador a través del volumen de un cilindro para pared, de igual manera para los cabezales se empleó el volumen del cono cilíndrico y así para cada uno de los elementos que conforma el tratador térmico vertical, multiplicado por el peso específico del acero.

A estos valores se les adicionó un 5% para el caso del cuerpo cilíndrico y los cabezales, por concepto de otros pesos tales como: boquillas, internos, solapes, etc.

Se consideró una densidad del acero al carbono de $7850 \text{ (Kg/m}^3\text{)}$ y un peso específico de $77008,50 \text{ (Kg/m}^2\cdot\text{s}^2\text{)}$.

8.1.1 Cálculo del peso en el recipiente cilíndrico

Se determinó el peso del cuerpo cilíndrico en el recipiente a través de la ecuación del volumen de un cilindro para pared, multiplicado por el peso específico del acero al carbono:

Datos:

Radio interno, $r_i = 3 \text{ ft} = 0,9144 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 3,0313 \text{ ft} = 0,9239 \text{ m}$.

Longitud, $L = 20 \text{ ft} = 6,0960 \text{ m}$.

$$\boxed{V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.1)$$

$$V_{cil} = \pi \times 6,0960 \text{ m} \times ((0,9239)^2 - (0,9144)^2) \text{ m}^2 = 0,33 \text{ m}^3$$

$$\boxed{W = 1,05 \times W_{esp-acero} \times V} \quad (8.2)$$

Donde:

W = Peso del elemento a calcular, (Kg.f).

$W_{esp-acero}$ = Peso específico del acero, ($77008,5 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}^2$).

V = Volumen del elemento a calcular, (m^3).

$$W = 1,05 \times 77008,50 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2} \times 0,33 \text{ m}^3 = 26683,45 \text{ N} = 2720,75 \text{ Kg.f}$$

8.1.2 Cálculo del peso de los cabezales toriesféricos

Se determinó el peso de los cabezales a través de la ecuación del volumen de un cono cilíndrico, multiplicado por el peso específico del acero. Por lo tanto se tiene:

Datos:

Radio interno, $r_i = 3 \text{ ft} = 0,9144 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 3,0417 \text{ ft} = 0,9271 \text{ m}$.

$$V_{cil} = \frac{2}{3} \times \pi \times (re^3 - ri^3) \quad (8.3)$$

$$V_{cil} = \frac{2}{3} \times \pi \times ((0,9271)^3 - (0,9144)^3) m^3 = 6,77 \times 10^{-2} m^3$$

$$W = 1,05 \times 2 \times 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 6,77 \times 10^{-2} m^3 = 10940,30 N = 1115,60 Kg.f$$

8.1.3 Cálculo del peso de los elementos externo e interno

Para determinar el peso del tratador térmico vertical es necesario considerar el peso de los elementos externos e internos que forman parte del equipo tales como: Baffles divisores de cada zona, tubo igualador de presión del gas, tubo bajante de la emulsión, campana de extracción de los gases, tubo rebosadero bajante de la emulsión, Plancha que resguarda el tubo rebosadero bajante de la emulsión, caja de fuego, intercambiador de calor, sifón externo y el peso de los líquidos.

➤ Cabezal toriesférico baffle divisor de la zona de desgasificación:

Se determinó el peso del baffle divisor de la zona de desgasificación a través de la ecuación del volumen de un cono cilíndrico, multiplicado por el peso específico del acero al carbono. Por lo tanto se tiene:

Datos:

Radio interno, $ri = 3 \text{ ft} = 0,9144 \text{ m}$.

Radio externo, $re = 3,0417 \text{ ft} = 0,9271 \text{ m}$.

$$V_{cil} = \frac{2}{3} \times \pi \times \left((0,9271)^3 - (0,9144)^3 \right) cm^3 = 6,77 \times 10^{-2} m^3$$

$$W = 1,05 \times 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 6,77 \times 10^{-2} m^3 = 5474,15 N = 558,21 Kg.f$$

➤ **Tubo igualador de presión del gas y el tubo bajante:**

Se determinó el peso del tubo igualador de presión del gas, y el tubo bajante de la emulsión a través de la ecuación del volumen de un cilindro, multiplicado por el peso específico del acero:

Datos:

Radio interno, $r_i = 3,548 \text{ in} = 0,0901 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 4'' \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 0,94 \text{ m} + 0,23 \text{ m} + 0,78 \text{ m} = 1,95 \text{ m}$, (Ver figura 4.1, del capítulo IV).

$$\boxed{V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.4)$$

$$V_{cil} = \pi \times 1,95 m \times \left((0,1016)^2 - (0,0901)^2 \right) m^2 = 1,35 \times 10^{-2} m^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 1,35 \times 10^{-2} m^3 = 1039,61 N = 106,01 Kg.f$$

➤ **Campana de extracción de los gases:**

Se determinó el peso de la campana de extracción de los gases a través de la ecuación del volumen de un cono cilíndrico para los cabezales y el volumen de un cilindro para el cuerpo, multiplicado por el peso específico del acero:

Para el cuerpo de la campana:

Datos:

Radio interno, $r_i = 20 \text{ in} = 0,5080 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 20,1875 \text{ in} = 0,5128 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 13 \text{ in} = 0,3302 \text{ m}$, (Ver figura 4.1, del capítulo IV).

$$\boxed{V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.5)$$

$$V_{cil} = \pi \times 0,3302 \text{ m} \times ((0,5180)^2 - (0,5028)^2) \text{ m}^2 = 1,61 \times 10^{-2} \text{ m}^3$$

$$W = 77008,50 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2} \times 1,61 \times 10^{-2} \text{ m}^3 = 1239,84 \text{ N} = 126,43 \text{ Kg.f}$$

Para los cabezales de la campana:

Datos:

Radio interno, $r_i = 20 \text{ in} = 0,5080 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 20,1875 \text{ in} = 0,5128 \text{ m}$.

$$\boxed{V_{cil} = \frac{2}{3} \times \pi \times (r_e^3 - r_i^3)} \quad (8.6)$$

$$V_{cil} = \frac{2}{3} \times \pi \times \left((0,5128)^3 - (0,5080)^3 \right) m^3 = 7,86 \times 10^{-3} m^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 7,86 \times 10^{-3} m^3 = 605,29 N = 61,72 Kg \cdot f$$

➤ **Tubo rebosadero bajante de la emulsión:**

Se determinó el peso del tubo rebosadero bajante de la emulsión a través de la ecuación del volumen de un cilindro, multiplicado por el peso específico del acero. Por lo tanto se tiene:

Datos:

Radio interno, $r_i = 6,065 \text{ in} = 0,1540 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 4,90 \text{ m}$, (Ver figura 4.1, del capítulo IV).

$$\boxed{V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.7)$$

$$V_{cil} = \pi \times 4,90 m \times \left((0,1683)^2 - (0,1540)^2 \right) m^2 = 7,09 \times 10^{-2} m^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 7,09 \times 10^{-2} m^3 = 5459,90 N = 556,75 Kg \cdot f$$

➤ **Plancha que resguarda el tubo rebosadero bajante de la emulsión:**

Se determinó el peso de la plancha de resguardo a través de la ecuación del volumen de un cubo, multiplicado por el peso específico del acero al carbono, (Ver figura 3.1 y 4.1, del capítulo III y IV respectivamente), para sus dimensiones.

Datos:

Ancho, $A = 3,33 \text{ ft} = 1,0150 \text{ m}$.

Largo, $L = 4,64 \text{ m} = 4,64 \text{ cm}$.

Espesor, $e = 3/8 \text{ in} = 9,5 \times 10^{-3} \text{ m}$.

$$\boxed{V_{Cubo} = A \times L \times e} \quad (8.8)$$

$$V_{Cubo} = 1,0150 \text{ m} \times 4,64 \text{ m} \times 9,5 \times 10^{-3} \text{ m} = 4,47 \times 10^{-2} \text{ m}^3$$

$$W = 77008,50 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2} \times 4,47 \times 10^{-2} \text{ m}^3 = 3442,28 \text{ N} = 351,01 \text{ Kg} \cdot f$$

➤ **Caja de fuego:**

Se determinó el peso de la caja de fuego a través de la ecuación del volumen de un cilindro, multiplicado por el peso específico del acero:

Datos:

Radio interno, $r_i = 20 \text{ in} = 0,5080 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 20,75 \text{ in} = 0,5271 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 13 \text{ ft} = 3,96 \text{ m}$, (Ver figura 4.1, del capítulo IV).

$$\boxed{V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.9)$$

$$V_{cil} = \pi \times 3,96 \text{ m} \times ((0,5271)^2 - (0,5080)^2) \text{ m}^2 = 0,25 \text{ m}^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 0,25m^3 = 19252,13N = 1963,17Kg \cdot f$$

➤ **Intercambiador de calor:**

Para el intercambiador de calor se determinó el peso de los tubos a través de la ecuación del volumen de un cilindro, multiplicado por el número de tubos y el peso específico del acero, como se muestra a continuación:

Datos:

Radio interno, $r_i = 0,824 \text{ in} = 0,0209 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 1,050 \text{ in} = 0,0267 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 5,50 \text{ ft} = 1,67\text{m}$, (Ver figura 7.1, del capítulo VII).

$N_b = 16$.

$$\boxed{V_{cil} = 16 \times \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.10)$$

$$V_{cil} = 16 \times \pi \times 1,67\text{m} \times ((0,0267)^2 - (0,0209)^2) m^2 = 2,32 \times 10^{-2} m^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 2,32 \times 10^{-2} m^3 = 1786,60N = 182,18Kg \cdot f$$

➤ **Baffles divisor de la zona de extracción del agua libre:**

Se determinó el peso del baffle divisor de la zona de extracción del agua a través del área del círculo multiplicado por el espesor, para obtener el volumen y luego ser multiplicado por el peso específico del acero. Por lo tanto se tiene:

Datos:

Diámetro interno del tratador, $r_i = 6 \text{ ft} = 1,83 \text{ m}$.

Espesor del baffle 3/8" = $9,5 \times 10^{-3} \text{ m}$, (Ver figura 4.1, del capítulo IV).

$$V_{baffle} = \frac{\pi}{2} \times D_i^2 \times e \quad (8.11)$$

$$V_{baffle} = \frac{\pi}{2} \times 1,83^2 \text{ m}^2 \times 9,5 \times 10^{-3} \text{ m} = 5,0 \times 10^{-2} \text{ m}^3$$

$$W = 77008,50 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2} \times 5,0 \times 10^{-2} \text{ m}^3 = 3850,43 \text{ N} = 392,63 \text{ Kg} \cdot f$$

➤ **Sifón externo:**

El sifón externo del tratador térmico vertical no es más que un tubo dentro de otro, por lo tanto el peso del sifón se determinó mediante la ecuación del volumen de un cilindro, multiplicado por el peso específico del acero, como se muestra a continuación:

Para el tubo interno 3 1/2" Ø:

Datos:

Radio interno, $r_i = 3,548 \text{ in} = 0,0901 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 4 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 5,31 \text{ m} + 0,67 \text{ m} + 0,50 \text{ m} = 6,48 \text{ m}$, (Ver figura 6.1 del capítulo VI).

$$V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2) \quad (8.12)$$

$$V_{cil} = \pi \times 6,48m \times \left((0,1016)^2 - (0,0901)^2 \right) m^2 = 4,49 \times 10^{-2} m^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 4,49 \times 10^{-2} m^3 = 3457,68N = 352,58Kg.f$$

Para el tubo externo 10" Ø:

Datos:

Radio interno, $r_i = 10,02 \text{ in} = 0,2545 \text{ m}$.

Radio externo, $r_e = 10,75 \text{ in} = 0,2730 \text{ m}$.

Longitud total, $L = 5,35 \text{ m}$, (Ver figura 6.1 del capítulo VI).

$$\boxed{V_{cil} = \pi \times L \times (r_e^2 - r_i^2)} \quad (8.13)$$

$$V_{cil} = \pi \times 5,35m \times \left((0,2730)^2 - (0,2545)^2 \right) m^2 = 0,16m^3$$

$$W = 77008,50 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 0,16m^3 = 12321,36N = 1256,43Kg.f$$

8.1.4 Cálculo del peso de los líquidos en el tratador

Los líquidos presentes en el proceso del tratador térmico vertical como el crudo y el agua ejercen un peso significativo para el diseño del soporte faldón, por lo tanto es considerado y calculado como se muestra a continuación:

➤ PESO DEL AGUA DE PROCESO

Se determinó el peso del agua de proceso mediante el volumen de retención, multiplicado por el peso específico del agua. Por lo tanto se tiene:

$$W_{esp-agua} = 61,67 \frac{Lb}{ft^3} \times \frac{0,4536Kg}{1Lb} \times \frac{35,31ft^3}{1m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} = 9689,78 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2}$$

$$\boxed{W = W_{esp-agua} \times Vr_{Total} a} \quad (8.14)$$

$$W = 9689,78 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 4,09m^3 = 39631,20N = 4041,26Kg \cdot f$$

➤ PESO DEL CRUDO

Se determinó el peso del crudo a través del volumen de retención multiplicado por el peso específico del crudo. Por lo tanto se tiene:

$$W_{esp-crudo} = 48,75 \frac{Lb}{ft^3} \times \frac{0,4536Kg}{1Lb} \times \frac{35,31ft^3}{1m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} = 7659,75 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2}$$

$$\boxed{W = W_{esp-crudo} \times V_{rc}} \quad (8.15)$$

$$W = 7659,75 \frac{Kg}{m^2 \cdot s^2} \times 7,03m^3 = 53848,04N = 5490,97Kg \cdot f$$

8.1.5 Peso total del tratador con el volumen máximo de trabajo

El peso total del tratador térmico vertical diseñado en operación no es más que la sumatoria de todos los pesos calculados anteriormente. Por lo tanto se tiene:

$$W_{Total} = \sum_{W=1}^W W$$

$$W_{Total} = 19275,70Kg.f = 42495,65Lb.f$$

8.2 CÁLCULO DEL SOPORTE FALDÓN EN EL TRATADOR

Las dimensiones del faldón están especificadas en la figura 3.1 del capítulo III, referente a la dimensión y altura de los líquidos en el recipiente [8].

A continuación se presenta una tabla de datos relacionada con el diseño del faldón, el cual expresa valores obtenidos mediante, apéndices y criterios de diseño asumidos y cálculos obtenidos anteriormente.

Tabla 8.1: Datos para el diseño del soporte faldón.

Código de Diseño	ASME Sección VIII división I	
DESCRIPCIÓN DE LOS DATOS	FUENTE	VALOR
Diámetro interno del tratador, D_t	Cálculo del Subtítulo 4.6	6 ft
Diámetro externo del tratador, D_e	Cálculo de los Subtítulo 4.8 ; 4.9	6,0625 ft
Eficiencia de la junta soldable, E	Según parte UW-12	0,60
Altura del faldón, desde la base a la junta soldable del cabezal inferior, h_t	Apéndice B.1	2,31 ft
Longitud del tratador, desde la base hasta la costura del cabezal superior, L_t	Apéndice B.1	23,08 ft
Presión máxima del viento, P_w	Criterio De diseño	30 Lb/ft ²
Diámetro externo del faldón, D_F	Apéndice B.1	65 in
Radio externo del faldón, R	Cálculo del Título 4.6	32,5 in
Esfuerzo Máximo Permisible del Material, SA-285 C, a 200 °F de temperatura, S	Apéndice A3	18000 Psi

8.2.1 Cálculo de las cargas por viento

La carga que ejerce el viento sobre el tratador térmico se determinó mediante la ecuación recomendada por el “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy:

$$F_{v-1} = P_w \times D_e \times L_t \quad (8.16)$$

$$F_{v-1} = 30 \frac{Lb}{ft^2} \times 6,0625 ft \times 23,08 ft = 4197,68 Lb = 1904,04 Kg$$

La carga que ejerce el viento sobre el sifón externo del tratador se determino mediante la ecuación recomendada por el “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy:

$$F_{v-2} = P_w \times D_{es} \times L_s \quad (8.17)$$

Donde:

D_{es} = Diámetro del sifón externo, (0,8958 ft).

L_s = longitud del sifón externo, (17,55 ft), Ver figura 7.1

$$F_{v-2} = 30 \frac{Lb}{ft^2} \times 0,8958 ft \times 17,55 ft = 471,64 Lb = 213,93 Kg$$

8.2.2 Cálculo de la fuerza cortante total

La fuerza cortante total es la suma de las cargas por viento recomendada por el “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy:

$$V_T = F_{v-1} + F_{v-2} \quad (8.18)$$

$$V_T = 4197,68Lb + 471,64LB = 4669,32Lb$$

8.2.3 Cálculo del momento máximo que actúa en la base del faldón

Los momentos se determinaron con la distancia media de cada elemento que ejerce la fuerza cortante al tratador, recomendada por el “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy:

Momento que ejerce el recipiente con respecto a la base del faldón:

Se determinó el momento que ejerce el recipiente con respecto a la base del faldón multiplicando la fuerza por viento F_{v-1} , por h_1 la cual es tomada en el centro de la altura del recipiente por ser máximo en este punto el momento.

$$\boxed{M_1 = F_{v-1} \times h_1} \quad (8.19)$$

$$M_1 = 4197,68Lb \times \frac{23,08ft}{2} = 48441,23Lb.ft$$

Momento de ejerce el sifón externo con respecto a la base del faldón:

Se determinó el momento que ejerce el sifón externo con respecto a la base del faldón multiplicando la fuerza por viento F_{v-2} , por h_2 la cual es tomada en el centro de la altura del sifón por ser máximo en este punto el momento.

$$\boxed{M_2 = F_{v-2} \times h_2} \quad (8.20)$$

$$M_2 = 471,64 \text{ Lb} \times \frac{17,55 \text{ ft}}{2} = 4138,64 \text{ Lb.ft}$$

El momento máximo en la base del faldón es la suma de los momentos que actúan en ella, por lo tanto se tiene:

$$M_{\text{máx}} = M_1 + M_2 \quad (8.21)$$

$$M_{\text{máx}} = 48441,23 \text{ Lb.ft} + 4138,64 \text{ Lb.ft} = 52579,87 \text{ Lb.ft} = 7269,43 \text{ Kg.m}$$

8.2.4 Cálculo del momento en la costura del cabezal inferior

Se determinó el momento en la costura del cabezal inferior mediante la ecuación recomendada por el “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy:

$$M_T = M_{\text{máx}} - h_t \times (V_T - 0,5 \times P_w \times D_e \times h_t) \quad (8.22)$$

$$M_T = 52579,87 \text{ Lb.ft} - 2,31 \text{ ft} \times \left(4669,32 \text{ Lb} - 0,5 \times 30 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^2} \times 6,0625 \text{ ft} \times 2,31 \text{ ft} \right)$$

$$M_T = 42278,99 \text{ Lb.ft} = 5845,28 \text{ Kg.m}$$

8.2.5 Cálculo de espesor del cuerpo en el faldón

El espesor requerido del cuerpo en el faldón se determinó mediante la ecuación recomendada por el “Manual de Recipientes a Presión”, por Eugene F. Megyesy:

$$t = \frac{12 \times M_T}{R^2 \times \pi \times S \times E} + \frac{P_{\text{total}}}{D_F \times \pi \times S \times E} \quad (8.23)$$

Donde:

t = Espesor requerido del faldón, (in).

D_F = Diámetro externo del faldón, (65 in).

E = Eficiencia de la junta soldable del faldón en el cabezal inferior, 0,6 para soldadura a tope.

M_T = Momento en la costura del cabezal inferior, (42278,99 Lb-ft).

R = Radio externo del faldón, (32,5 in).

S = esfuerzo máximo permisible del material del cabezal, (17500 Psi).

P_{total} = Carga total del tratador en operación, (42495,56 Lb.f).

$$t = \frac{12 \frac{in}{ft} \times 42278,99 Lb - ft}{(32,5)^2 in^2 \times \pi \times 17500 \frac{Lb}{in^2} \times 0,60} + \frac{42495,56 Lb}{65 in \times \pi \times 17500 \frac{Lb}{in^2} \times 0,60}$$

$$t = 0,034 in$$

Nota: Como el cálculo no amerita tolerancia por corrosión, se recomienda utilizar un faldón de 3/16" de espesor, para el diseño establecido.

8.3 SOLDADURAS EN EL TRATADOR TÉRMICO

La soldadura en el tratador se regirá estrictamente bajo lo establecido en el código ASME sección 2D UG 16(b) y ASME B16.5, debido a que este especifica la unión por soldaduras en recipientes como se ilustra en los apéndices del código ASME, [8]. Los filetes de soldadura serán aplicados con electrodos E70XX, en todas sus dimensiones.

A continuación se presenta una tabla con el resume de resultados obtenidos en este capítulo para el diseño del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno.

Tabla 8.2: Resumen de cálculos obtenidos.

