

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA

**DISEÑO Y SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE HIDRODESULFURACIÓN DE
DIÉSEL PARA UNA NUEVA REFINERÍA**

**TESIS PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL GRADO DE MÁSTER (MSc) EN
SISTEMAS DE TRANSPORTE DE PETRÓLEO Y DERIVADOS**

IGNACIO BAYARDO BENAVIDES CEVALLOS

nacho_b26@hotmail.com

SYLVIA ELIZABETH JÁCOME MAYASA

sylviajacome@gmail.com

DIRECTOR: Ing. MIGUEL DARÍO ORTEGA LÓPEZ, MSc.

migueldarioortega@hotmail.com

CO-DIRECTOR: Dr. EDWARD HENRY JIMÉNEZ CALDERÓN, PhD.

ejimenezecu@yahoo.com

Quito, Febrero, 2016

© Escuela Politécnica Nacional (2016)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Nosotros, Ignacio Bayardo Benavides Cevallos y Sylvia Elizabeth Jácome Mayasa, declaramos bajo juramento que el trabajo aquí descrito es de nuestra autoría; que no ha sido previamente presentada para ningún grado o calificación profesional; y, que hemos consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normatividad institucional vigente.

Ignacio Bayardo Benavides Cevallos

Sylvia Elizabeth Jácome Mayasa

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Ignacio Bayardo Benavides Cevallos y Sylvia Elizabeth Jácome Mayasa, bajo mi supervisión.

Ing. Miguel Darío Ortega López, MSc.
DIRECTOR DEL PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios por habernos dado la salud y vida para culminar esta etapa de nuestra vida con felicidad.

A Carlos Jácome quién fue la persona que nos abrió el telón para comenzar el presente proyecto. Al Dr. Edward Jiménez quien tuvo la generosidad de incluirnos en uno de sus múltiples proyectos y brindarnos el tiempo e información para la continuación de este trabajo y de forma generalizada a la empresa pública EPPETROECUADOR.

A Miguel Ortega, por la apertura y generosidad en cuanto a su tiempo, conocimiento, experiencia y paciencia durante la dirección de nuestra tesis. Es muy grato haber conocido a una persona como nuestro director.

A Mario Granja por el apoyo y solidaridad para con nosotros al inyectarnos buenas energías. Y por recibirnos siempre con una sonrisa.

A nuestros familiares quienes fueron los pilares fundamentales. Y de nuestros amigos, de manera especial a Edith por apoyarnos en este trabajo.

DEDICATORIA

A mis abuelos por cuidarme, quererme y darme sus sabios consejos.

A Adriana y Ronnie por la ayuda y su cariño.

A la línea de mis ojos, mi hija Aylin Ruth, por ser mi orgullo, mi motivación y el impulso de cada día a superarme en la vida.

A mi esposo Alex por estar conmigo por su apoyo y comprensión.

A mis suegros Manuel y Gladys por su ayuda en todos los momentos difíciles.

A mi madre por su apoyo en mi vida.

A mi compañero de tesis Nachito, por su colaboración y paciencia.

Todo este trabajo ha sido posible gracias a ellos, por ayudarme a lograr esta nueva meta, mi maestría.

Sylvia Elizabeth Jácome Mayasa

A mis padres, a mi esposa y a mis hijos, pilares fundamentales para la concepción de este proyecto.

Ignacio Bayardo Benavides Cevallos

CONTENIDO

RESUMEN	I
ABSTRACT	II
CAPÍTULO 1	1
INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 RESUMEN	1
1.2 INTRODUCCIÓN	1
1.3 OBJETIVOS	2
1.3.1 OBJETIVO GENERAL	2
1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	2
1.4 ANTECEDENTES	2
1.5 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL DIÉSEL	3
1.5.1 Índice de cetano.....	4
1.5.2 Contenido de azufre.....	4
1.5.3 Punto de inflamación	4
1.5.4 Viscosidad	5
1.5.5 Destilación.....	5
1.5.6 Calor de Combustión.....	5
1.5.7 Densidad	6
1.5.8 Corrosión en la lámina de cobre.....	6
1.5.9 Agua y sedimento	6
1.5.10 Contenido de cenizas	6
1.5.11 Estabilidad a la oxidación	7
1.6 CARACTERIZACIÓN DEL DIÉSEL	7
1.7 PROCESOS COMERCIALES	10
1.7.1 Auto-Clarificación	11
1.7.2 Ferro-Clarificación	11
1.7.3 GULF-HDS.....	12
1.7.4 Hidrofinado	12
1.7.5 ISOMAX	13
1.7.6 Ultrafinado	14
1.7.7 Unifinado	14
1.7.8 Uniofinado	14