PESO Y SOPORTE FALDÓN DEL TRATADOR	Valor (ST)	Valor (SI)
Peso del crudo, m	53848,03 Lbf	5490,97 Kgf
Peso del agua, m	39631,23 Lbf	4041,26 Kgf
Peso total del tratador térmico en operación normal de diseño, P _{Total}	42495,65 Lbf	19275,70 Kg
Carga de viento total en el tratador térmico, FT	4669,32 Lb	2117,98 Kg
Momento máximo que actúa en la base del faldón, $M_{máx}$	52579,87 Lb.ft	7269,43 Kg.m
Momento que actúa en la costura inferior del tratador térmico, M_T	42278,99Lb.ft	5845,28Kg.m
Espesor de pared del soporte faldón, t	3/16"	4,76 mm

CAPÍTULO 9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

9.1 CONCLUSIONES

El diseño del tratador térmico vertical cumple con las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, con respecto al tiempo de retención de los líquidos y el volumen máximo de retención, para las operaciones de servicio de la estación de descarga Santa Ana 2 y las especificaciones de la norma ASME, Sección VIII División I. Pressure Vessel code. (2004), referente al cuerpo del recipiente, espesores de cabezales y presión máxima permisible.

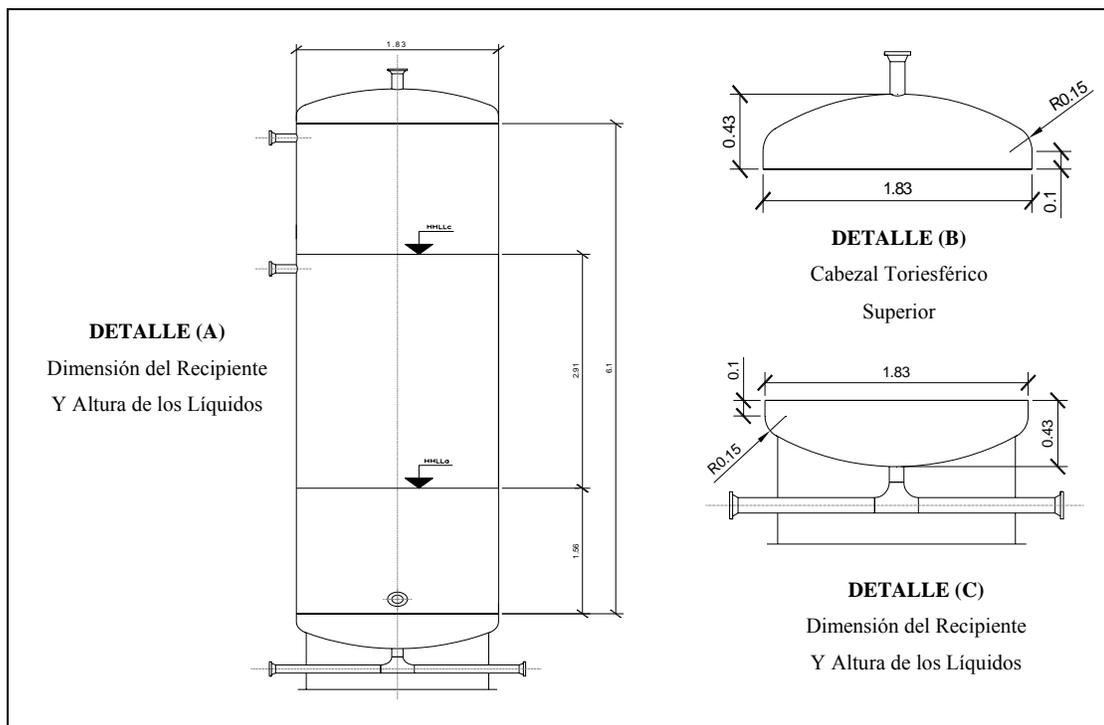
En la tabla 9.1 y figura 9.1, se expresan los valores de cálculo y detalles de fabricación relacionada con los parámetros del proceso y el diseño del recipiente a presión, para la construcción del tratador térmico de crudo vertical.

Tabla 9.1: Parámetros del proceso en el diseño del Tratador térmico.

PARAMETROS DEL PROCESO	Valor (ST)	Valor (SI)
Flujo volumétrico de diseño del agua, Q _{ad}	1674 BAPD	3,08x10 ⁻³ m ³ /s
Flujo volumétrico de diseño del crudo, Q _{cd}	795,6 BNPD	1,46x10 ⁻³ m ³ /s
Flujo másico de diseño del agua, q _{ad}	24166,76 Lb/h	3,045 Kg/s
Flujo másico de diseño del crudo, q _{cd}	9073,54 Lb/h	1,14 Kg/s
Flujo másico de diseño del gas, q _{gd}	349,02 Lb/h	4,40 Kg/s
Diámetro boquilla de alimentación, D _{BoqAL}	3 ½"	88,90 mm
Diámetro boquilla salida del crudo limpio, D _{BoqSc}	3 ½"	88,90 mm
Diámetro boquilla salida del gas, D _{Boqg}	3 ½"	88,90 mm
Diámetro boquilla salida del agua libre, D _{BoqSa}	3 ½"	88,90 mm
Diámetro interno del tratador seleccionado	6 ft	1,83 m
Longitud de costura-costura del tratador seleccionado	20 ft	6,10 m
Volumen retención del crudo en el tratador, V _{rc}	44,2 Bbl	7,03 m ³
Volumen retención del agua en el tratador, V _{ra}	27,5 Bbl	4,37 m ³

Tabla 9.1: Continuación.

Tiempo retención del crudo, Trc	1,33 h	80 min
Tiempo retención del agua, Tra	0,40 h	24 min
Nivel alto-alto de líquido del crudo, HHLLc	9,53 ft	2,90 m
Nivel alto-alto de líquido del agua, HHLLa	5,11 ft	1,56 m
DISEÑO DEL RECIPIENTE A PRESIÓN		
Espesor cuerpo circunferencial por presión interna, t	3/8"	9,53 mm
MPTP (Máxima Presión de trabajo Permitida), por esfuerzos circunferenciales	114,98 Psi	792761,82 Pa
Espesor cabezal toriesférico por presión interna, t	3/8"	9,53 mm
MPTP (Máxima Presión de trabajo Permitida), definitiva en el recipiente	96,89 Psi	668035,25 Pa
Espesor de las boquillas de proceso, t	3/8"	9,53 mm
Espesor cuerpo por presión externa, t	5/8"	15,88 mm
Máxima presión externa permisible, Pa	28,21 Psi	194501,32 Pa
Espesor cabezal toriesférico por presión externa, t	3/8"	9,53 mm

**Figura 9.1:** Altura de los líquidos, dimensiones y detalles de fabricación.

La zona de desgasificación del tratador térmico vertical cumple con las recomendaciones de la norma API SPEC 12J, para separación bifásica de crudo y gas, referente a la velocidad de expansión de superficie del gas en el área transversal del recipiente dimensionando y la altura en función de la emulsión entrante.

En la tabla 9.2 y figura 9.2, se muestran los valores de cálculo y detalles de fabricación para el diseño de la zona de desgasificación del tratador térmico de crudo vertical.

Tabla 9.2: Parámetros de diseño de la zona de desgasificación.

ZONA DE DESGASIFICACIÓN	Valor (ST)	Valor (SI)
Velocidad máxima de superficie del gas, $V_{m\acute{a}xg}$	4,97 ft/s	1,51 m/s
Área máxima de flujo del gas, $A_{m\acute{a}xg}$	28,27 ft ²	2,63 m ²
Volumen de retención de la emulsión, V_r	48,29 ft ³	1,37 m ³
Altura de la zona de desgasificación, H_g	1,80 ft	0,55 m
Espesor del baffle divisor, t	3/8"	12,7 mm
Tubo igualador de presión 3 1/2" Ø, t	3/16"	4,76 mm
Espesor del cuerpo de la campana 20" Ø x 13" largo	3/16"	4,76 mm
Espesor de cabezales recto y cónico, t	1/4"	6,35 mm

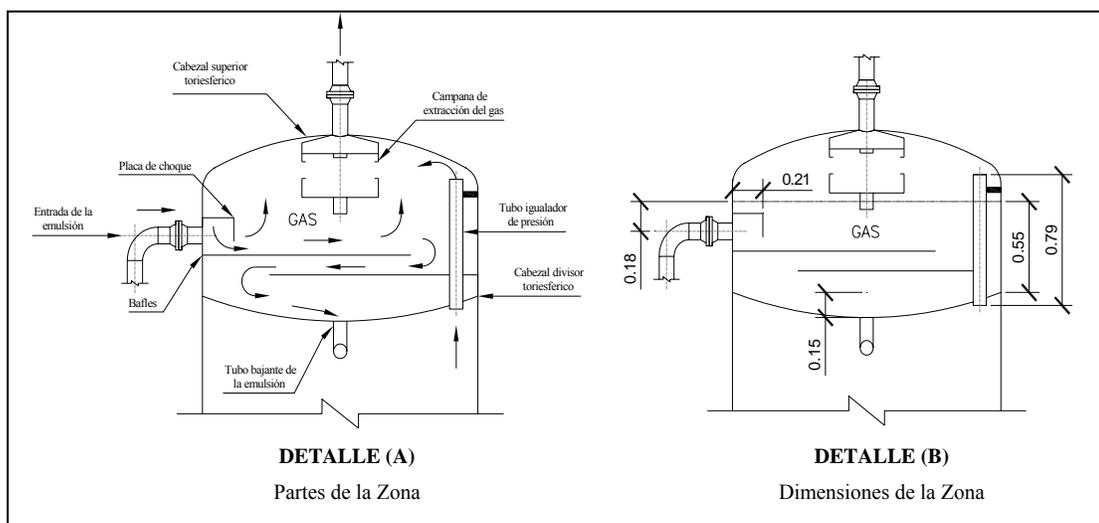


Figura 9.2: Diseño de la zona de desgasificación.

La caja de fuego cumple con las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, referido al flujo medio de calor en la superficie del tubo, la densidad de calor y el consumo del flujo mínimo y máximo de gas natural para la combustión en el tratador térmico vertical con válvula de calefacción del flujo de gas natural (HHV). El espesor de la caja de fuego cumple con las recomendaciones de la norma ASME, División 1, Sección I, referente al espesor mínimo del cuerpo del tubo en U.

A continuación en la tabla 9.3 y figura 9.3, se muestran los valores de cálculo y detalles de fabricación para el diseño de la zona de calentamiento y lavado del tratador térmico de crudo vertical.

Tabla 9.3: Parámetros de diseño de la zona de calentamiento y lavado.

ZONA DE CALENTAMIENTO Y LAVADO	Valor (ST)	Valor (SI)
Calor requerido a temperatura mínima promedio de tratamiento, $Q_{rTpm\acute{a}nt}$	0,41MM BTU/h	0,12MM W
Calor requerido a temperatura máxima promedio de tratamiento, $Q_{rTpm\acute{a}xt}$	0,59MM BTU/h	0,17MM W
Perdida de calor en el recipiente, Q_l	0,14MM BTU/h	0,04MM W
Calor requerido total a temperatura mínima promedio de tratamiento, $Q_{rTpm\acute{a}nt}$	0,55MM BTU/h	0,16MM W
Calor requerido total a temperatura máxima promedio de tratamiento, $Q_{rTpm\acute{a}xt}$	0,73MM BTU/h	0,21MM W
Diámetro del tubo de fuego, DTF	22"	0,56 m
Espesor del tubo de fuego, t	3/8"	9,53 mm
Flujo de gas natural de combustión mínimo, $Q_{gcm\acute{a}n}$	759,14 SCFH	21,49 m ³ /h
Flujo de gas natural de combustión máximo, $Q_{gcm\acute{a}x}$	1007,59 SCFH	28,53 m ³ /h
Distancia de ubicación del baffle distribuidor desde el extremo inferior de la caja de fuego, d	11"	0,28 m
Distancia de ubicación del baffle deflector de calor desde el extremo superior de la caja de fuego, d	11"	0,28 m

La cantidad de agua libre que desaloja el tratador térmico vertical cubre la capacidad máxima de almacenamiento de la estación de descarga Santa Ana 2.

En la tabla 9.4 y figura 9.4, se expresan los valores de cálculo y detalles de fabricación para el diseño de la zona de extracción del agua libre del tratador térmico

de crudo vertical.

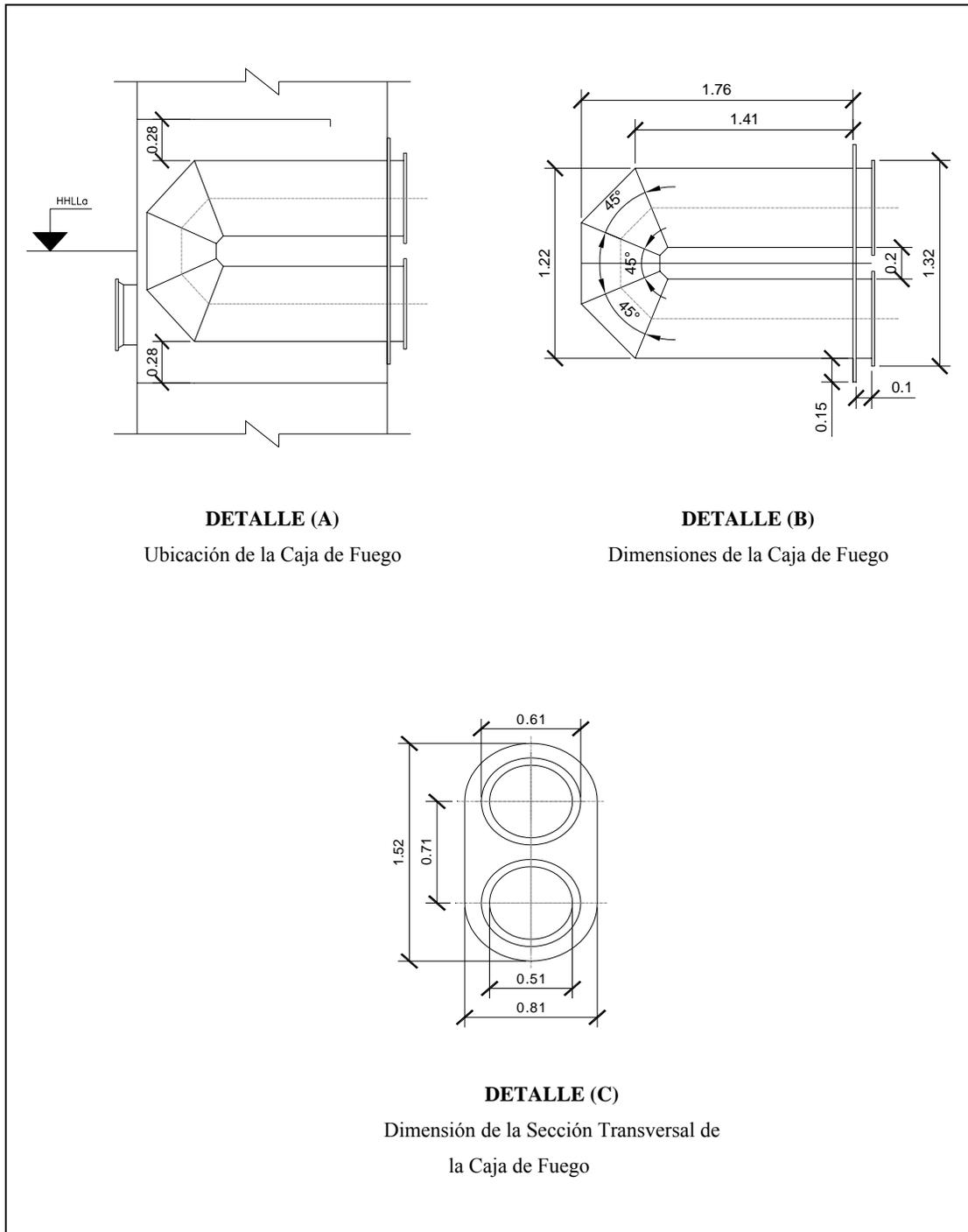


Figura 9.3: Diseño de la zona de calentamiento y lavado.

Tabla 9.4: Parámetros de diseño de la zona de extracción del agua libre.

ZONA DE EXTRACCIÓN DEL AGUA LIBRE	Valor (ST)	Valor (SI)
Distancia de posición boquilla salida del agua, dbagua	7"	0,18 m
Espesor tubo drenaje, tm	3/16"	4,76 mm
Diámetro del tubo interno del sifón, d	3 1/2"	88,90 mm
Diámetro del tubo externo del sifón, DText	10"	0,25 m
Altura de la ranura del sifón, Hs	12,66 ft	3,86 m

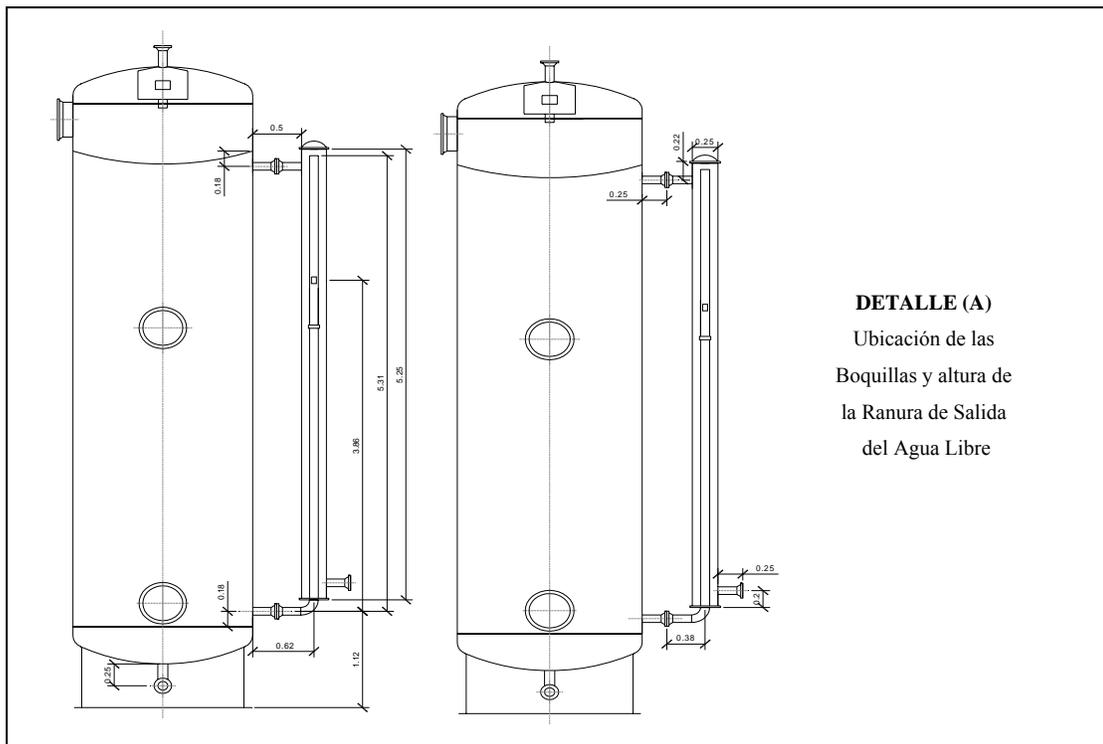


Figura 9.4: Diseño de la zona de extracción del agua libre.

El tratador térmico vertical cumple con las recomendaciones de la norma API SPEC 12-L, con respecto a la velocidad máxima de deshidratación del crudo y el intercambiador de calor cumple con las especificaciones de la norma Tubular Exchanger Manufacturers Association, TEMA, referente al tipo de cabezal, placa de

tubo fijo y haz de tubo en U.

En la tabla 9.5 y figura 9.5, se muestran los valores de cálculo y detalles de fabricación para el diseño de la zona de separación de la emulsión o sección de coalescencia del tratador térmico de crudo vertical.

Tabla 9.5: Parámetros de diseño de la zona de separación o sección de coalescencia.

ZONA DE SEPARACIÓN O SECCIÓN DE COALESCENCIA EN EL TRATADOR	Valor (ST)	Valor (SI)
Velocidad de asentamiento de las gotas de agua, V_{as}	$1,9 \times 10^{-3}$ ft/s	6×10^{-4} m/s
Velocidad de llenado, $V_{llenado}$	0,119 ft/min	6×10^{-4} m/s
Velocidad máxima de deshidratación del crudo, $V_{máx\ desh}$	23,5 BPD/ft ²	$5,53 \times 10^{-4}$ m/s
Área máxima de deshidratación del crudo, $A_{máx\ desh}$	28,52 ft ²	2,65 m ²
DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR		
Temperatura promedio de transferencia de calor del lado a ser enfriado, TPT	122 °F	50 °C
Temperatura promedio de transferencia de calor del lado a ser calentado, TPT	110 °F	43,3 °C
CARACTERISTICAS EXTERNA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR		
Cabezal anterior tipo B, en aplicación de placa de tubo fijo, cabezal posterior con haz de tubos en U y banco de tubos removibles.		
CARACTERISTICAS INTERNA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR		
Banco de tubos de 2 pasos del tipo U, arreglo de tubos triangular 30°, pitch 1 ¼" y tubos de acero al carbono C-Mn soldables de diámetro nominal 1,050 in, conductividad térmica 26 BTU/h.ft.°F, S = 15000 Psi, espesor de pared 0,133 in, longitud del haz de tubos de 5,50 ft.		
Flujo másico del crudo, m_c	9073,54 Lb/h	1,14 Kg/s
Calor a transferir entre los fluidos, Q	27220,62 BTU/h	7,97 KW
Flujo másico de la mezcla emulsionada, m_e	33582,27 Lb/h	4,23 Kg/s
Calor específico de la emulsión, CPe	0,86 BTU/Lb.°F	1111,31 J/Kg.K
Diferencia de temperatura efectiva, ΔT_m	11,53 °F	-11,37 °C
Coefficiente de transferencia de calor entre los fluidos, UoF	80,83 BTU/h.ft ² .°F	458,97 W/m ² .K
Área de transferencia de calor requerida, AR	29,21 ft ²	2,71 m ²
Número de tubos, Nb	19	19
Resistencia de pared de los tubos, r_w	$4,07 \times 10^{-4}$ (BTU/h.ft ² .°F) ⁻¹	$2,3 \times 10^{-3}$ (W/m ² .K) ⁻¹
Coefficiente global de transferencia de calor, Uo	0,33 BTU/h.ft ² .°F	1,87 W/m ² .K
Área disponible de transferencia de calor, AD	22,99 ft ²	2,20 m ²
Caída de presión del intercambiador de calor, por el lado de los tubos, ΔP_T	0,18 Psi	1241,06 Pa
Diámetro del tubo bajante de la emulsión, DTb	3 ½"	88,90 mm

Diámetro del tubo rebosadero bajante de la emulsión, Dbe	6"	152,40 mm
Espesor del tubo bajante y rebosadero de la emulsión, t	3/16"	4,76 mm

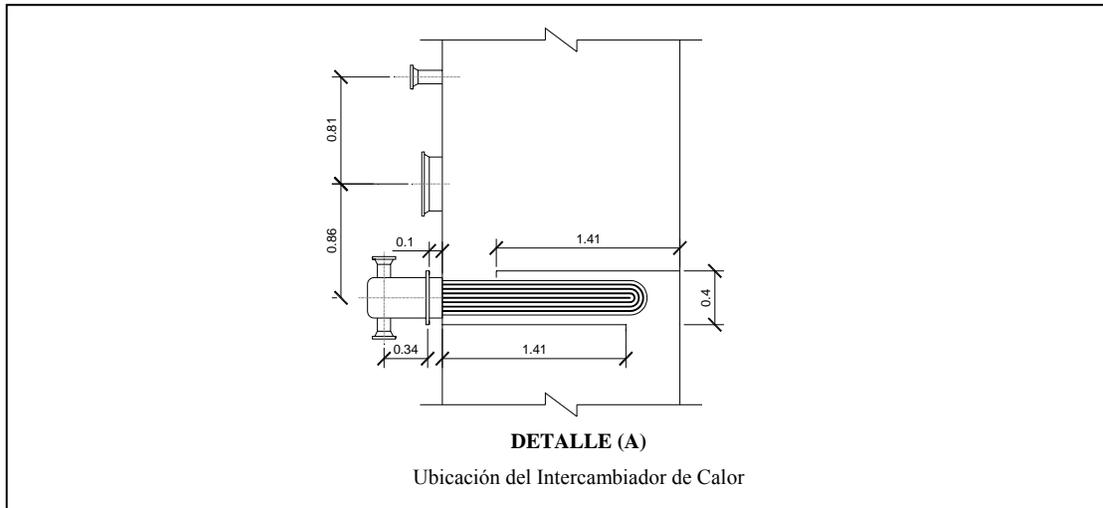


Figura 9.5: Diseño de la zona de separación o sección de coalescencia.

El tratador térmico vertical cumple con las recomendaciones de la norma ASME, Sección VIII División I. Pressure Vessel code. (2004), con respecto al cálculo de espesor del soporte faldón.

A continuación se muestran en la tabla 9.6 y figura 9.6, los valores de cálculo y detalles de fabricación para el diseño del soporte faldón del tratador térmico de crudo vertical.

Tabla 9.6: Parámetros de diseño del soporte Faldón.

PESO Y SOPORTE FALDÓN DEL TRATADOR TÉRMICO	Valor (ST)	Valor (SI)
Peso del crudo, m	53848,03 Lbf	5490,97 Kgf
Peso del agua, m	39631,23 Lbf	4041,26 Kgf
Peso total del tratador térmico en operación normal de diseño, P _{Total}	42495,65 Lbf	19275,70 Kg
Carga de viento total en el tratador térmico, FT	4669,32 Lb	2117,98 Kg
Momento máximo que actúa en la base del faldón, $M_{máx}$	52579,87 Lb.ft	7269,43 Kg.m
Momento que actúa en la costura inferior del tratador	42278,99Lb.ft	5845,28Kg.m

térmico, M_T		
Espesor de pared del soporte faldón, t	3/16"	4,76 mm

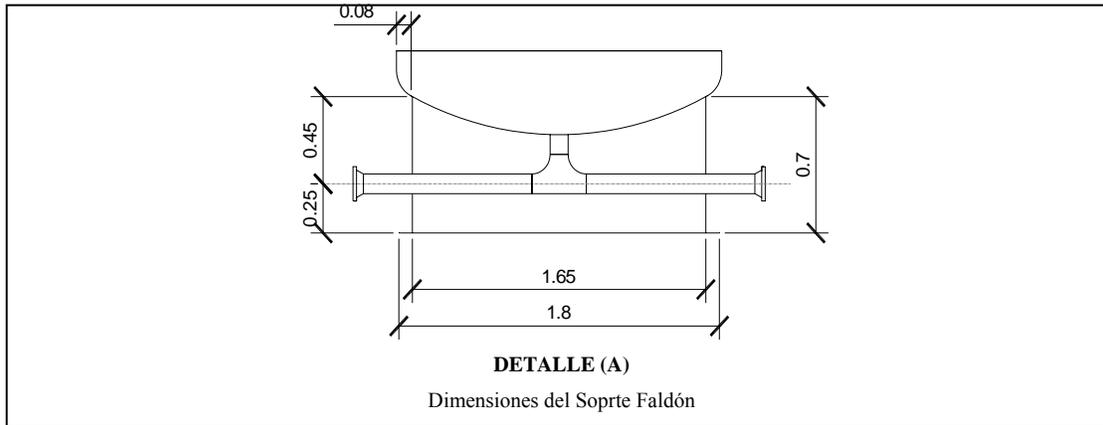


Figura 9.6: Diseño del Soporte Faldón en el Tratador Térmico.

Para la fabricación del tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno es importante destacar las siguientes consideraciones:

1. Instalar baffles divisores en la zona de desgasificación, zona de calentamiento y lavado, zona de extracción del agua libre con espesor igual al cuerpo del recipiente; es decir 3/8", con material SA516-70, S, de acuerdo al diseño establecido en los planos de detalles.
2. Instalar boquillas de procesos para diámetro 3 1/2", de manera de facilitar la correcta instalación de las líneas en la estación de descarga Santa Ana 2.
3. Instalar la caja de fuego y el intercambiador de calor con perno de diámetro de 3/4", para material SA-193-B7, en servicios de altas temperaturas en la boquilla ranurada de la misma de acuerdo al diseño establecido.

4. Utilizar baffles multi-orificios en la zona de separación de la emulsión o sección de coalescencia de manera de eliminar la niebla que produce el crudo liviano y garantizar el tiempo de retención del crudo en esta zona.

5. Instalar un soporte guía a lo largo del baffle divisor de calor de manera de sujetar el intercambiador de calor en esta sección, manteniendo rígido el extremo posterior del haz de tubo en U.

9.2 RECOMENDACIONES

1. Utilizar un software como por ejemplo: CFX, para simular el funcionamiento del tratador térmico vertical en todas sus zonas, de acuerdo al diseño planteado.
2. Supervisar, según el diseño propuesto, que la construcción del tratador térmico vertical se realice bajo las especificaciones de las normas API, TEMA, PDVSA y ASME.
3. Utilizar quemador de alta eficiencia y turbuladores en la vuelta de la caja de fuego.
4. Implementar mano de obra venezolana en un 100%, para la fabricación del tratador térmico vertical, de manera de impulsar el desarrollo productivo y tecnológico del país.
5. Utilizar material con calidad de exportación venezolano, para la fabricación del tratador térmico vertical.

BIBLIOGRAFÍA

Bibliografía citada

[1]- González S. Leobando E., **“Diseño de un Separador de Crudo-Gas Auto-Regulable para Presiones Variables con Dispositivo de Alivio”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Mecánica, Puerto La Cruz, Venezuela, (1994).

[2]- Eusmar Mathey., **“Estudio del Proceso Realizado por un Tratador Térmico Vertical para el Diseño de un Sistema de Gestión de Calidad basado en la Norma ISO 9001:2000 en el Área Mayor Oficina PDVSA Gas Anaco”**. Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Industrial, Puerto La Cruz, Venezuela, (2007).

[3]- Ronald J. Navas., **“Evaluar el Gas Combustible en Recipientes Tratadores de Gas/ Crudo Ubicados en el Área Mayor Oficina (AMO) de la Gerencia de Producción Gas Anaco, de PDVSA Gas, Estado Anzoátegui”**. Tesis de grado, “UGMA”, Ciudad Bolívar Venezuela (2007).

[4]-Pablo Rodríguez., **“Manual de Tratadores Térmicos”**. (Seminario), Asesores Termo Petróleos, S.C. San Tome, Venezuela, (1988).

[5]- Norma API 12L., **“Specification for Vertical and Horizontal Emulsion Treeters”**. Washington, U.S.A, (1994).

[6]- Página Web: <http://www.oilproduction.net/files/TeoriaDeshidratacion.pdf> (Emulsiones de agua en petróleo crudo), (1997).

[7]- Norma PDVSA N° MDP-03-S03., **“Manual de Diseño de Proceso Separación Líquido-Vapor”**. Caracas, Venezuela, (1995).

[8]- Código A.S.M.E, Sección VIII, División 1 **“Pressure Vessel Code”**. New York, U.S.A, (2004).

[9]- Norma API 12J., **“Specification for Oil and Gas Separators”**. Washington, U.S.A, (1989).

[10]- Norma ASME/ANSI B31.3., **“Process Piping”**. New York, U.S.A, (1999).

[11]- Código A.S.M.E, Sección I, División 1 **“Pressure Vessel Code”**. New York, U.S.A, (2007).

[12]- Norma PDVSA N° MDP-03-S-05., **“Manual de Diseño de Proceso Tambores Separadores Líquido-Líquido Vapor”**. Caracas, Venezuela, (1995).

[13]- Norma TEMA., **“Standards of Tubular Exchanger Manufacture’s Association”**. New York, U.S.A, (1991).

[14]- Eugene F. Megyesy, **“Manual de Recipientes a Presión”**. Editorial Limusa, México, (1992).

[15]- Norma PDVSA N° MDP-05-E-01., **“Manual de Diseño de Proceso Transferencia de calor, Intercambiadores de Calor”**. Caracas, Venezuela, (1995).

Bibliografía adicional

1. Página Web:
http://www.ingenieria.unam.mx/~jagomez/ARCHIVOS_CONDUCCION/CAPITULO%20VII.pdf (Tratamiento de campo de crudo y gas) , (1998).
2. Manual NATCO GROUP, **Treater Emulsion Vertical**, NATCO, National Tank Company, Tulsa, Oklahoma (1989).
3. C. Richard Sivalls, P.E, **Indirect Heaters Design Manual**, SIVALLS, INC. BOX 2792. ODESSA, TEXAS 79760, February 1, (1987).
4. “Curso de producción de petróleo y gas” Tomo 7. **Tratamiento de crudo**, Mene Grande Oil Company, Julio (1983).
5. Téllez Rodríguez J. Inés, **Curso Corto Sobre Tratamiento de Fluido**, IMP. Mayo (1979).

APÉNDICE A. TABLAS, CURVAS, GRAFICAS Y FIGURAS.

TABLES		Table UCS-23	
TABLE UCS-23 CARBON AND LOW ALLOY STEEL			
Spec. No.	Type/Grade	Spec. No.	Type/Grade
SA-36	...	SA-302	A, B, C, D
SA-53	E/A, E/B, S/A, S/B	SA-307	B
SA-105	...	SA-320	L7, L7A, L7M, L43
SA-106	A, B, C	SA-325	1
SA-135	A, B	SA-333	1, 3, 4, 6, 7, 9
SA-178	A, C	SA-334	1, 3, 6, 7, 9
SA-179	...	SA-335	P1, P2, P5, P5b, P5c, P9, P11, P12, P15, P21, P22, P91
SA-181	...	SA-336	F1, F3V, F5, F5A, F9, F11 Cl. 2 & 3, F12, F21 Cl. 1 & 3, F22 Cl. 1 & 3, F22V, F91
SA-182	FR, F1, F2, F3V, F5, F5a, F9, F11 Cl. 1 & 2, F12 Cl. 1 & 2, F21, F22 Cl. 1 & 3, F22V, F91	SA-350	LF1, LF2, LF3, LF5, LF9
SA-192	...	SA-352	LCB, LC1, LC2, LC3
SA-193	B5, B7, B7M, B16	SA-354	BC, BD
SA-199	T5, T9, T11, T21, T22	SA-369	FP1, FP2, FP5, FP9, FP11, FP12, FP21, FP22
SA-202	A, B	SA-372	A, B, C, D, E Cl. 65 & 70, F Cl. 70, G Cl. 70, H Cl. 70, J Cl. 65, 70, & 110, L, M Cl. A & B
SA-203	A, B, D, E, F	SA-387	2, 5, 11, 12, 21, 22, 91
SA-204	A, B, C	SA-414	A, B, C, D, E, F, G
SA-209	T1, T1a, T1b	SA-420	WPL 3, WPL 6, WPL 9
SA-210	A-1, C	SA-423	1, 2
SA-213	T2, T5, T5b, T5c, T9, T11, T12, T17, T21, T22, T91	SA-437	B4B, B4C
SA-214	...	SA-449	...
SA-216	WCA, WCB, WCC	SA-455	...
SA-217	C12, C5, WC1, WC4, WC5, WC6, WC9	SA-487	1 Cl. A & B, 2 Cl. A & B, 4 Cl. A, 8 Cl. A
SA-225	C	SA-508	1, 1A, 2 Cl. 1, 3 Cl. 1, 3V, 4N Cl. 3, 22 Cl. 3
SA-226	...	SA-515	60, 65, 70
SA-234	WPB, WPC, WPR, WP1, WP5, WP9, WP11 Cl. 1, WP12 Cl. 1, WP22 Cl. 1	SA-516	55, 60, 65, 70
SA-250	T1, T1a, T1b	SA-524	I, II
SA-266	1, 2, 3, 4	SA-533	A Cl. 1 & 2, B Cl. 1 & 2, C Cl. 1 & 2, D Cl. 2
SA-283	A, B, C, D	SA-537	Cl.1, 2, & 3
SA-285	A, B, C	SA-540	B21, B22, B23, B24, B24V
SA-299	...	SA-541	1, 1A, 2 Cl. 1, 3 Cl. 1, 3V, 22 Cl. 3, 22V
		SA-542	B Cl. 4, C Cl. 4a, D Cl. 4a
		SA-556	A2, B2, C2
		SA-557	A2, B2, C2
		SA-562	...
		SA-574	...
		SA-587	...
		SA-612	...
		SA-620	...
		SA-662	A, B, C
		SA-675	45, 50, 55, 60, 65, 70
		SA-695	B/35, B/40
		SA-727	...
		SA-737	B, C
		SA-738	A, B, C
		SA-739	B11, B22
		SA-765	I, II, III
		SA-812	65, 80
		SA-832	21V, 22V
		SA-836	...
		SA/CSA-G40.21	38W

A.1 Tabla de tipo y grado de acero al carbono de bajo contenido de aleación,

[8]

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES				
ACERO AL CARBONO Y DE BAJO CONTENIDO DE ELEMENTOS DE ALEACION*				
Forma	Composición nominal	Especificación		APLICACION
		Número	Grado	
Placa	C	SA-283	C	Calidad estructural. Para recipientes a presión puede usarse con limitaciones; ver nota 1
	C	SA-285	C	Calderas para servicio estacionario y otros recipientes a presión
	C - Si	SA-515	55	Principalmente para servicio a temperaturas media y alta
	C - Si	SA-515	60	— ” —
	C - Si	SA-515	65	— ” —
	C - Si	SA-515	70	— ” —
	C - Si	SA-516	55	Para servicio a temperaturas moderada y baja
	C - Si	SA-516	60	— ” —
	C - Mn - Si	SA-516	65	— ” —
	C - Mn - Si	SA-516	70	— ” —
Bridas y accesorios	C - Mn - Si	SA-105		Para servicio a alta temperatura
	C - Si	SA-181	I	Para servicio general
	C - Mn	SA-350	LF1	Para servicio a baja temperatura
	C - Mn - Si		LF2	
Tubería	C - Mn	SA-53	B	Para servicio general
	C - Mn	SA-106	B	Para servicio a alta temperatura
Tornillería	1Cr-1/5 Mo.	SA-193	B7	Para servicio a alta temperatura; tornillos pasantes de 2 1/2 pulg de diámetro o menos
		SA-194	2H	Para tuercas para servicio a alta temperatura
		SA-307	B	Tornillo de máquina para uso general

* Datos de los materiales de uso más frecuentes tomados de las normas ASME, secciones II y VIII.

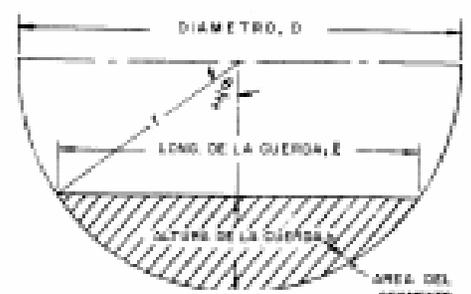
A.2 Tabla de propiedades de materiales acero al carbono y de bajo contenido de elementos de aleación de acuerdo a la aplicación [14].

Treater Size	Vertical Treaters		Horizontal Treaters	
	Oil, bbl	Water, bbl	Oil, bbl	Water, bbl
3' × 10'-0"	5.9	4.0	6.6	4.4
12'-0"	7.0	4.7	7.8	5.2
15'-0"	8.6	5.8	9.6	6.4
4' × 10'-0"	10.7	7.2	11.9	7.9
12'-0"	12.6	8.6	14.1	9.5
15'-0"			17.3	11.5
20'-0"	19.4	10.4		
2'-6"	30.3	17.1		
6' × 12'-0"	30.4	20.5	33.2	22.6
15'-0"			39.3	26.4
20'-0"	44.2	27.5	51.0	34.8
27'-6"	68.6	42.6		
8' × 15'-0"			69.4	46.5
20'-0"	78.3	48.0	88.4	59.2
25'-0"			108.7	73.0
27'-0"	121.4	74.9		
30'-0"			128.9	85.9
10' × 20'-0"	122.4	82.5	144.7	96.9
27'-6"	189.6	124.5		
30'-0"			217.8	142.6
40'-0"			284.7	183.9
50'-0"			351.8	227.2
60'-0"			419.0	270.6
12' × 30'-0"			324.7	217.6
40'-0"			422.6	284.6
50'-0"			521.3	351.1
60'-0"			619.9	417.5

A.4 Tabla de dimensiones de tratadores en función del volumen de retención de los líquidos, [5].