1.8	ALCANCE DEL PROYECTO.....	15
	RESUMEN I.....	16
	CAPÍTULO 2.....	17
	PROCESO DE HIDRODESULFURACIÓN (HDS).....	17
2.1	RESUMEN	17
2.2	INTRODUCCIÓN	17
2.3	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE HIDRODESULFURACIÓN	18
2.3.1	Sección de reacción	20
2.3.2	Sección de recuperación de producto	23
2.4	EQUIPOS DE LA UNIDAD DE HDS	23
2.4.1	HORNO	24
2.4.2	REACTOR	27
2.4.3	SEPARADOR	34
2.4.4	STRIPPERS (DESORBEDOR O DESPOJADOR).....	35
2.4.5	TORRE DE ABSORCIÓN CON AMINAS	36
2.4.6	BOMBA CENTRÍFUGA	37
2.4.7	INTERCAMBIADORES DE CALOR	39
2.4.8	TUBERÍA	41
2.4.9	COMPRESOR	41
2.5	VARIABLES DE OPERACIÓN.....	42
2.5.1	TEMPERATURA DE REACCIÓN.....	42
2.5.2	PRESIÓN PARCIAL DE HIDRÓGENO	43
2.5.3	VELOCIDAD ESPACIAL.....	44
2.5.4	RELACIÓN H₂/DIÉSEL Y GAS DE RECICLO.....	44
2.6	REACCIÓN DE HIDRODESULFURACIÓN (REMOCIÓN DE AZUFRE).....	45
2.7	CATALIZADORES DE HIDRODESULFURACIÓN	46
2.7.1	CATALIZADOR	46
2.7.2	SOPORTE O PORTADOR	47
2.8	ASPEN HYSYS	48
2.8.1	PAQUETES TERMODINÁMICOS	49
2.8.2	ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG-ROBINSON	49
	RESUMEN II.....	51
	CAPÍTULO III.....	52

CONSIDERACIONES DE DISEÑO.....	52
3.1 RESUMEN	52
3.2 BASES DE DISEÑO	52
3.2.1 UNIDADES DE MEDICIÓN.....	52
3.2.2 UBICACIÓN Y CONDICIONES DEL SITIO	53
3.2.3 METODOLOGÍA DE CÁLCULO	55
3.3 CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS.....	58
3.3.1 DISEÑO DEL HORNO	59
3.3.2 DISEÑO DEL REACTOR.....	61
3.3.3 DISEÑO DEL SEPARADOR.....	69
3.3.4 DISEÑO DE LA TORRE DE ABSORCIÓN CON AMINAS	73
3.3.5 DISEÑO DEL STRIPPER.....	75
3.3.6 DISEÑO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS	79
3.3.7 DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.....	83
RESUMEN III	90
CAPITULO IV.....	91
DISEÑO DE EQUIPOS Y SIMULACIÓN.....	91
4.1 RESUMEN	91
4.2 BALANCE DE MATERIALES	91
4.2.1 REACCIONES DE HIDRODESULFURACIÓN.....	91
4.2.1.1 Remoción de azufre.....	91
4.2.1.2 Remoción de nitrógeno	92
4.2.1.3 Remoción de oxígeno	92
4.2.1.4 Saturación de olefinas	92
4.2.1.5 Saturación Aromática	93
4.2.1.6 Remoción de Haluros.....	93
4.2.2 CÁLCULOS	93
4.3 BALANCE DE ENERGÍA.....	105
4.3.1 Balance de energía alrededor del intercambiador de calor E-001	105
4.3.2 Balance de energía alrededor del reactor	106
4.3.3 Balance alrededor del enfriador	108
4.3.4 Balance alrededor del Stripper.....	109
4.4 SIMULACIÓN DE LA UNIDAD HDS.....	111