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

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.573	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.268	0.873	0.231
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.718	0.0950	0.211	0.818	0.154	0.269	0.873	0.232
0.032	0.352	0.0098	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.721	0.0959	0.212	0.821	0.155	0.270	0.874	0.233
0.033	0.357	0.0103	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.725	0.0968	0.213	0.824	0.156	0.271	0.875	0.234
0.034	0.362	0.0108	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.729	0.0977	0.214	0.827	0.157	0.272	0.876	0.235
0.035	0.368	0.0113	0.095	0.588	0.0483	0.155	0.734	0.0986	0.215	0.832	0.158	0.273	0.877	0.236
0.036	0.373	0.0118	0.096	0.592	0.0490	0.156	0.738	0.0994	0.216	0.835	0.159	0.274	0.878	0.237
0.037	0.378	0.0123	0.097	0.595	0.0498	0.157	0.743	0.1003	0.217	0.838	0.160	0.275	0.879	0.238
0.038	0.383	0.0128	0.098	0.599	0.0505	0.158	0.747	0.1011	0.218	0.841	0.161	0.276	0.880	0.239
0.039	0.387	0.0133	0.099	0.603	0.0513	0.159	0.751	0.1020	0.219	0.844	0.162	0.277	0.881	0.240
0.040	0.392	0.0138	0.100	0.607	0.0520	0.160	0.755	0.1028	0.220	0.847	0.163	0.278	0.882	0.241
0.041	0.397	0.0143	0.101	0.611	0.0528	0.161	0.759	0.1037	0.221	0.850	0.164	0.279	0.883	0.242
0.042	0.401	0.0148	0.102	0.615	0.0536	0.162	0.763	0.1045	0.222	0.853	0.165	0.280	0.884	0.243
0.043	0.406	0.0153	0.103	0.619	0.0544	0.163	0.767	0.1054	0.223	0.856	0.166	0.281	0.885	0.244
0.044	0.410	0.0158	0.104	0.623	0.0551	0.164	0.771	0.1062	0.224	0.859	0.167	0.282	0.886	0.245
0.045	0.415	0.0163	0.105	0.627	0.0559	0.165	0.775	0.1070	0.225	0.862	0.168	0.283	0.887	0.246
0.046	0.419	0.0168	0.106	0.631	0.0567	0.166	0.779	0.1079	0.226	0.865	0.169	0.284	0.888	0.247
0.047	0.423	0.0173	0.107	0.635	0.0575	0.167	0.783	0.1087	0.227	0.868	0.170	0.285	0.889	0.248
0.048	0.428	0.0178	0.108	0.639	0.0583	0.168	0.787	0.1096	0.228	0.871	0.171	0.286	0.890	0.249
0.049	0.432	0.0183	0.109	0.643	0.0591	0.169	0.791	0.1104	0.229	0.874	0.172	0.287	0.891	0.250
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.647	0.0599	0.170	0.795	0.1113	0.230	0.877	0.173	0.288	0.892	0.251
0.051	0.440	0.0192	0.111	0.651	0.0607	0.171	0.799	0.1121	0.231	0.880	0.174	0.289	0.893	0.252
0.052	0.444	0.0197	0.112	0.655	0.0615	0.172	0.803	0.1130	0.232	0.883	0.175	0.290	0.894	0.253
0.053	0.448	0.0202	0.113	0.659	0.0623	0.173	0.807	0.1138	0.233	0.886	0.176	0.291	0.895	0.254
0.054	0.452	0.0207	0.114	0.663	0.0631	0.174	0.811	0.1147	0.234	0.889	0.177	0.292	0.896	0.255
0.055	0.456	0.0212	0.115	0.667	0.0639	0.175	0.815	0.1155	0.235	0.892	0.178	0.293	0.897	0.256
0.056	0.460	0.0217	0.116	0.671	0.0647	0.176	0.819	0.1164	0.236	0.895	0.179	0.294	0.898	0.257
0.057	0.464	0.0222	0.117	0.675	0.0655	0.177	0.823	0.1172	0.237	0.898	0.180	0.295	0.899	0.258
0.058	0.467	0.0227	0.118	0.679	0.0663	0.178	0.827	0.1181	0.238	0.901	0.181	0.296	0.900	0.259
0.059	0.471	0.0232	0.119	0.683	0.0671	0.179	0.831	0.1189	0.239	0.904	0.182	0.297	0.901	0.260
0.060	0.475	0.0237	0.120	0.687	0.0679	0.180	0.835	0.1198	0.240	0.907	0.183	0.298	0.902	0.261
0.061	0.479	0.0242	0.121	0.691	0.0687	0.181	0.839	0.1206	0.241	0.910	0.184	0.299	0.903	0.262
0.062	0.482	0.0247	0.122	0.695	0.0695	0.182	0.843	0.1215	0.242	0.913	0.185	0.300	0.904	0.263
0.063	0.486	0.0252	0.123	0.699	0.0703	0.183	0.847	0.1223	0.243	0.916	0.186	0.301	0.905	0.264
0.064	0.490	0.0257	0.124	0.703	0.0711	0.184	0.851	0.1232	0.244	0.919	0.187	0.302	0.906	0.265
0.065	0.493	0.0262	0.125	0.707	0.0719	0.185	0.855	0.1240	0.245	0.922	0.188	0.303	0.907	0.266
0.066	0.497	0.0267	0.126	0.711	0.0727	0.186	0.859	0.1249	0.246	0.925	0.189	0.304	0.908	0.267
0.067	0.500	0.0272	0.127	0.715	0.0735	0.187	0.863	0.1257	0.247	0.928	0.190	0.305	0.909	0.268
0.068	0.504	0.0277	0.128	0.719	0.0743	0.188	0.867	0.1266	0.248	0.931	0.191	0.306	0.910	0.269
0.069	0.507	0.0282	0.129	0.723	0.0751	0.189	0.871	0.1274	0.249	0.934	0.192	0.307	0.911	0.270
0.070	0.510	0.0287	0.130	0.727	0.0759	0.190	0.875	0.1283	0.250	0.937	0.193	0.308	0.912	0.271
0.071	0.514	0.0292	0.131	0.731	0.0767	0.191	0.879	0.1291	0.251	0.940	0.194	0.309	0.913	0.272
0.072	0.517	0.0297	0.132	0.735	0.0775	0.192	0.883	0.1300	0.252	0.943	0.195	0.310	0.914	0.273
0.073	0.520	0.0302	0.133	0.739	0.0783	0.193	0.887	0.1308	0.253	0.946	0.196	0.311	0.915	0.274
0.074	0.524	0.0307	0.134	0.743	0.0791	0.194	0.891	0.1317	0.254	0.949	0.197	0.312	0.916	0.275
0.075	0.527	0.0312	0.135	0.747	0.0799	0.195	0.895	0.1325	0.255	0.952	0.198	0.313	0.917	0.276
0.076	0.530	0.0317	0.136	0.751	0.0807	0.196	0.899	0.1334	0.256	0.955	0.199	0.314	0.918	0.277
0.077	0.533	0.0322	0.137	0.755	0.0815	0.197	0.903	0.1342	0.257	0.958	0.200	0.315	0.919	0.278
0.078	0.536	0.0327	0.138	0.759	0.0823	0.198	0.907	0.1351	0.258	0.961	0.201	0.316	0.920	0.279
0.079	0.539	0.0332	0.139	0.763	0.0831	0.199	0.911	0.1359	0.259	0.964	0.202	0.317	0.921	0.280
0.080	0.543	0.0337	0.140	0.767	0.0839	0.200	0.915	0.1368	0.260	0.967	0.203	0.318	0.922	0.281
0.081	0.546	0.0342	0.141	0.771	0.0847	0.201	0.919	0.1376	0.261	0.970	0.204	0.319	0.923	0.282
0.082	0.549	0.0347	0.142	0.775	0.0855	0.202	0.923	0.1385	0.262	0.973	0.205	0.320	0.924	0.283
0.083	0.552	0.0352	0.143	0.779	0.0863	0.203	0.927	0.1393	0.263	0.976	0.206	0.321	0.925	0.284
0.084	0.555	0.0357	0.144	0.783	0.0871	0.204	0.931	0.1402	0.264	0.979	0.207	0.322	0.926	0.285
0.085	0.558	0.0362	0.145	0.787	0.0879	0.205	0.935	0.1410	0.265	0.982	0.208	0.323	0.927	0.286
0.086	0.561	0.0367	0.146	0.791	0.0887	0.206	0.939	0.1419	0.266	0.985	0.209	0.324	0.928	0.287
0.087	0.564	0.0372	0.147	0.795	0.0895	0.207	0.943	0.1427	0.267	0.988	0.210	0.325	0.929	0.288
0.088	0.567	0.0377	0.148	0.799	0.0903	0.208	0.947	0.1436	0.268	0.991	0.211	0.326	0.930	0.289
0.089	0.569	0.0382	0.149	0.803	0.0911	0.209	0.951	0.1444	0.269	0.994	0.212	0.327	0.931	0.290



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

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{\lambda}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right)$$

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

A.5 Tabla de longitudes de cuerdas y áreas de secciones semi circulares Vs alturas de la cuerda, [5].

TABLE UW-12
MAXIMUM ALLOWABLE JOINT EFFICIENCIES^{1,5} FOR ARC AND GAS WELDED JOINTS

Type No.	Joint Description	Limitations	Joint Category	Degree of Radiographic Examination		
				(a) Full ²	(b) Spot ³	(c) None
(1)	Butt joints as attained by double-welding or by other means which will obtain the same quality of deposited weld metal on the inside and outside weld surfaces to agree with the requirements of UW-35. Welds using metal backing strips which remain in place are excluded.	None	A, B, C, & D	1.00	0.85	0.70
(2)	Single-welded butt joint with backing strip other than those included under (1)	(a) None except as in (b) below (b) Circumferential butt joints with one plate offset; see UW-13(b)(4) and Fig. UW-13.1, sketch (k)	A, B, C, & D A, B, & C	0.90 0.90	0.80 0.80	0.65 0.65
(3)	Single-welded butt joint without use of backing strip	Circumferential butt joints only, not over $\frac{3}{8}$ in. thick and not over 24 in. outside diameter	A, B, & C	NA	NA	0.60
(4)	Double full fillet lap joint	(a) Longitudinal joints not over $\frac{3}{8}$ in. thick (b) Circumferential joints not over $\frac{3}{8}$ in. thick	A B & C ⁶	NA NA	NA NA	0.55 0.55
(5)	Single full fillet lap joints with plug welds conforming to UW-17	(a) Circumferential joints ⁴ for attachment of heads not over 24 in. outside diameter to shells not over $\frac{1}{2}$ in. thick (b) Circumferential joints for the attachment to shells of jackets not over $\frac{3}{8}$ in. in nominal thickness where the distance from the center of the plug weld to the edge of the plate is not less than $1\frac{1}{2}$ times the diameter of the hole for the plug.	B C	NA NA	NA NA	0.50 0.50

Table UW-12

1998 SECTION VIII — DIVISION 1

120

A.6 Tabla de eficiencia de las juntas en soldaduras de arco eléctrico, [8].

**TABLES 2
PRESSURE-TEMPERATURE RATINGS FOR
GROUPS 1.1 THROUGH 3.17 MATERIALS**

TABLE 2-1.1 RATINGS FOR GROUP 1.1 MATERIALS

(a)

Nominal Designation	Forgings	Castings	Plates
C-Si	A 105 (1)	A 216 Gr. WCB (1)	A 516 Gr. 70 (1)
C-Mn-Si	A 350 Gr. LF2 (1)		A 516 Gr. 70 (1)(2) A 537 Cl. 1 (3)
C-Mn-Si-V	A 350 Gr. LF6 Cl. 1 (4)		

NOTES:

- (1) Upon prolonged exposure to temperatures above 800°F, the carbide phase of steel may be converted to graphite. Permissible, but not recommended for prolonged use above 800°F.
- (2) Not to be used over 850°F.
- (3) Not to be used over 700°F.
- (4) Not to be used over 500°F.

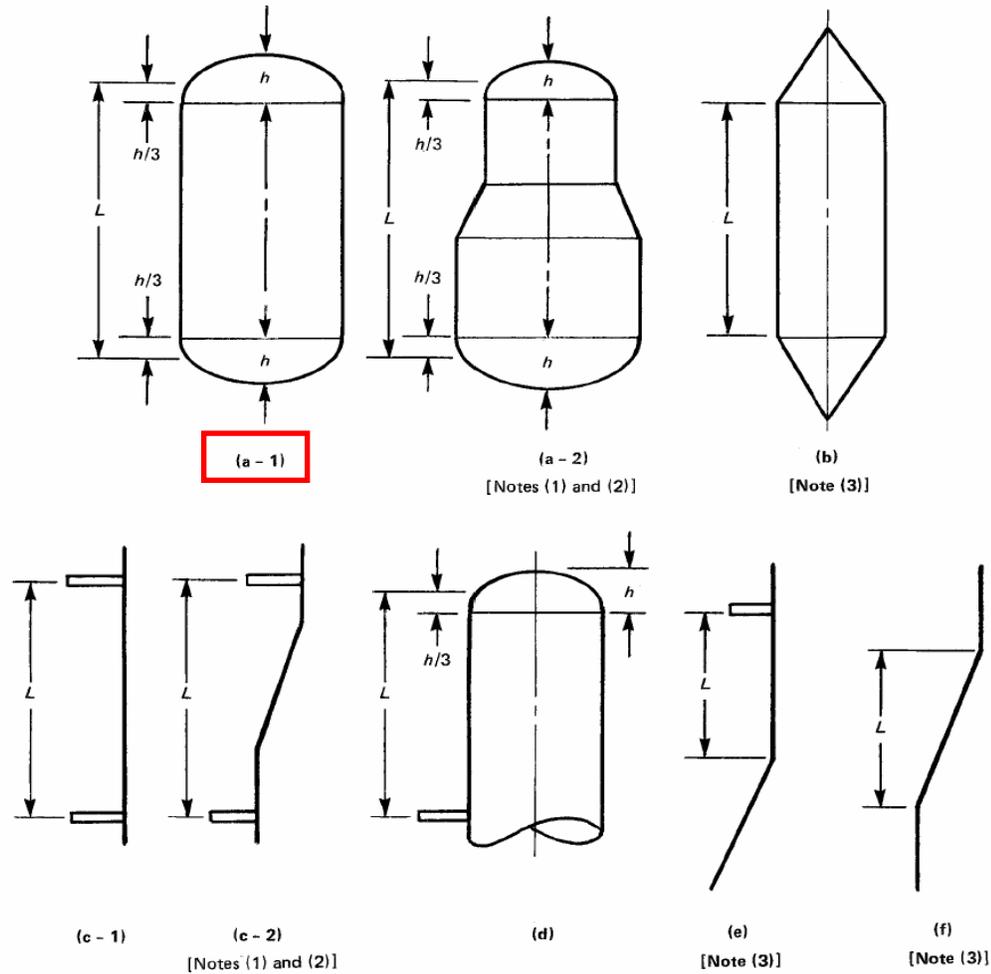
WORKING PRESSURES BY CLASSES, psig

Class Temp., °F	150	300	400	600	900	1500	2500
-20 to 100	285	740	990	1480	2220	3705	6170
200	260	675	900	1350	2025	3375	5625
300	230	655	875	1315	1970	3280	5470
400	200	635	845	1270	1900	3170	5280
500	170	600	800	1200	1795	2995	4990
600	140	550	730	1095	1640	2735	4560
650	125	535	715	1075	1610	2685	4475
700	110	535	710	1065	1600	2665	4440
750	95	505	670	1010	1510	2520	4200
800	80	410	550	825	1235	2060	3430
850	65	270	355	535	805	1340	2230
900	50	170	230	345	515	860	1430
950	35	105	140	205	310	515	860
1000	20	50	70	105	155	260	430

A.7 Tabla de rating para diversos grupos de materiales, [8].

Fig. UG-28.1

1998 SECTION VIII — DIVISION 1

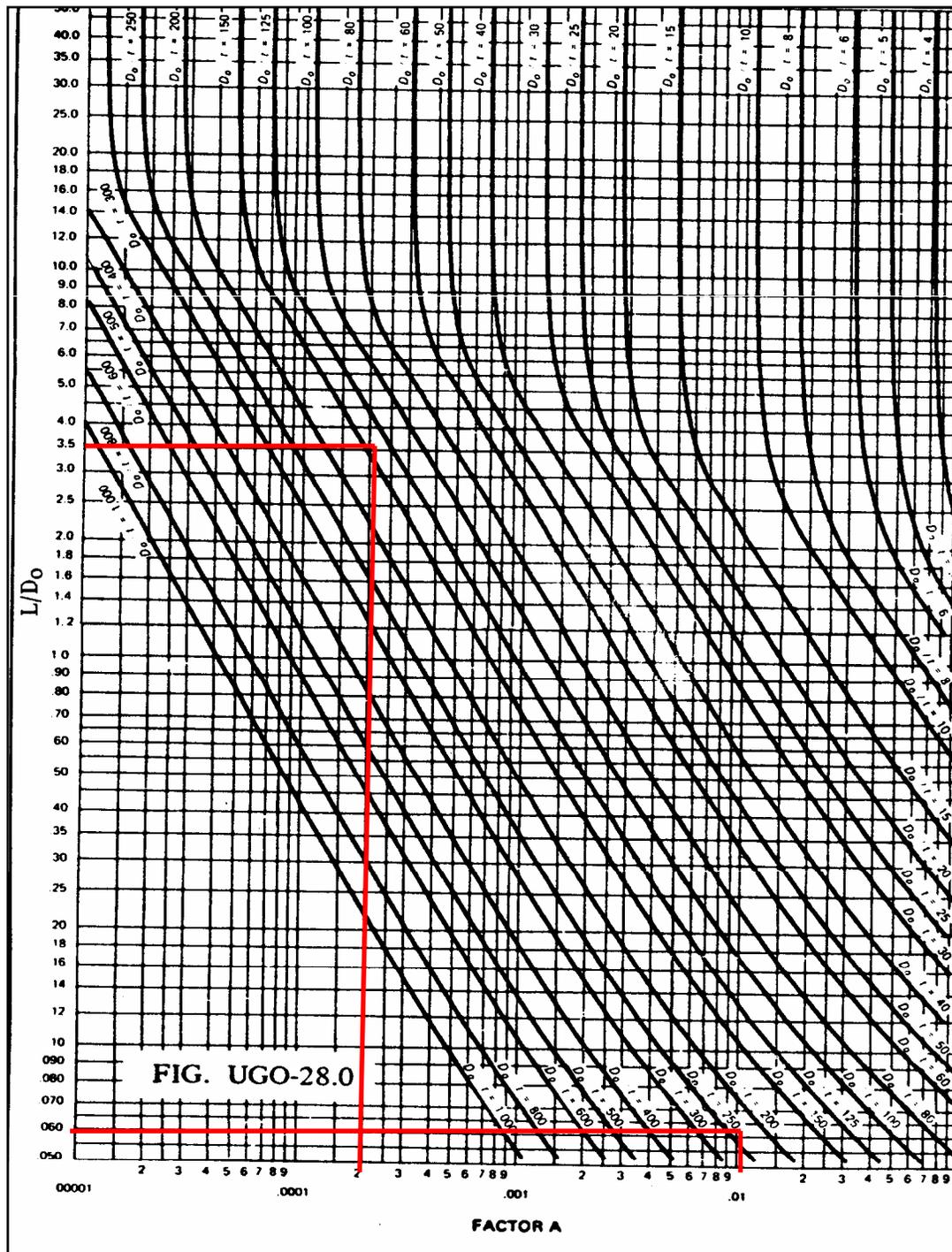


NOTES:

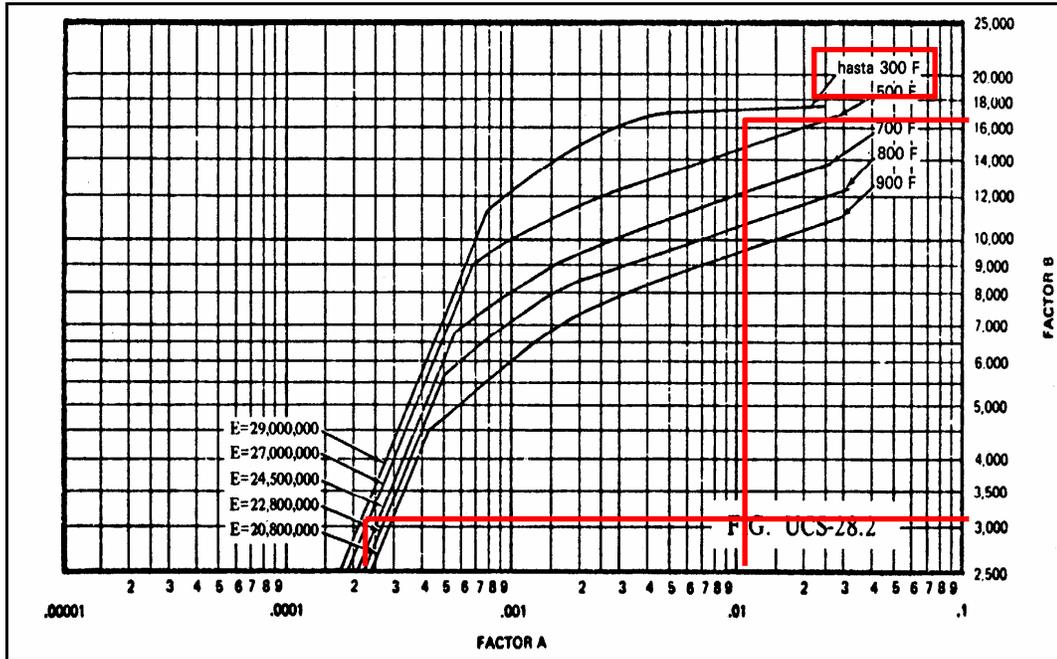
- (1) When the cone-to-cylinder or the knuckle-to-cylinder junction is not a line of support, the nominal thickness of the cone, knuckle, or toriconical section shall not be less than the minimum required thickness of the adjacent cylindrical shell.
- (2) Calculations shall be made using the diameter and corresponding thickness of each section with dimension L as shown.
- (3) When the cone-to-cylinder or the knuckle-to-cylinder junction is a line of support, the moment of inertia shall be provided in accordance with 1-8.

FIG. UG-28.1 DIAGRAMMATIC REPRESENTATION OF LINES OF SUPPORT FOR DESIGN OF CYLINDRICAL VESSELS SUBJECTED TO EXTERNAL PRESSURE

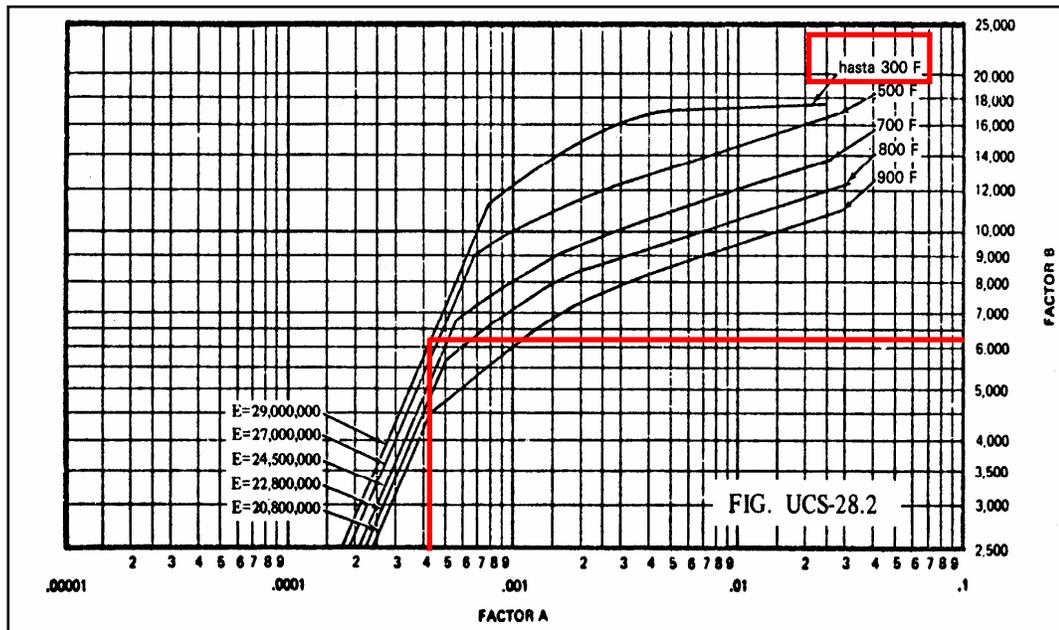
A.8 Figuras de representación de líneas de ayuda para el diseño de recipientes cilíndricos sujetos a la presión de externa, [8].



A.9 Curvas para valores de A que se usan en las formulas de recipientes sometidos a presión externa, [8].



A.10 Curvas para valores de B que se usan en las formulas de recipientes sometidos a presión externa, [8].

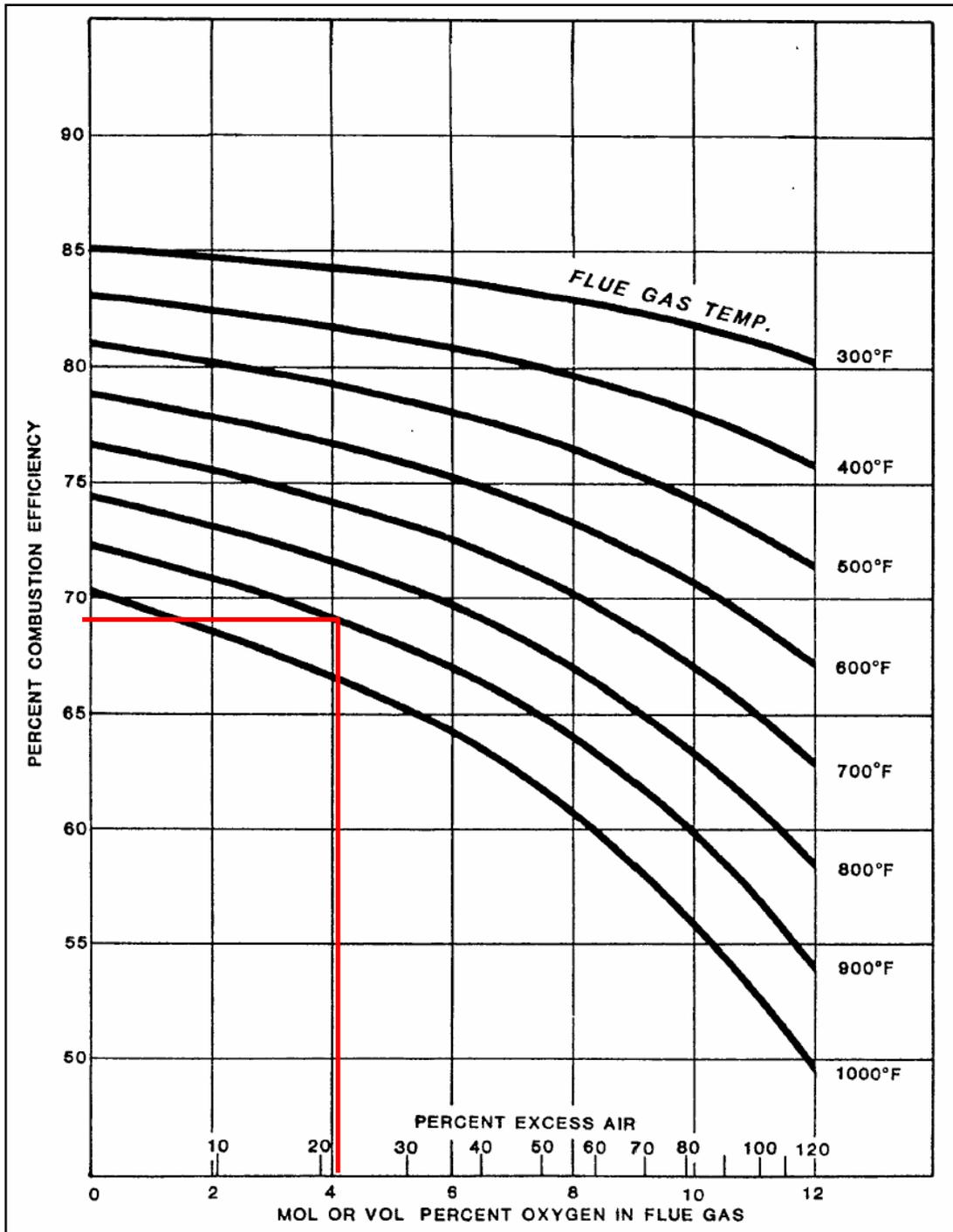


A.11 Curvas para valores de B que se usan en las formulas de recipientes sometidos a presión externa, [8].

**TABLE C.1
K FACTORS FOR DETERMINING MAXIMUM
ALLOWABLE SUPERFICIAL VELOCITY**

Type Separator	Height or Length L (Feet)	Typical K Factor Range
Vertical	5	0.12 to 0.24
	<u>10</u>	<u>0.18 to 0.35</u>
Horizontal	10	0.40 to 0.50
	Other Lengths	$0.40 \text{ to } 0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Spherical	All	0.2 to 0.35

A.12 Tabla para determina el factor de la velocidad máxima de superficie del gas en el recipiente, [9].



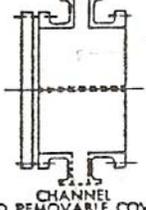
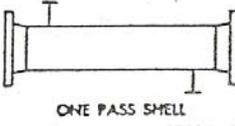
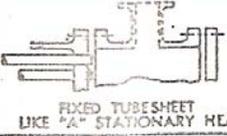
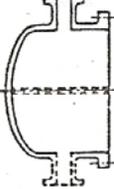
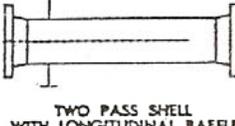
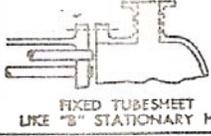
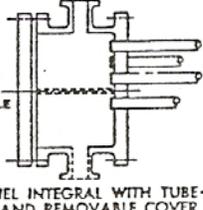
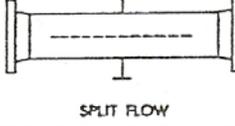
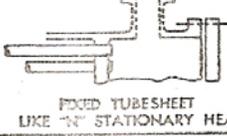
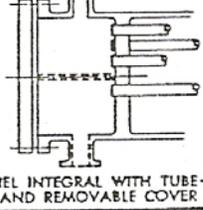
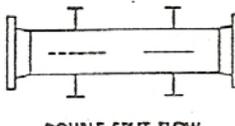
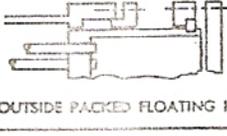
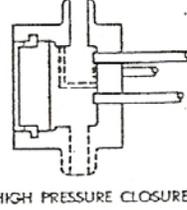
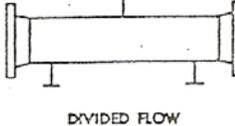
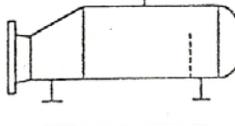
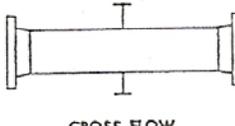
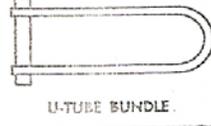
A.13 Grafica para determinar la eficiencia aproximada de la combustión del gas natural (1050 BTU/SCF, HHV), en tratadores de emulsión, [5].

Tamaño de gotas para separación líquido-líquido			
Fase Líquida Liviana	Fase Líquida Pesada	Tamaño de la Gota, (ambas fases)	
		mm	pulg
Hidrocarburos ° API < 35	Agua o soda cáustica	0.127	0.005
Hidrocarburos ° API > 35	Agua o soda cáustica	0.089	0.0035
Agua	Furfural	0.089	0.0035
Metil-Etil-Cetona	Agua	0.089	0.0035
Sec-butil-alcohol	Agua	0.089	0.0035
Metil-isobutil-Cetona	Agua	0.089	0.0035
Otros casos		0.127	0.005

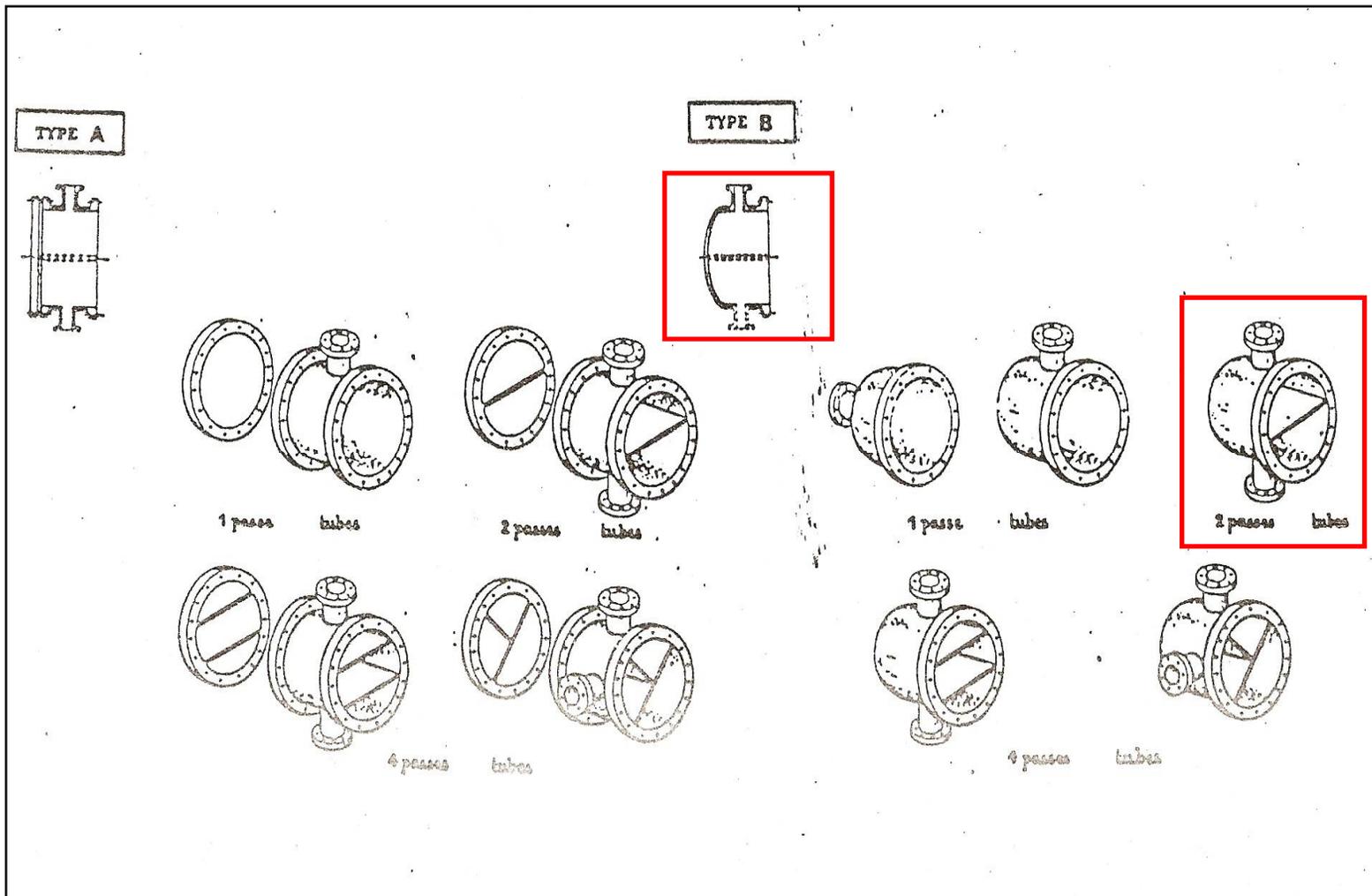
A.14 Tabla de tamaño de las gotas para separación líquido-líquido, [12].

FIGURA V.1

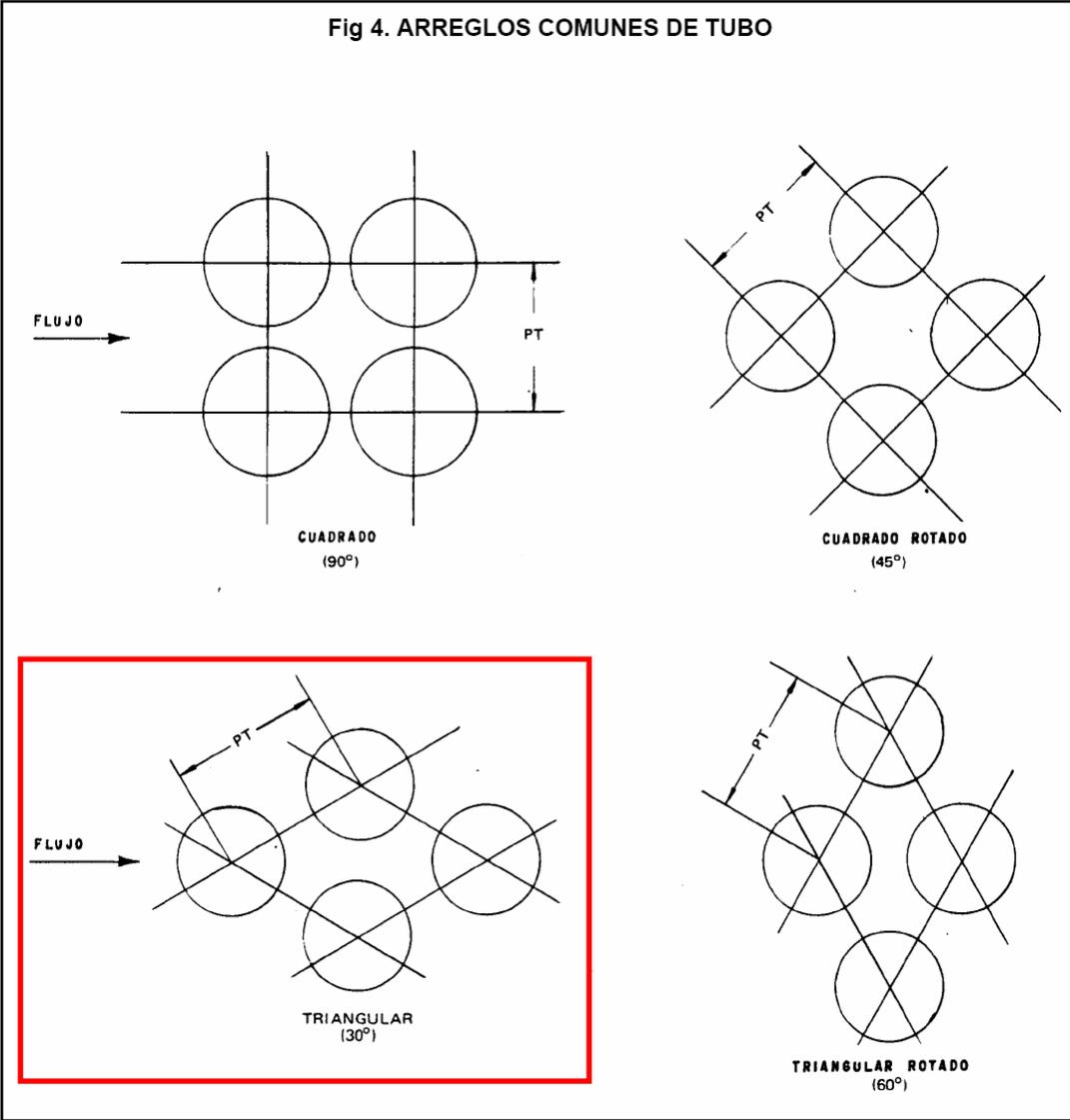
INTERCAMBIADORES DE CALOR NOMENCLATURA "TEMA"

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

A.15 Figura de nomenclatura de cabezales y carcasas para intercambiadores de calor, [13].



A.16 Figura de nomenclatura de cabezales para 1 y 2 pasos, [13].



A.17 Figura arreglos comunes de los tubos para intercambiadores de carcazas y tubos, [13]

ESPACIADO DE LOS TUBOS PT

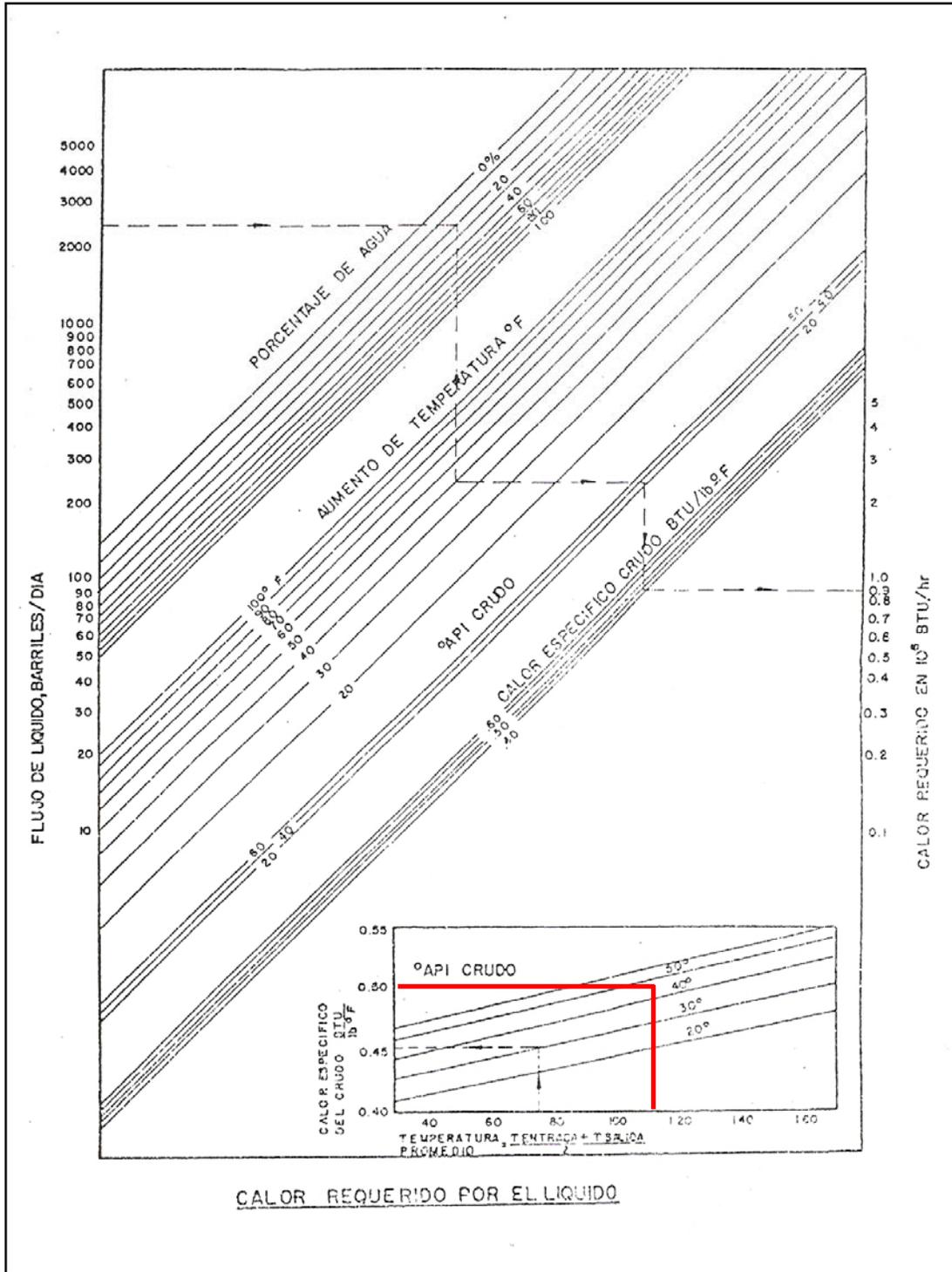
(Distancia de Centro a Centro entre Tubos Adyacentes)

Diámetro Exterior de los Tubos (PLG)	Arreglo Triangular PT (PLG)	Arreglo Cuadrado PT (PLG)
3/4	15/16	--
3/4	1	1
<u>1</u>	<u>1 1/4</u>	1 1/4
1 1/2	1 7/8	1 7/8
> 1 1/2	1.25 * Diámetro ext. del tubo	1.25 * Diámetro ext. del tubo
Rehervidores tipo marmita con P<50 Psig y flujo de calor > 10.000 BTU/H pie ²	3/8	3/8