4.4.1	CARACTERIZACIÓN DEL DIÉSEL A SIMULAR.....	112
4.4.2	SIMULACIÓN DE EQUIPOS	114
4.5	ESTIMACIÓN DE COSTOS DE EQUIPOS PRINCIPALES.....	126
4.5.1	HORNO	126
4.5.2	INTERCAMBIADOR DE CALOR	127
4.5.3	SEPARADOR.....	128
4.5.4	REACTOR	129
4.5.5	ABSORBEDOR	130
4.5.6	INTERCAMBIADOR DE CALOR (ENFRIADOR)	131
4.5.7	STRIPPER.....	131
4.5.8	COSTO TOTAL DE LOS EQUIPOS.....	131
4.5.9	ESTIMACIÓN DEL CAPITAL FIJO Y DE TRABAJO	132
4.5.10	INVERSIÓN TOTAL REQUERIDA	132
	RESUMEN IV.....	135
	CAPITULO V	136
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	136
5.1	CONCLUSIONES.....	136
5.2	RECOMENDACIONES.....	139
5.3	ABREVIATURAS.....	141
5.4	GLOSARIO DE TÉRMINOS	143
	BIBLIOGRAFÍA	154
	ANEXO A.....	159
	ANEXO B.....	173
	ANEXO C.....	175
	ANEXO D.....	178
1.	DISEÑO DEL HORNO	178
1.1.	Cálculo de calor requerido del combustible	178
1.2.	Calculo del Combustible requerido y balance de material.....	178
1.3.	Cálculos de diseño.....	181
1.4.	Dimensiones del horno.....	182
2.	DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.....	183
3.	DISEÑO DEL REACTOR	194
3.1	Volumen del reactor	194

3.2	Longitud y diámetro del reactor.....	196
3.3	Diseño del recipiente	196
4.	DISEÑO DEL ENFRIADOR	197
4.1	Corriente Caliente.....	197
4.2	Corriente Fría	197
4.3	Calor calculado	197
4.4	corrientes	197
4.5	Área Requerida	198
4.6	Disposición del lado del tubo y coeficientes	198
4.7	Número de tubos requerido	199
4.8	Velocidad del lado del tubo	199
4.9	Coefficiente del lado del tubo,	199
4.10	Disposición y coeficiente del lado de la carcasa.....	200
4.11	Coefficiente lado de la carcasa	201
4.12	Coefficiente global de transferencia de calor.....	202
4.13	Caída de presión del lado del tubo	202
4.14	Caída de presión del lado de la carcasa	203
5.	DISEÑO DEL SEPARADOR	203
5.1	Calculo de la velocidad terminal vertical	203
5.2	Volumen de retención del líquido.....	203
5.3	Volumen surge.....	203
5.4	Diámetro	204
5.5	Área total A_T	204
5.6	Nivel bajo del líquido, H_{LLL}	204
5.7	Área de desconexión de vapor	204
5.8	Longitud del recipiente.....	204
5.9	Tiempo de reposición del líquido.....	205
6.	DISEÑO TORRE DE ABSORCIÓN DE AMINA (DEA)	205
6.1	Y_1	205
6.2	Calculo de X_{NP}	205
6.3	Cálculo del número de platos teóricos	206
6.4	Número de platos reales	207
6.5	Diámetro de la torre	207

6.6	Altura de la torre	208
7.	DISEÑO DE LA TORRE DESPOJADORA	208
7.1	Número mínimo de etapas, Ecuación de Fenske	210
7.2	Ecuación de Gilliland para el cálculo del número de etapas reales	211
7.3	Diámetro de la columna	211
7.4	Altura de la columna	211
	ANEXO E	212
	ANEXO F	213
	ANEXO H.....	220
	ANEXO I	221

RESUMEN

En el presente proyecto se diseñó y simuló una planta hidrodesulfuradora con una alimentación de $9,615 \cdot 10^5$ Kg/h de diésel con un contenido de 0,7 % en peso de azufre, utilizando el simulador ASPEN HYSYS V 7.3, en base a cálculos previos como el balance de masa y energía de las corrientes de entrada y salida en cada uno de los equipos mayores.

Uno de los equipos mayores es el intercambiador de calor E-001 de tubo y coraza, en el cual la corriente caliente de diésel proveniente del reactor ingresa a este con un flujo másico de $1,087 \cdot 10^6$ Kg/h a 393 °C y una presión de 5450 kPa, y sale a 355 °C, mientras que la corriente fría de diésel ingresa con un flujo de $9,615 \cdot 10^5$ Kg/h a 32 °C y sale a 120 °C hacia el horno H-001 que emplea como combustible gas natural, con una emanación de $3,303 \cdot 10^5$ Kg/h de gases de combustión, este equipo calienta el diésel a 365,7 °C para ingresarlo al reactor R-001 a una presión de 5500 kPa, en conjunto con un flujo de 51250 Kg/h de hidrógeno fresco a fin de formar compuestos de azufre y obtener un producto amigable con el ambiente y en cumplimiento con la normativa vigente.