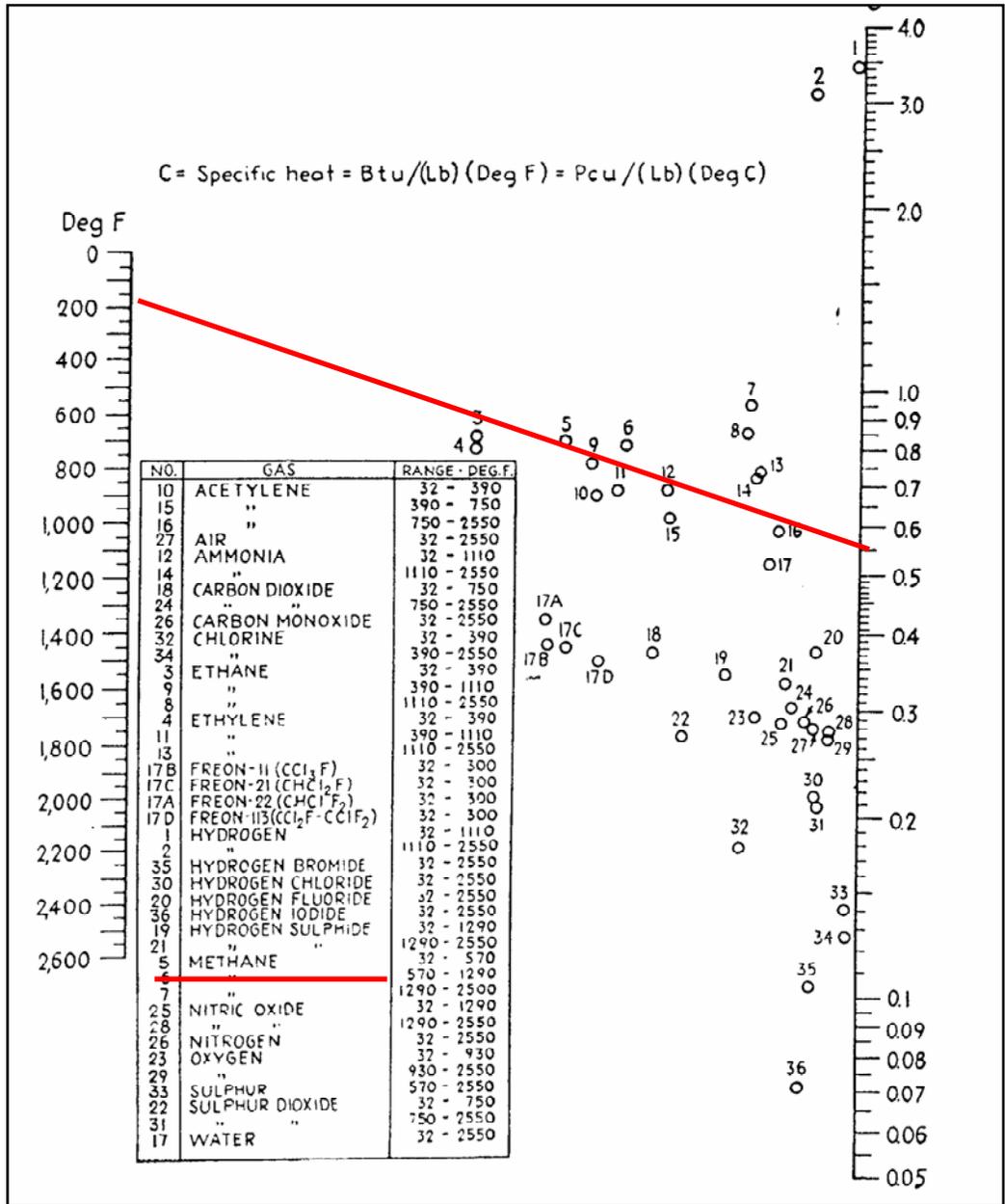
A.18 Tabla para determinar el Pitch de centro a centro entre tubos de acuerdo al diámetro y el arreglo, [13].

PROPIEDADES DE LOS TUBOS											
Los números de cédula y las designaciones de peso están de acuerdo con la Norma ANSI B36.10 para tubos de acero al carbono y aceros aleados, y la Norma ANSI B36.19 para tubos de acero inoxidable.											
Tam. nominal del tubo	No. de Cédula		Designación del peso	Diám. exterior, pulg	Diám. interior, pulg	Espesor de pared, pulg	Peso por pie, lb	Peso de agua por pie de tubo, lb	Superficie exterior por pie, pies ²	Superficie interior por pie, pies ²	Area transversal, pulg ²
	Aceros al carbono y aleados	Aceros inoxidables									
1/8	...	10S405	.307	.049	.186	.0320	.106	.0804	.0740
	40	40S	Est.	.405	.269	.068	.244	.0246	.106	.0705	.0568
	80	80S	Ref.	.405	.215	.095	.314	.0157	.106	.0563	.0364
1/4	...	10S540	.410	.065	.330	.0570	.141	.1073	.1320
	40	40S	Est.	.540	.364	.088	.424	.0451	.141	.0955	.1041
	80	80S	Ref.	.540	.302	.119	.535	.0310	.141	.0794	.0716
3/8	...	10S675	.545	.065	.423	.1010	.177	.1427	.2333
	40	40S	Est.	.675	.493	.091	.567	.0827	.177	.1295	.1910
	80	80S	Ref.	.675	.423	.126	.738	.0609	.177	.1106	.1405
1/2	...	10S840	.670	.083	.671	.1550	.220	.1764	.3568
	40	40S	Est.	.840	.622	.109	.850	.1316	.220	.1637	.3040
	80	80S	Ref.	.840	.546	.147	1.087	.1013	.220	.1433	.2340
	160	...	Doble	.840	.466	.187	1.310	.0740	.220	.1220	.1706
	Ref.	.840	.252	.294	1.714	.0216	.220	.0660	.0499
3/4	...	10S	...	1.050	.834	.083	.857	.2660	.275	.2314	.6138
	40	40S	Est.	1.050	.824	.113	1.130	.2301	.275	.2168	.5330
	80	80S	Ref.	1.050	.742	.154	1.473	.1875	.275	.1948	.4330
	Doble	1.050	.675	.188	1.727	.1514	.275	.1759	.3570
	160	...	Ref.	1.050	.614	.218	1.940	.1280	.275	.1607	.2961
1	...	10S	...	1.315	1.097	.109	1.404	.4090	.344	.2872	.9448
	40	40S	Est.	1.315	1.049	.133	1.678	.3740	.344	.2740	.8640
	80	80S	Ref.	1.315	.957	.179	2.171	.3112	.344	.2520	.7190
	Doble	1.315	.877	.219	2.561	.2614	.344	.2290	.6040
	160	...	Ref.	1.315	.815	.250	2.850	.2261	.344	.2134	.5217
1 1/4	...	10S	...	1.660	1.442	.109	1.806	.7080	.434	.3775	1.633
	40	40S	Est.	1.660	1.380	.140	2.272	.6471	.434	.3620	1.495
	80	80S	Ref.	1.660	1.278	.191	2.996	.5553	.434	.3356	1.283
	160	...	Doble	1.660	1.160	.250	3.764	.4575	.434	.3029	1.057
	Ref.	1.660	.896	.382	5.214	.2732	.434	.2331	.6305
1 1/2	...	10S	...	1.900	1.682	.109	2.085	.9630	.497	.4403	2.221
	40	40S	Est.	1.900	1.610	.145	2.717	.8820	.497	.4213	2.036
	80	80S	Ref.	1.900	1.500	.200	3.631	.7648	.497	.3927	1.767
	160	...	Doble	1.900	1.337	.281	4.862	.6082	.497	.3519	1.405
	Ref.	1.900	1.100	.400	6.408	.4117	.497	.2903	.950
2	...	10S	...	2.375	2.157	.109	2.638	1.583	.622	.5647	3.654
	40	40S	Est.	2.375	2.067	.154	3.652	1.452	.622	.5401	3.355
	Ref.	2.375	2.041	.167	3.938	1.420	.622	.5360	3.280

A.19 Tabla de propiedades de los tubos en función de los diámetros, [14].



A.20 Curva para determinar el calor requerido por los fluidos en los tratadores, [5].

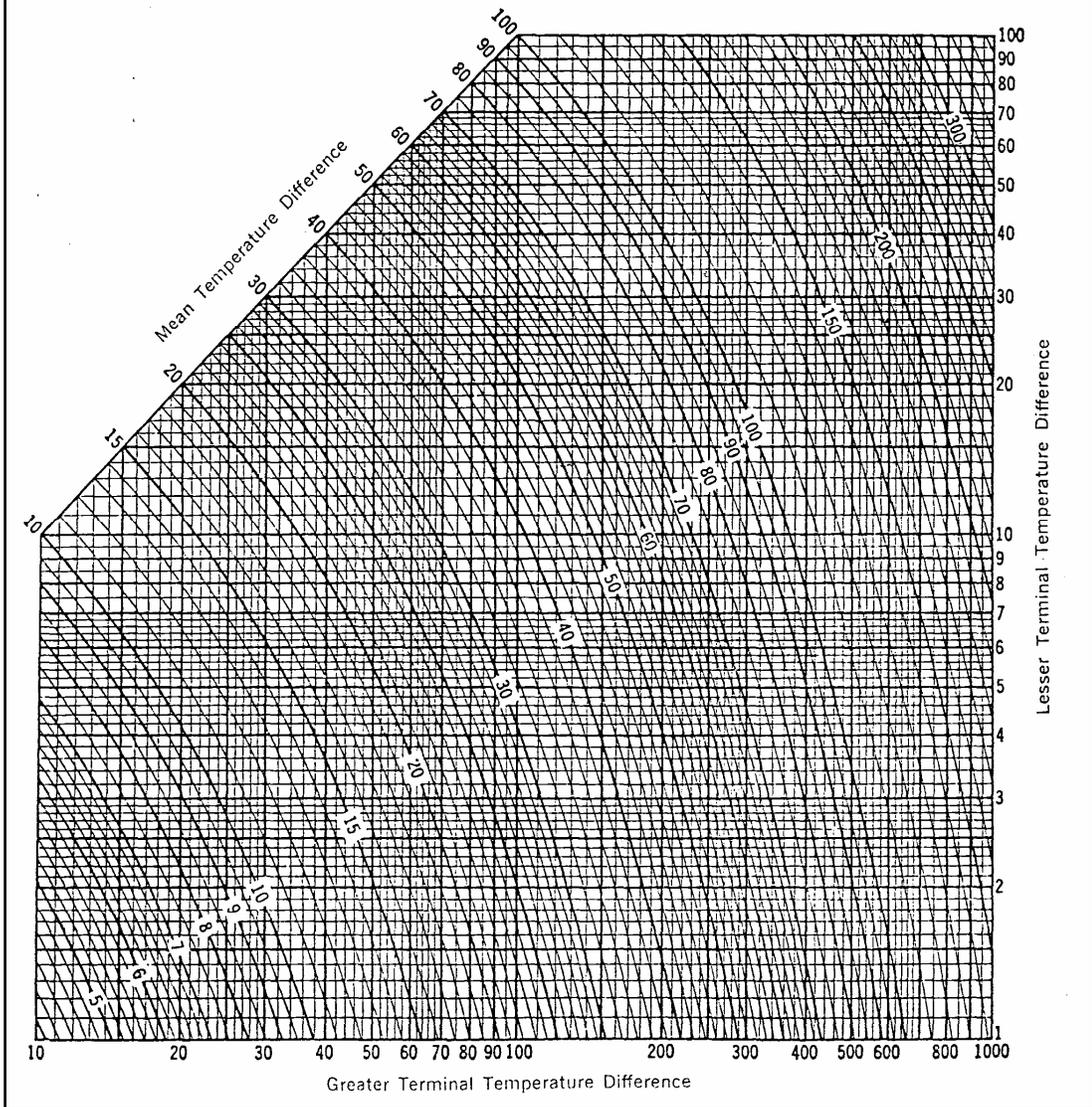


A.21 Monograma para determinar el calor especifico de algunos gases.

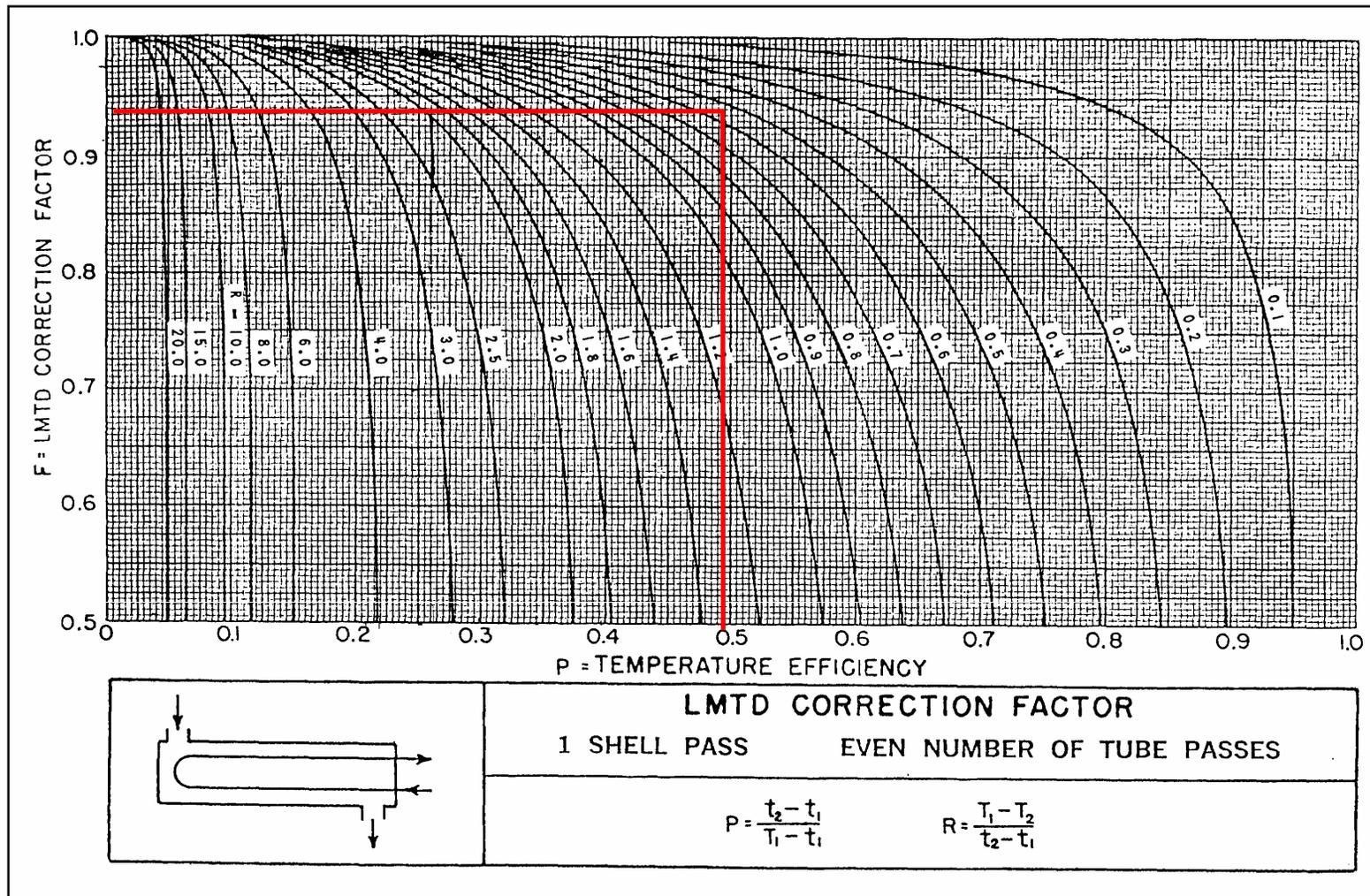
CHART FOR SOLVING LMTD FORMULA

$$LMTD = \frac{(GTTD - LTTD)}{\ln\left(\frac{GTTD}{LTTD}\right)}$$

where GTTD = Greater Terminal Temperature Difference .
LTTD = Lesser Terminal Temperature Difference .



A.22 Figura para determinar la diferencia de temperatura media logarítmica



A.23 Figura para determinar el factor de corrección del intercambiador para un paso, [13].

**TABLA 3. COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR
TÍPICOS – U_o**

Fluido Enfriándose	Fluido Calentándose	U_o⁽¹⁾	
Unidades de Carcaza y Tubos con Tubos Lisos			
Intercambiadores		W/m² °C	BTU/h.pie² °F
Reflujo de Tope de Torre Atmosférica	Crudo	340–400	60–70
Corte Lateral No. 3 Atmosférico	Crudo	270–330	48–58
Recirculación a la Torre Atmosférica	Crudo	310–48	55–85
Fondos Atmosféricos	Crudo	150–260	26–45
Crudo Reducido	Crudo Vaporizado	140	25
Aceite Pobre ("Lean Oil")	Aceite Grasoso	340	60
Efluente del Hidrodesintegrador	Alimentación al Hidrodesintegrador	430	75
Efluente del Reactor Hidrogenador	Alimentación al Reactor Hidrogenador	290–310	51–55
Efluente del Hidrofinador	Alimentación al Hidrofinador	280–390	50–68
Efluente del Desbutanizador	Alimentación al Desbutanizador	400	70
Efluente del Termoreactor ("Powerformer")	Alimentación al "Powerformer"	280–450	50–80
Alimentación al Convertidor de Acetileno	Efluente del Convertidor de Acetileno	120–170	22–30
DEA Regeneradora	DEA Sucia	630	110
Mezcla de Aceite de Lechada y Catalizador	Alimentación de Gasóleo	230	40
Vapores de los Serpentes de Desintegración	Gasóleo	170	30
Cabecera de Torre Reprocesadora	Alimentación a Torre Reprocesadora	280	50
Tope del Separador	Alimentación al Desbutanizador	310	55

A.24 Tabla de coeficientes globales de transferencia de calor típicos, [15].

TABLA 3. COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR TÍPICOS – U_o (CONT.)			
Fluido Enfriándose	Fluido Calentándose	$U_o^{(1)}$	
Unidades de Carcaza y Tubos con Tubos Lisos			
Enfriadores			
Agua	Agua	850–1190(2)	150–210(2)
Agua Salobre	Agua	570–650	100–115
Fondo del Desbutanizador	Agua	390–430	68–75
Productos de Cabecera del Desbutanizador	Agua	480–510	85–90
Productos de Fondo del Desbutanizador	Agua	240	43
Enfriadores		W/m² °C	BTU/h.pie² °F
Fondos de Vacío	Agua	110–140	20–25
Aceite del Absorbedor	Agua	450	80
Fondos del Separador	Agua	100	18
Aceite Delgado	Agua	400	70
Gasóleo Pesado	Agua	230	40
DEA Regeneradora	Agua	630	110
Crudo Reducido	Agua	160–180	29–32
Enfriadores de Gas			
Aire, 186 kPa man. (27 psig)	Agua	70	13
174 kPa man. (105 psig)	Agua	100	17
2206 kPa man. (320 psig)	Agua	130	23
Gas del Fraccionador Primario	Agua	150	27
Vapores de Hidrocarburos (30 P.M.)	Agua	220–240	38–43
Vapores de Hidrocarburos (25 P.M.)	Agua	310–340	56–60
Propileno	Agua	280	50
Etileno	Agua	180	31

A.25 Tabla de coeficientes globales de transferencia de calor típicos, [15].

TABLA 8. CONDUCTIVIDADES TERMICAS			
Material	Composición	Conductividad Térmica, K	
		W/m°C	BTU/hpie ² °F/pie
Admiralty	(71 Cu – 28 Zn – 1 Sn)	111	64
Acero inoxidable tipo 31	(17 Cr – 12 Ni – 2 Mo)	16	9
Acero inoxidable tipo 304	(18 Cr – 8 Ni)	16	9
Latón	(70 Cu – 30 Zn)	99	57
Latón rojo	(85 Cu – 15 Zn)	159	92
Latón de aluminio	(76 Cu – 22 Zn – 2 Al)	100	58
Cuproníquel	(90 Cu – 10 Ni)	71	41
Cuproníquel	(70 Cu – 30 Ni)	29	17
Monel	(67 Ni – 30 Cu – 1.4 Fe)	26	15
Inconel		19	11
Aluminio		202	117
Acero al Carbono		45	26
Carbón 1/2 molibdeno	(0.5 Mo)	43	25
Cobre		386	223
Plomo		35	20
Níquel		62	36
Titanio		19	11
Acero aleado con cromo y molibdeno	(1 Cr – 0.5 Mo)	42	24
	(2–1/4 Cr – 0.5 Mo)	38	22
	(5 Cr – 0.5 Mo)	35	20
	(12 Cr – 1 Mo)	28	16

Estos valores aplican normalmente para las temperaturas del metal del tubo encontradas en diseño de intercambiadores.

A.26 Tabla de conductividad térmica de algunas aleaciones, [13].