Un segundo intercambiador de calor E-002, que se encarga de enfriar la corriente que proviene del reactor y del intercambiador E-001, cediendo calor a la corriente fría que ingresa a 26 °C y que sale a 60 °C hacia el separador trifásico V-001, cuya alimentación es de $1,087 \cdot 10^6$ Kg/h de mezcla; aquí se separa el gas, diésel y agua amarga. El vapor resultante del separador se dirige hacia la torre de absorción de aminas T-002, donde se inyecta 274,5 Kg/h de dietanolamina (DEA), los productos obtenidos en este proceso son: 305 Kg/h de amina rica y 12190 Kg/h de hidrógeno de recicló, el cual es recirculado al proceso. La corriente de diésel es direccionada al stripper o despojador T-001, obteniéndose diésel desulfurado de 0,0292 % en peso de azufre. Para la alimentación de diésel y agua se incluyó 2 bombas centrífugas P-001 y P-002.

Palabras clave: Hidrodesulfuración. Diésel. Azufre. Simulación. Aspen Hysys

ABSTRACT

In the present project it was designed and simulated a hydrodesulfuration plant with $9,615 \cdot 10^5$ Kg/h of diesel containing 0,7% by weight sulfur, using the simulator ASPEN HYSYS 7.3 V, based on previous calculations as the balance of mass and energy flows in and out on each of the major equipment.

A major equipment is the heat exchanger E-001 shell and tube, in which the hot diesel stream from the reactor enters this with a mass flow of $1,087 \cdot 10^6$ Kg/h, 393 °C and a pressure of 5450 kPa, and leaves at 355 °C, while the cold stream of diesel enters with a flow of $9,615 \cdot 10^5$ Kg / h, 32 °C and leaves at 120 °C to the H-001 furnace uses natural gas as fuel, in an emanation of $3,303 \cdot 10^5$ Kg/h of flue gases, this equipment diesel heated to 365,7 ° C in order to submit it to the reactor R-001 to a pressure of 5500 kPa, together with a flow of 51,250 kg/h cool hydrogen to form sulfur compounds and obtain environmentally friendly product and in compliance with current regulations.

A second heat exchanger E-002, which is responsible for cooling the stream coming from the reactor and the heat exchanger E-001, releasing heat to the cold current that enters at 26 °C and leaves at 60 °C to the three-phase separator V-001, whose power is $1,087 \cdot 10^6$ Kg/h of mixture; here the gas, diesel and sour water is removed. The resulting vapor from the separator is directed to the absorption tower amines T-002, which is injected 274,5 kg/h of diethanolamine (DEA), products obtained in this process are: 305 Kg/h of rich amine and 12190 kg/h of recycle hydrogen which is recycled to the process. Diesel stream is routed to the stripper or stripper T-001, obtained desulfurized diesel 0,0292 wt% sulfur. For diesel and water supply 2 centrifugal pumps P-001 and P-002 was included.

Keywords: Hydrodesulfurization. Diesel. Sulphur. Simulation. Aspen Hysys

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 RESUMEN

Se describen las propiedades fisicoquímicas del diésel utilizadas en los diferentes ensayos. Además se da una corta explicación de los procesos comerciales empleados en la hidrodesulfuración de este combustible, los cuales mantienen sus tecnologías patentadas al igual que el catalizador empleado. Se culmina con la caracterización del diésel de acuerdo a la norma INEN 1489 y se indica el alcance del proyecto.

1.2 INTRODUCCIÓN

La reducción progresiva del contenido de azufre en los combustibles líquidos, específicamente diésel, es una tendencia mundial por lo que la meta a nivel mundial es alcanzar 10 ppm en peso para dar lugar a los combustibles con contenido ultrabajo de azufre, ultra low sulphur diesel (ULSD).

Esta inclinación hacia combustibles con menor contenido de azufre y otros contaminantes ambientales ha venido de la mano con el desarrollo de los motores de combustión interna, primordialmente los de diésel que incorporan tecnología common rail, los cuales requieren de este tipo de combustible para un mejor desempeño y disminución de emisiones. Para cumplir con los límites del contenido de azufre, es necesaria la implementación de una refinería que incluya unidades de hidrodesulfuración, diseñadas para admitir distintas cargas o alimentaciones de hidrógeno como correctivo.

El proceso que coadyuva con el tema de estudio es la hidrodesulfurización, que se logra mediante la hidrogenación de los compuestos de azufre; en la HDS los mercaptanos, sulfuros y disulfuros reaccionan en contacto con el hidrógeno, originando los compuestos saturados o aromáticos correspondientes, los cuales liberan sulfuro de hidrógeno y consumen hidrógeno.