Ítem	Areglo del tubo		Rango del Número de Reynolds	Factor de Flujo Promedio (F_F)	Factor de propiedades físicas (F_P)	
	Angulo	Relación diámetro/pitch				
Coeficiente de transferencia de calor (α_o)	30°,45°	1.25,1.33,1.40	<300	$M_o^{0.36}$	$C_p^{0.333}$ $\lambda^{0.667}/\eta_b^{0.027}$	
	90°					$M_o^{0.431}$
ΔP_C (con un paso en la sección transversal)	30°	1.40	$2 \times 10^2 - 1 \times 10^5$	M_o	η_b/ρ	
		1.33	$1.5 \times 10^2 - 1 \times 10^5$			
	45° y 90°	1.25	$2.5 \times 10^2 - 1 \times 10^5$			
		1.33	$1.5 \times 10^2 - 1 \times 10^5$			
		1.40	$1 \times 10^2 - 1 \times 10^5$			
	ΔP_W (para 1 ventana)	ΔP_f	30°,45°,90			1.25,1.33,1.40
A partir $\Delta P_f = (F_F \times F_P) \times (F_M \times F_C)$						
$\Delta P_W = \Delta P_f + \Delta P_{ta}$	ΔP_{ta}	30°,45°,90°	1.25,1.33,1.40	=>100	M_o^2	$1/\rho$
		$\Delta P_{ta} = (F_F \times F_P) \times (F_M \times F_C) \times (F_W)$ donde $F_W = 1/(1 + f_W \times D_S)$				

A.27 Factor de flujo promedio (FF) y factor de propiedades físicas (FP) para flujo laminar

Carcasa d.i. (mm)	Coeficiente de Transferencia de Calor						Carcasa d.i. (mm)
	Turbulento			Laminar			
	$\Delta 30^\circ$	$\square 90^\circ$ ($f_o = 0.1$)	$\diamond 45^\circ$	$\Delta 30^\circ$	$\square 90^\circ$	$\diamond 45^\circ$	
205	25.19	21.45	26.70	698.01	50.60	84.10	8.07
257	20.75	17.39	21.36	62.99	45.20	76.19	10.14
307	17.64	14.61	17.80	58.69	40.95	69.91	12.09
337	16.15	13.29	16.14	56.38	38.77	66.68	13.25
387	13.31	10.86	13.28	50.00	33.65	59.23	15.25
438	11.80	9.56	11.63	47.32	31.23	55.53	17.35
489	10.13	8.15	9.98	43.04	27.93	50.58	19.25
540	9.18	7.35	8.97	41.13	26.28	48.00	21.25
591	8.38	6.67	8.13	39.38	24.82	45.69	23.25
635	7.52	5.97	7.31	36.76	22.90	42.75	25
686	6.95	5.50	6.71	35.41	21.81	40.98	27
737	6.46	5.08	6.20	34.16	20.81	39.37	29
787	6.02	4.72	5.76	33.01	19.91	37.90	31
838	5.63	4.41	5.36	31.94	19.08	36.55	33
889	5.28	4.12	5.02	30.94	18.32	35.30	35
940	4.97	3.87	4.71	30.00	17.63	34.15	37
991	4.69	3.65	4.43	29.14	16.98	33.08	39
1067	4.16	3.22	3.94	26.87	15.48	30.67	42
1143	3.86	2.98	3.65	25.89	14.76	29.45	45
1219	3.60	2.77	3.39	24.98	14.11	28.33	48
1295	3.36	2.58	3.16	24.15	13.52	27.31	51
1372	3.16	2.42	2.95	23.37	12.97	26.38	54
1448	2.84	2.17	2.68	21.70	11.94	24.66	57
1524	2.69	2.05	2.53	21.10	11.53	23.93	60

A.28 Factor de diseño mecánico (FM), para hojas de tubos fijos o tubos en U

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR											
Arreglo de Tubos (mm)	Turbulento Diámetro de carcasa (mm)	(BSR) <= 0.35				Laminar				Arreglo de Tubos (mm)	
		(BSR) <= 0.35		(BSR) > 0.35		Diámetro de carcasa (mm)	(BSR) > 0.36		(BSR) > 0.36		
		XC	m	XC	m		XC	m	XC		m
15.875x 19.844 $\square(30^\circ)$	205-257 307-1524	0.794	0.144	0.600	0.423	205-257 307-1524	1.236	0.131	0.933	0.148	5/8x 25/32 $\square(30^\circ)$
		0.671	0.247	0.549	0.450		1.045	-0.028	0.855	0.175	
15.875x 22.225 $\square(90^\circ)$	205-257 307-1524	0.724	0.202	0.508	0.540	205-257 307-1525	1.030	0.019	0.723	0.320	5/8 x 7/8 $\square(90^\circ)$
		0.621	0.296	0.463	0.576		0.885	0.076	0.660	0.356	
15.875x 22.225 $\square(45^\circ)$	205-257 307-1524	0.643	0.275	0.467	0.579	205-257 307-1526	1.000	0.000	0.726	0.304	5/8 x 7/8 $\square(45^\circ)$
		0.563	0.357	0.430	0.611		0.877	0.082	0.669	0.336	
19.05x 23.813 $\square(30^\circ)$	205-257 307-1524	0.799	0.118	0.574	0.441	205-257 307-1527	1.179	0.157	0.848	0.166	3/4 x 15/16 $\square(30^\circ)$
		0.677	0.227	0.527	0.474		1.000	-0.048	0.779	0.199	
19.05x 25.4 $\square(30^\circ)$	205-257 307-1524	0.780	0.151	0.545	0.495	205-257 307-1528	1.206	0.125	0.843	0.220	3/4x 1 $\square(30^\circ)$
		0.651	0.250	0.486	0.531		1.019	-0.025	0.760	0.256	
19.05x 25.4 $\square(90^\circ)$	205-257 307-1524	0.730	0.170	0.505	0.532	205-257 307-1529	0.974	0.051	0.673	0.303	3/4x 1 $\square(90^\circ)$
		0.631	0.275	0.467	0.562		0.839	0.055	0.621	0.342	
19.05x 25.4 $\square(45^\circ)$	205-257 307-1524	0.652	0.244	0.465	0.564	205-257 307-1530	0.933	0.031	0.665	0.289	3/4x 1 $\square(45^\circ)$
		0.573	0.336	0.433	0.600		0.819	0.061	0.619	0.325	

A.29 Factor de corrección (FC), para hojas de tubos fijos o tubos en U

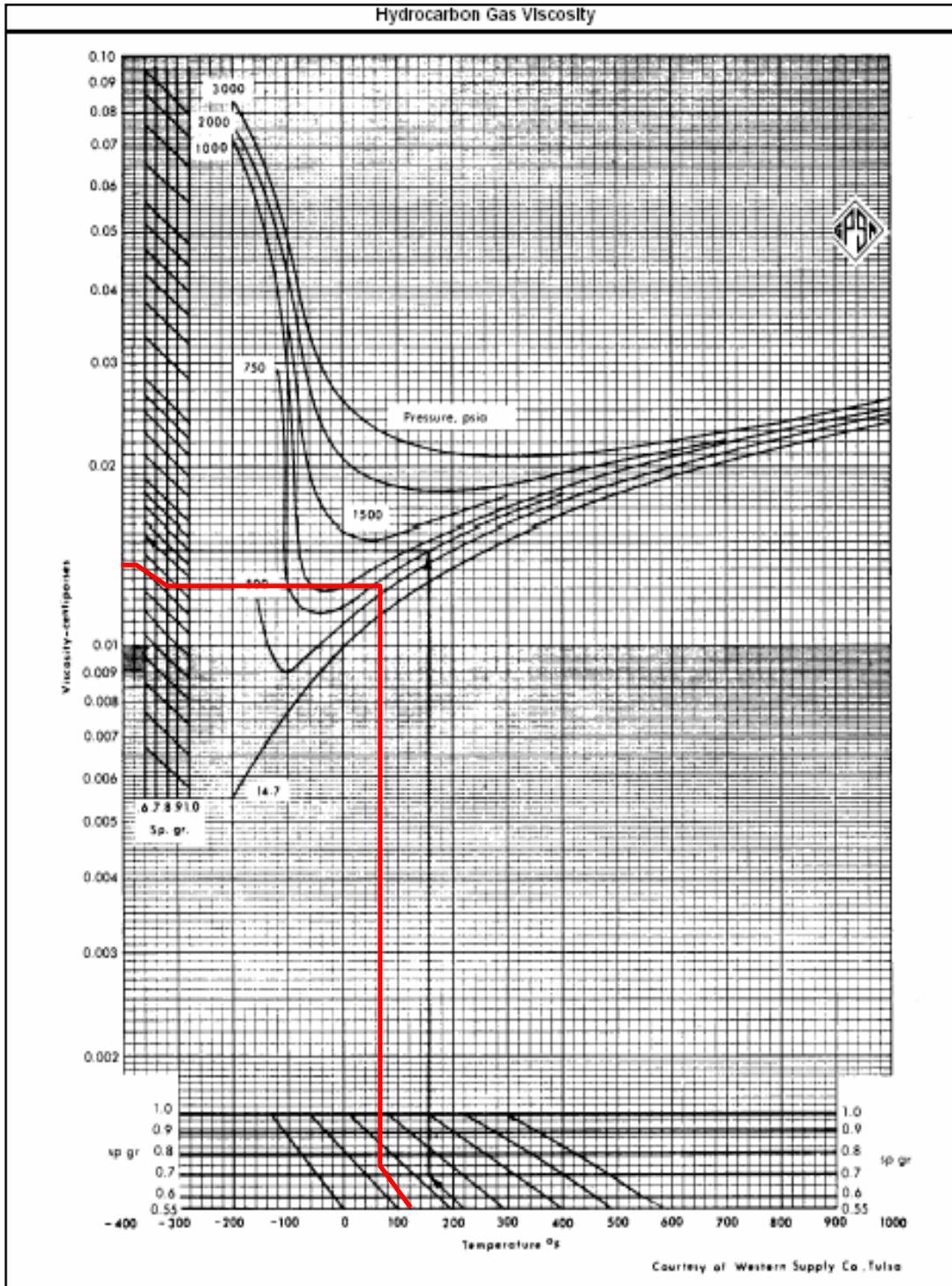
Numero de deflectores (Nb)	lr = (Espaciado de entrada o salida)(Espaciado central)							
	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00
4	0.943	0.892	0.846	0.806	0.769	0.736	0.706	0.678
5	0.951	0.907	0.867	0.830	0.796	0.765	0.737	0.710
6	0.958	0.919	0.883	0.849	0.818	0.789	0.762	0.737
7	0.963	0.928	0.895	0.864	0.835	0.808	0.782	0.759
8	0.967	0.935	0.905	0.876	0.849	0.824	0.800	0.777
9	0.970	0.941	0.913	0.887	0.861	0.837	0.815	0.793
10	0.973	0.946	0.920	0.895	0.872	0.849	0.827	0.807
11	0.975	0.950	0.926	0.903	0.880	0.859	0.839	0.819
12	0.977	0.954	0.931	0.909	0.888	0.868	0.848	0.830
13	0.978	0.959	0.936	0.915	0.895	0.876	0.857	0.839
14	0.980	0.960	0.940	0.920	0.901	0.883	0.865	0.848
15	0.981	0.962	0.943	0.924	0.906	0.889	0.872	0.855
16	0.982	0.964	0.946	0.928	0.911	0.894	0.878	0.862
17	0.983	0.966	0.949	0.932	0.915	0.899	0.884	0.868
18	0.984	0.968	0.951	0.935	0.919	0.904	0.889	0.874
19	0.985	0.969	0.954	0.938	0.923	0.908	0.894	0.879
20	0.985	0.971	0.956	0.941	0.926	0.912	0.898	0.884
21	0.986	0.972	0.958	0.943	0.929	0.915	0.902	0.889
22	0.987	0.973	0.959	0.946	0.932	0.919	0.906	0.893
23	0.987	0.974	0.961	0.948	0.935	0.922	0.909	0.897
24	0.988	0.975	0.962	0.950	0.937	0.924	0.912	0.900
25	0.988	0.976	0.964	0.951	0.939	0.927	0.915	0.903
26	0.989	0.977	0.965	0.953	0.941	0.930	0.918	0.907
27	0.989	0.978	0.966	0.955	0.943	0.932	0.920	0.909
28	0.989	0.978	0.967	0.956	0.945	0.934	0.923	0.912
29	0.990	0.979	0.968	0.957	0.947	0.936	0.925	0.915
30	0.990	0.980	0.969	0.959	0.948	0.938	0.927	0.917
31	0.990	0.980	0.970	0.960	0.950	0.940	0.930	0.920

❖ Para valores mayores a 31 baffles utilizar Fe igual a 1

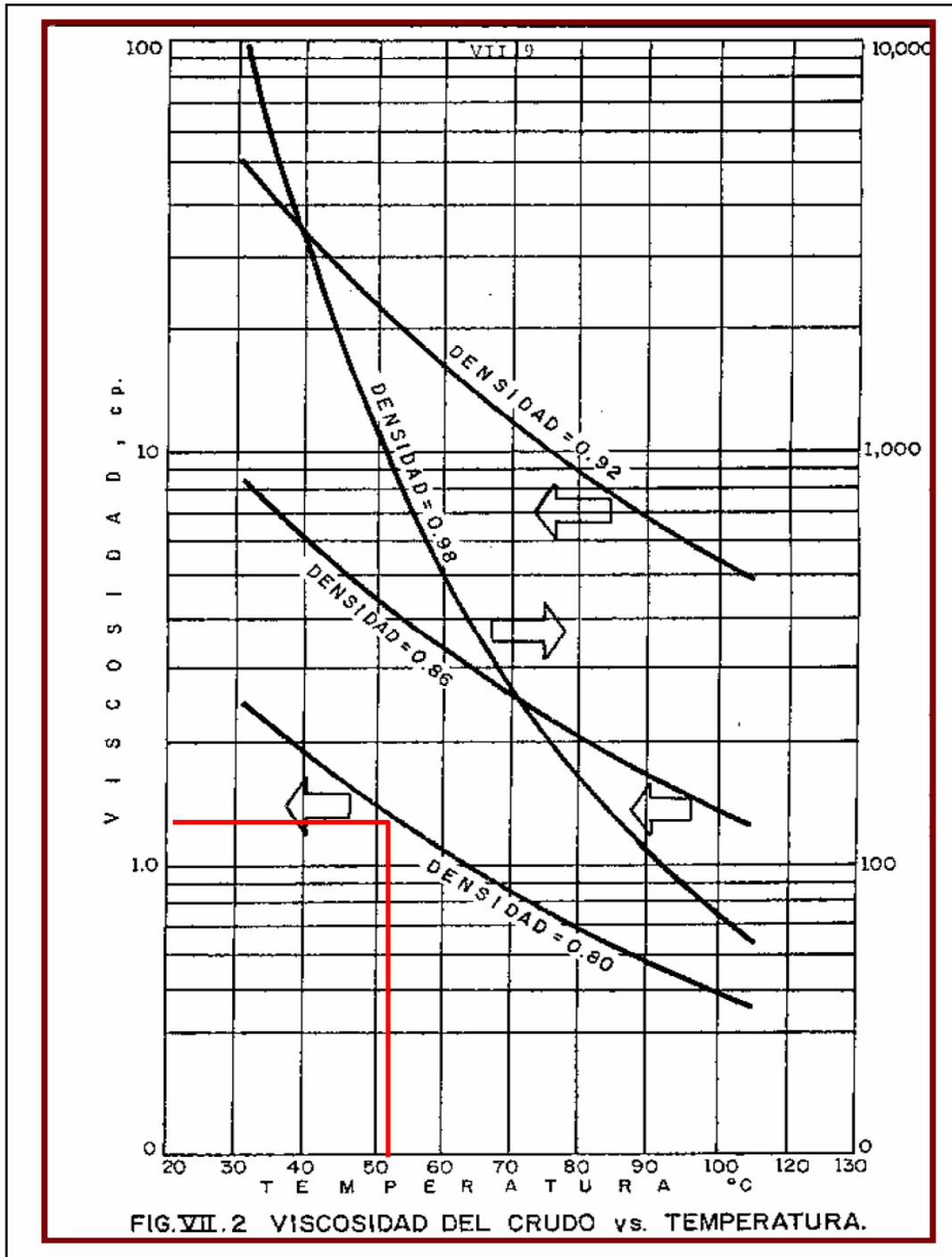
A.30 Factor de corrección de transferencia de calor (FE),

Carcasa di. (mm)	J1		Número total de pasos	J2	Número total de pasos	J2	Carcasa di. (in)
	15.875 19.05 mm	25.4 31.75 mm					
205	1.059	1.135	3	0.821	27	0.553	0.553
257	1.016	1.090	4	0.779	28	0.549	0.549
307	0.984	1.056	5	0.748	29	0.545	0.545
337	0.968	1.039	6	0.724	30	0.542	0.542
387	0.944	1.013	7	0.705	31	0.539	0.539
438	0.923	0.990	8	0.688	32	0.536	0.536
489	0.906	0.971	9	0.673	33	0.533	0.533
540	0.889	0.954	10	0.661	34	0.530	0.530
591	0.875	0.938	11	0.649	35	0.527	0.527
635	0.864	0.926	12	0.639	36	0.525	0.525
686	0.852	0.914	13	0.630	37	0.522	0.522
737	0.841	0.902	14	0.622	38	0.520	0.520
787	0.831	0.891	15	0.614	39	0.517	0.517
838	0.822	0.881	16	0.607	40	0.515	0.515
889	0.813	0.872	17	0.600	45	0.504	0.504
940	0.805	0.863	18	0.594	50	0.495	0.495
991	0.797	0.855	19	0.589	55	0.486	0.486
1067	0.787	0.844	20	0.583	60	0.479	0.479
1143	0.777	0.833	21	0.578	65	0.472	0.472
1219	0.768	0.824	22	0.573	70	0.465	0.465
1295	0.760	0.815	23	0.569	75	0.460	0.460
1372	0.752	0.807	24	0.564	80	0.454	0.454
1448	0.745	0.799	25	0.560	85	0.449	0.449
1524	0.738	0.791	26	0.556	90	0.445	0.445
Carcasas di. (mm)	5/8 3/4in	1 1-1/4in	Número total de pasos	J2	Número total de pasos	J2	Carcasas di. (mm)
FA cuando Rec < 100	20 < Rec < 100: FA = J + [(1-J)(Rec-20)/80]				Re < 20: F-J		
					J = (J1)(J-2) / (0.4 + FA) < 1		

A.31 Factor de corrección de transferencia de calor para flujo laminar (FA),



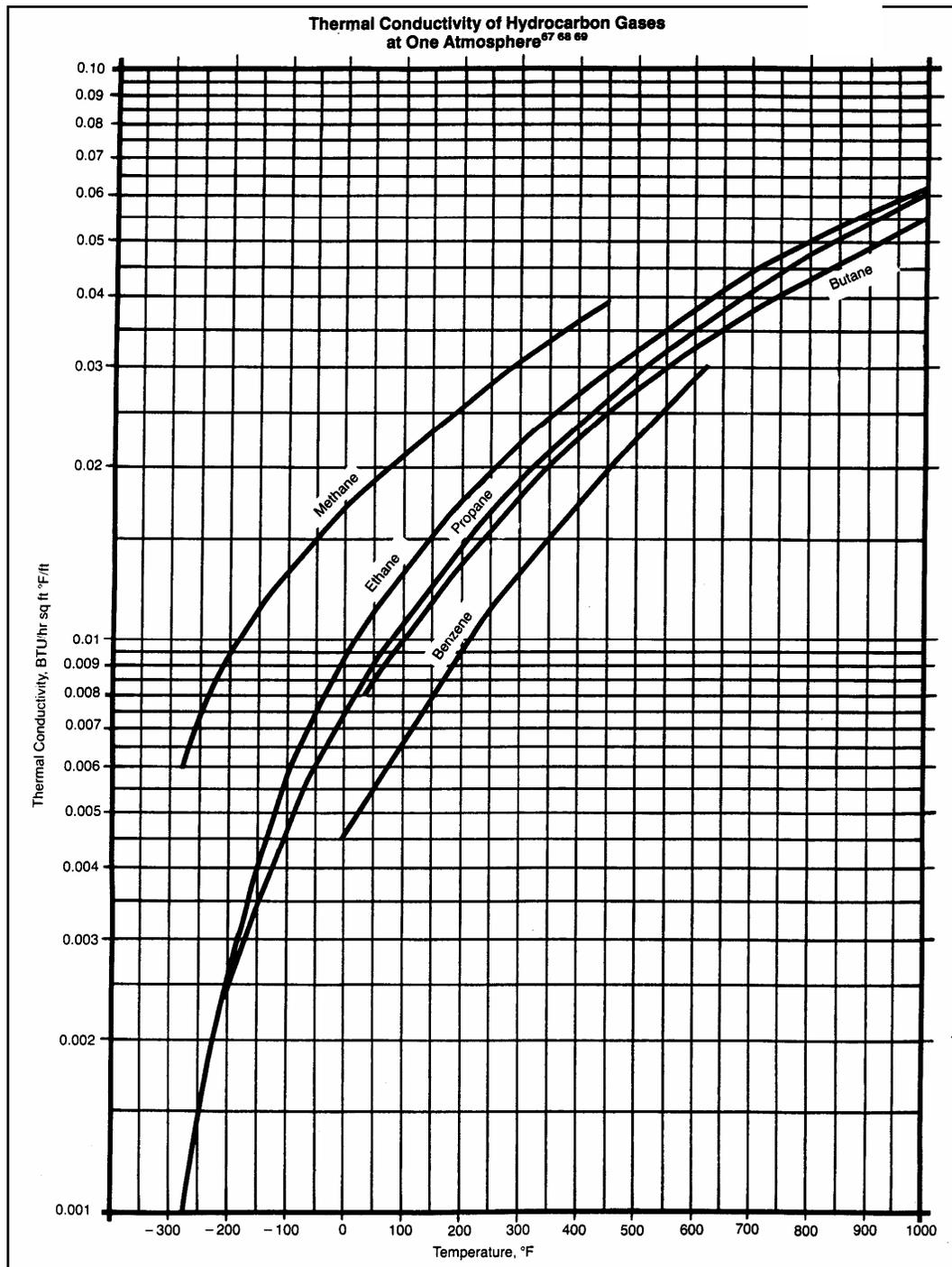
A.32 Figura para determinar la viscosidad del gas en función de la temperatura, [13].



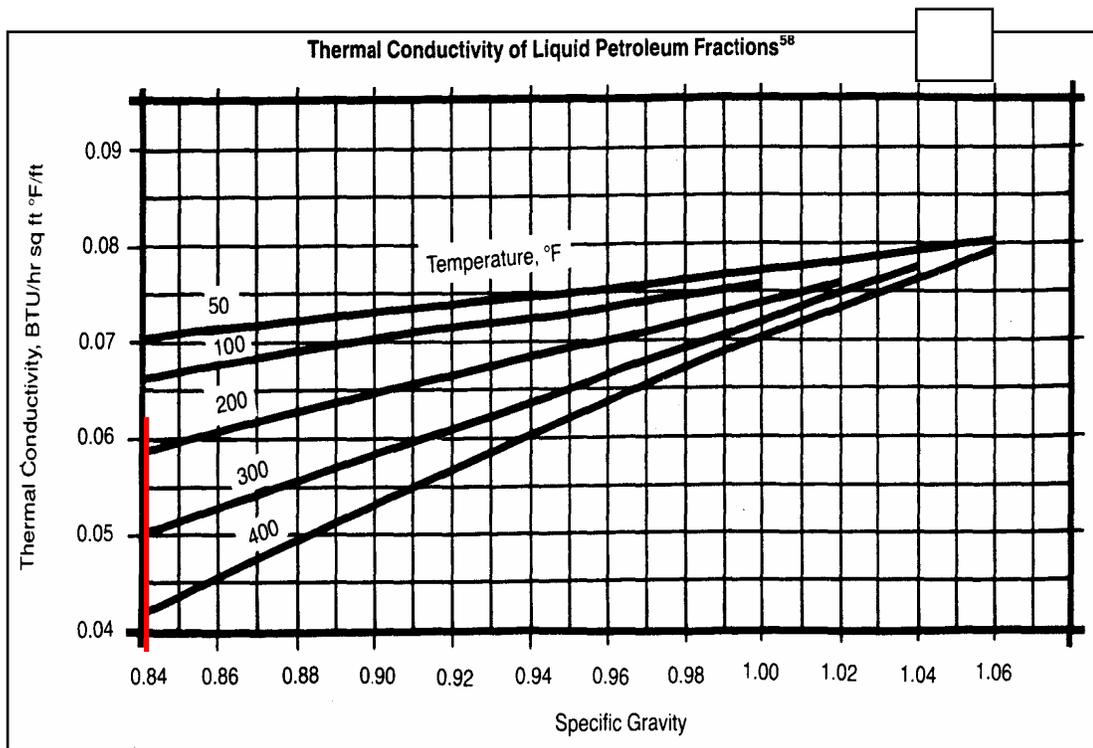
A.33 Grafica para determinar la viscosidad del crudo en función de la temperatura y la densidad relativa, [6].

Temperatura T [°C]	Densidad ρ_{agua} [Kg/m ³]	Calor específico C _p [J/kg.K]	Viscosidad μ [Pa.s]	Tensión superficial. σ_{agua} [N/m]
0	999.8	421.76	1793x10 ⁻⁶	0.07564
5	1000.0			
10	999.7	419.21	1307x10 ⁻⁶	0.07423
15	999.1			
20	998.2	418.18	1002x10 ⁻⁶	0.07275
25	997.0			
30	995.6	417.84	797.7x10 ⁻⁶	0.07120
35	994.1			
40	992.2	417.85	653.2x10 ⁻⁶	0.06960
45	990.2			
50	988.1	418.06	547.0x10 ⁻⁶	0.06794
55	985.7			
60	983.2	418.43	466.5x10 ⁻⁶	0.06624
65	980.6			
70	977.8	418.95	404.0x10 ⁻⁶	0.06447
75	974.9			
80	971.8	419.63	354.4x10 ⁻⁶	0.06267
85				
90	965.3	420.5	314.5x10 ⁻⁶	0.06080
95				
100	958.4	421.59	281.8x10 ⁻⁶	0.05891

A.34 Propiedades del agua en función de la temperatura.



A.35 Figura para determinar la conductividad térmica del gas natural en función de la temperatura



A.36 Figura para determinar la conductividad térmica del crudo en función de la temperatura y la gravedad específica, [13].

Tabla B-3. Propiedades de líquidos en estado saturado*

T,		$\rho,$ $\frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}$	$c_p,$ $\frac{\text{Btu}}{\text{lbm}\cdot\text{°F}}$	$\nu,$ $\frac{\text{pie}^2}{\text{seg}}$	$k,$ $\frac{\text{Btu}}{\text{hr}\cdot\text{pie}\cdot\text{°F}}$	$\alpha,$ $\frac{\text{pie}^2}{\text{hr}}$	Pr	$\beta,$ $\frac{1}{\text{°R}}$
°F	°C							
Agua (H ₂)								
32	0	62.57	1.0074	1.925×10^{-5}	0.319	5.07×10^{-3}	13.6	0.10×10^{-3}
68	20	62.46	0.9988	1.083	0.345	5.54	7.02	
104	40	62.09	0.9980	0.708	0.363	5.86	4.34	
140	60	61.52	0.9994	0.514	0.376	6.02	3.02	
176	80	60.81	1.0023	0.392	0.386	6.34	2.22	
212	100	59.97	1.0070	0.316	0.393	6.51	1.74	
248	120	59.01	1.015	0.266	0.396	6.62	1.446	
284	140	57.95	1.023	0.230	0.395	6.68	1.241	
320	160	56.79	1.037	0.204	0.393	6.70	1.099	
356	180	55.50	1.055	0.186	0.390	6.68	1.004	
392	200	54.11	1.076	0.172	0.384	6.61	0.937	
428	220	52.59	1.101	0.161	0.377	6.51	0.891	
464	240	50.92	1.136	0.154	0.367	6.35	0.871	
500	260	49.06	1.182	0.148	0.353	6.11	0.874	
537	280	46.98	1.244	0.145	0.335	5.74	0.910	
572	300	44.59	1.368	0.145	0.312	5.13	1.019	

A.37 Propiedades del agua en función de la temperatura, [13].

Tamaño del tubo (mm)			Área por m. de longitud (m ² /m)		Área de flujo interno x 10 ⁻⁴ (m ²)	Peso de los tubos de acero por m. de longitud (kg/m)	Flujo másico de agua a 60°F (kg/s) para una velocidad de 1m/s	Tamaño del tubo (in)		
d.e.	d.i.	espesor	externa	interna				d.e.	d.i.	bwg
	10.375	2.77		0.0325	0.839	0.896	0.0839		0.407	12
	11.655	2.11		0.0366	1.067	0.713	0.1067	5/8	0.439	14
15.875	12.575	1.65	0.0499	0.0395	1.241	0.577	0.1241		0.495	16
	13.395	1.24		0.0421	1.407	0.451	0.1407		0.527	18
	14.095	0.89		0.0443	1.561	0.329	0.1561		0.555	20
	12.250	3.40		0.0385	1.177	1.316	0.1177		0.482	10
	13.510	2.77		0.0424	1.434	1.113	0.1434	3/4	0.532	12
19.050	14.830	2.11	0.0598	0.0466	1.728	0.881	0.1728		0.584	14
	15.750	1.65		0.0495	1.948	0.708	0.1948		0.620	16
	16.570	1.24		0.0520	2.154	0.546	0.2154		0.652	18
	17.270	0.89		0.0543	2.343	0.400	0.2343		0.680	20
	18.600	3.40		0.0584	2.715	1.841	0.2715		0.732	10
	19.860	2.77		0.0624	3.099	1.543	0.3099		0.782	12
	21.180	2.11		0.0665	3.524	1.210	0.3524	1	0.834	14
25.400	22.100	1.65	0.0798	0.0694	3.835	0.966	0.3835		0.870	16
	22.920	1.24		0.0720	4.123	0.738	0.4123		0.902	18
	23.620	0.89		0.0742	4.383	0.536	0.4383		0.930	20
	24.950	3.40		0.0784	4.886	2.378	0.4886		0.982	10
	26.210	2.77		0.0823	5.397	1.978	0.5397	1- 1/4	1.032	12
31.750	27.530	2.11	0.0997	0.0865	5.954	1.537	0.5954		1.084	14
	28.450	1.65		0.0894	6.356	1.225	0.6356		1.120	16
	29.270	1.24		0.0919	6.723	0.936	0.6723		1.152	18
	29.970	0.89		0.0942	7.058	0.679	0.7058		1.180	20

A.38 Tabla características de los tubos para intercambiadores de calor

Intercambiadores de Carcaza y Tubos, Doble Tubo y Enfriadores de Aire		
Gases y Vapores (Alta Presión)	35–70 kPa	5–10 psi
Gases y Vapores (Baja Presión)	15–35 kPa	2–5 psi
Gases y Vapores (Presión Atmosférica)	3.5–14 kPa	0.5–2 psi
Vapores (Vacío)	< 3.5 kPa	< 0.5 psi
Vapores (Condensadores de Torre de Vacío)	0.4–1.6 kPa	3–12 mm HG
Líquidos	70–170 kPa	10–25 psi
Requerimiento Especial		
Carcaza F, Corriente del Lado de la Carcaza	35–70 kPa máximo	5–10 psi máximo
Intercambiadores de Láminas con Aletas		
Gases y Vapores	5–20 kPa	1–3 psi
Líquidos	20–25 kPa	3–8 psi

A.39 Tabla de caídas de presiones típicas en intercambiadores de calor

PROPIEDADES DE LOS TUBOS (cont.)											
Tam. nominal del tubo	No. de cédula		Designación del peso	Diám. ext., pulg	Diám. int., pulg	Espesor de pared, pulg	Peso por pie, lb	Peso de agua por pie de tubo, lb	Superficie exterior por pie, pies ²	Superficie interior por pie, pies ²	Area transversal, pulg ²
	Aceros al carbono y aleados	Aceros inoxidables									
2 (Cont.)	Ref.	2.375	2.000	.188	4.380	1.363	.622	.5237	3.142
	80	80S	Ref.	2.375	1.939	.218	5.022	1.279	.622	.5074	2.953
	2.375	1.875	.250	5.673	1.196	.622	.4920	2.761
	2.375	1.750	.312	6.883	1.041	.622	.4581	2.405
	160	...	Doble Ref.	2.375	1.689	.343	7.450	.767	.622	.4422	2.240
	Doble Ref.	2.375	1.503	.436	9.029	.769	.622	.3929	1.774
2½	...	10S	...	2.875	2.635	.120	3.53	2.360	.753	.6900	5.453
	40	40S	Est.	2.875	2.469	.203	5.79	2.072	.753	.6462	4.788
	2.875	2.441	.217	6.16	2.026	.753	.6381	4.680
	80	80S	Ref.	2.875	2.323	.276	7.66	1.834	.753	.6095	4.238
	160	...	Doble Ref.	2.875	2.125	.375	10.01	1.535	.753	.5564	3.547
	Doble Ref.	2.875	1.771	.552	13.69	1.067	.753	.4627	2.464
3	...	10S	...	3.500	3.260	.120	4.33	3.62	.916	.853	8.346
	3.500	3.250	.125	4.52	3.60	.916	.851	8.300
	3.500	3.204	.148	5.30	3.52	.916	.840	8.100
	3.500	3.124	.188	6.65	3.34	.916	.819	7.700
	40	40S	Est.	3.500	3.068	.216	7.57	3.20	.916	.802	7.393
	3.500	3.018	.241	8.39	3.10	.916	.790	7.155
	3.500	2.992	.254	8.80	3.06	.916	.785	7.050
	3.500	2.922	.289	9.91	2.91	.916	.765	6.700
	80	80S	Ref.	3.500	2.900	.300	10.25	2.86	.916	.761	6.605
	3.500	2.875	.312	10.64	2.81	.916	.753	6.492
	3.500	2.687	.406	13.42	2.46	.916	.704	5.673
	160	...	Doble Ref.	3.500	2.624	.438	14.32	2.34	.916	.687	5.407
...	...	Doble Ref.	3.500	2.300	.600	18.58	1.80	.916	.601	4.155	
3½	...	10S	...	4.000	3.760	.120	4.97	4.81	1.047	.984	11.10
	4.000	3.744	.128	5.38	4.78	1.047	.981	11.01
	4.000	3.732	.134	5.58	4.75	1.047	.978	10.95
	4.000	3.704	.148	6.26	4.66	1.047	.971	10.75
	4.000	3.624	.188	7.71	4.48	1.047	.950	10.32
	40	40S	Est.	4.000	3.548	.226	9.11	4.28	1.047	.929	9.89
	4.000	3.438	.281	11.17	4.02	1.047	.900	9.28
	80	80S	Ref.	4.000	3.364	.318	12.51	3.85	1.047	.880	8.89
	4.000	3.312	.344	13.42	3.73	1.047	.867	8.62
	4.000	3.062	.469	17.68	3.19	1.047	.802	7.37
	Doble Ref.	4.000	2.728	.636	22.85	2.53	1.047	.716	5.84
	4	...	10S	...	4.500	4.260	.120	5.61	6.18	1.178	1.115
...		4.500	4.244	.128	5.99	6.14	1.178	1.111	14.15
...		4.500	4.232	.134	6.26	6.11	1.178	1.110	14.10
...		4.500	4.216	.142	6.61	6.06	1.178	1.105	13.98
...		4.500	4.170	.165	7.64	5.92	1.178	1.093	13.67
...		4.500	4.124	.188	8.56	5.80	1.178	1.082	13.39

A.40 Tabla de propiedades de los tubos en función de los diámetros, [14].

PROPIEDADES DE LOS TUBOS (cont.)												
Tam. nominal del tubo	No. de cédula		Designación del peso	Diám. ext., pulg	Diám. int., pulg	Espesor de pared pulg	Peso por pie, lb	Peso de agua por pie de tubo, lb	Superficie exterior por pie, pies ²	Superficie interior por pie, pies ²	Area transversal, pulg ²	
	Aceros al carbono y aleados	Aceros inoxidables										
4 (Cont.)	...	40S	Est.	4.500	4.090	.205	9.39	5.71	1.178	1.071	13.15	
	4.500	4.026	.237	10.79	5.51	1.178	1.055	12.73	
	4.500	4.000	.250	11.35	5.45	1.178	1.049	12.57	
	4.500	3.958	.271	12.24	5.35	1.178	1.038	12.31	
	4.500	3.938	.281	12.67	5.27	1.178	1.031	12.17	
	4.500	3.900	.300	13.42	5.19	1.178	1.023	11.96	
	4.500	3.876	.312	14.00	5.12	1.178	1.013	11.80	
	...	80S	Ref.	4.500	3.826	.337	14.98	4.98	1.178	1.002	11.50	
	4.500	3.750	.375	16.52	4.78	1.178	.982	11.04	
	...	120	4.500	3.624	.438	19.00	4.47	1.178	.949	10.32
	4.500	3.500	.500	21.36	4.16	1.178	.916	9.62
	...	160	4.500	3.438	.531	22.60	4.02	1.178	.900	9.28
...	Doble Ref.	4.500	3.152	.674	27.54	3.38	1.178	.826	7.80	
5	...	10S	...	5.563	5.295	.134	7.770	9.54	1.456	1.386	22.02	
	...	40S	Est.	5.563	5.047	.258	14.62	8.66	1.456	1.321	20.01	
	5.563	4.859	.352	19.59	8.06	1.456	1.272	18.60	
	...	80S	Ref.	5.563	4.813	.375	20.78	7.87	1.456	1.260	18.19	
	5.563	4.688	.437	23.95	7.47	1.456	1.227	17.26	
	...	120	5.563	4.563	.500	27.10	7.08	1.456	1.195	16.35
	...	160	5.563	4.313	.625	32.96	6.32	1.456	1.129	14.61
	Doble Ref.	5.563	4.063	.750	38.55	5.62	1.456	1.064	12.97
6	...	10S	...	6.625	6.357	.134	9.29	13.70	1.735	1.660	31.75	
	6.625	6.287	.169	11.56	13.45	1.735	1.650	31.00	
	6.625	6.265	.180	12.50	13.38	1.735	1.640	30.81	
	6.625	6.249	.188	12.93	13.31	1.735	1.639	30.70	
	6.625	6.187	.219	15.02	13.05	1.735	1.620	30.10	
	6.625	6.125	.250	17.02	12.80	1.735	1.606	29.50	
	6.625	6.071	.277	18.86	12.55	1.735	1.591	28.95	
	...	40S	Est.	6.625	6.065	.280	18.97	12.51	1.735	1.587	28.99	
	6.625	5.875	.375	25.10	11.75	1.735	1.540	27.10	
	...	80S	Ref.	6.625	5.761	.432	28.57	11.29	1.735	1.510	26.07	
	6.625	5.625	.500	32.79	10.85	1.735	1.475	24.85	
	...	120	6.625	5.501	.562	36.40	10.30	1.735	1.470	23.77
...	160	6.625	5.189	.718	45.30	9.16	1.735	1.359	21.15	
...	Doble Ref.	6.625	4.897	.864	53.16	8.14	1.735	1.280	18.83	
8	...	10S	...	8.625	8.329	.148	13.40	23.6	2.26	2.180	54.5	
	8.625	8.309	.158	14.26	23.6	2.26	2.178	54.3	
	8.625	8.295	.165	14.91	23.5	2.26	2.175	54.1	
	8.625	8.249	.188	16.90	23.2	2.26	2.161	53.5	
	8.625	8.219	.203	18.30	23.1	2.26	2.152	53.1	
	8.625	8.187	.219	19.64	22.9	2.26	2.148	52.7	

A.41 Tabla de propiedades de los tubos en función de los diámetros, [14]

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	DISEÑO DE UN TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO VERTICAL CON PRECALENTAMIENTO INTERNO PARA EL ÁREA MAYOR ANACO, ESTACIÓN DE DESCARGA SANTA ANA 2
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Carlos L. López M.	CVLAC: 13.932.317 E MAIL: carlos.medina470@gmail.com
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

tratador térmico

emulsión

coalescencia

recipiente a presión

soporte faldón

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Mecánica

RESUMEN (ABSTRACT):

El presente trabajo de grado tiene como objetivo principal el diseño de un tratador térmico de crudo vertical con precalentamiento interno para el área mayor Anaco, estación de descarga Santa Ana 2, ubicada en Anaco Estado Anzoátegui Venezuela, aplicando las normas técnicas respectivas. La emulsión se caracteriza por su alto contenido de agua, el cual le confiere un volumen importante que dificulta el uso y disposición final del crudo. La utilización de tratadores térmicos en estaciones de descarga es una de las alternativas tecnológicas para mejorar la gestión y tratamiento de crudo que se ha venido haciendo hasta ahora. Este tiene como función producir crudo limpio y agua de proceso en las estaciones de descarga. El estudio del proceso de separación se realizó tomando en cuenta el efecto de las condiciones internas y externas, por lo que comprendió el manejo de las siguientes variables del proceso: razón volumétrica del fluido a tratar, las condiciones de temperatura y presión del sistema, densidad del fluido, entre otras. La metodología empleada se basa en el análisis de los diferentes métodos para la separación de crudo en la Industria Petrolera. Se analizó el proceso interno del tratador para realizar la evaluación de la ubicación de cada zona preestablecida por la norma API SPEC 12-L, para posteriormente diseñar el tratador térmico bajo condiciones que garanticen la separación del gas, crudo y agua en el equipo, partiendo de los requisitos de la empresa y condiciones sugeridas para separadores. Finalmente se presentó el diseño del equipo técnicamente apropiado para la separación de la emulsión bajo las condiciones mencionadas con las siguientes características: Diámetro interno 6 ft, longitud de costura a costura 20 ft, cabezales toriesféricos, caja de fuego 20", intercambiador de calor con 16 tubos y banco de tubo en U, cabezal anterior tipo B, boquillas de procesos 3 ½" de diámetro, boquilla de inspección de 16" de diámetro y faldón como base soporte.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS - X	TU	JU
Orlando Ayala	CVLAC:	11.420.758			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Rengel, José	ROL	CA	AS	TU	JU - X
	CVLAC:	9.278.475			
	E_MAIL	rengel66@gmail.com			
	E_MAIL				
Payares, Felix	ROL	CA	AS	TU	JU - X
	CVLAC:	5.976.608			
	E_MAIL	Fpayares@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	07	20
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. TRATADOR TÉRMICO DE CRUDO VERTICAL.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K
L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6
7 8 9.

ALCANCE**ESPACIAL:** PDVSA GAS (OPCIONAL)**TEMPORAL:** 6 MESES (OPCIONAL)**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**INGENIERO MECÁNICO**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**PRE-GRADO**ÁREA DE ESTUDIO:**DEPARTAMENTO DE MECÁNICA**INSTITUCIÓN:**UNIVERSIDAD DE ORIENTE, NÚCLEO ANZOÁTEGUI.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado.

"Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quién deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización"

CARLOS LENIN LÓPEZ MEDINA

AUTOR

Rengel, José

JURADO

Ayala, Orlando

TUTOR

Payares, Felix

JURADO

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS

Diógenes Suárez