La simulación se realizará en Aspen HYSYS V7.3, puesto que las aplicaciones más importantes desarrolladas con este paquete comercial corresponden a la industria del petróleo y algunas industrias de separación de gases del aire. Este simulador permite integrar en una sola plataforma modelos de estado estable y modelos dinámicos, por tal motivo es posible integrar las fases de diseño de procesos con el análisis riguroso del comportamiento dinámico y el control del mismo, y así evaluar de manera inmediata los efectos que tienen las decisiones en el diseño detallado sobre la dinámica y control del proceso.

Aspen HYSYS permitirá en este proyecto la generación de gráficos y tablas, dimensionamiento y evaluación de los equipos, análisis de propiedades de los componentes, optimización de procesos, estimación de propiedades físico-químicas.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 OBJETIVO GENERAL

Diseñar y simular la unidad de hidrosulfuración de diésel para una nueva refinería.

1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar las propiedades del diésel y variables de operación.
- Diseñar la unidad de hidrosulfuración.
- Simular el proceso de hidrosulfuración.

1.4 ANTECEDENTES

Las refinerías existentes, específicamente la refinería Estatal de Esmeraldas (REE) y la nueva refinería del Pacífico (RDP), necesitan realizar grandes inversiones con el propósito de crear o renovar la tecnología o los procesos de producción del diésel, contemplando al mismo tiempo cumplir con las normas ecológicas mundiales cada vez más estrictas, este auge del diésel ha provocado que las especificaciones relacionadas con la calidad del diésel deban

actualizarse. En el control de las emisiones de los motores por compresión, existen normas limitando la concentración de compuestos azufrados, nitrogenados y aromáticos, a niveles muy inferiores (≤ 300 ppm azufre) a los de la concentración inicial (7000 ppm azufre); la reducción del azufre en el diésel, además de ser un requerimiento, al presente es una necesidad, debido a que la tendencia mundial es procesar crudos más pesados, lo que coadyuvará en el incremento de la concentración y complejidad de los compuestos azufrados en la carga.

El propósito de este proceso es obtener una corriente con un reducido contenido de compuestos de azufre, aromáticos y nitrogenados, un mejor aspecto físico (color, peso específico, viscosidad, temperatura de inflamación e índice de refracción) y una mayor capacidad combustible (expresada como número e índice de cetano), lo que reflejará en menores emisiones contaminantes, mayor potencia y par motor, debido a la inclusión de vehículos con la última tecnología diésel. Esto debido a que el diésel es el combustible de mayor demanda, fundamentalmente en el transporte pesado, buses, buques y la generación termoeléctrica.¹

1.5 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL DIÉSEL

El diésel es un combustible derivado del petróleo, obtenido por destilación fraccionada a temperaturas entre 250 °C y 350 °C a presión atmosférica. El diésel está compuesto principalmente de hidrocarburos saturados como parafinas, isoparafinas y cicloparafinas; además de hidrocarburos aromáticos (naftalenos y alcaol bencenos). La norma ASTM D-86 se encuentra en el anexo A.

¹ ECUACIER. Comité Ecuatoriano. Disponible en: <http://www.telegrafo.com.ec/economia/item/el-diesel-el-combustible-mas-consumido-en-el-pais.html>. (Agosto, 2015).

Tabla 1.1 Propiedades del diésel

Fórmula Química	C₁₂H₂₃, incluido pequeñas cantidades de hidrocarburos: C₁₀H₂₀ - C₁₅H₂₈
Densidad relativa (15,6 °C/15,6°C):	0,842
Viscosidad Cinemática (40 °C)	2,0 – 4,5 (cSt)
Poder calorífico	43,10 (MJ/Kg)
Densidad volumétrica energética	35,86 (MJ/L)
NC (número de cetanos)	45 – 70

1.5.1 Índice de cetano

Este parámetro mide la calidad de ignición de un diésel, evitando el cascabeleo en un motor; cuanto mayor es, menor es el retraso de la ignición, además contribuye a un quemado total y uniforme del carburante.

Un bajo índice de cetano ocasiona una combustión incompleta e inadecuada, una elevada presión, ruido, aumento de emisiones hacia la atmósfera, poca eficiencia y aumento de la fatiga en un motor de combustión interna.

1.5.2 Contenido de azufre

La presencia de azufre en el diésel contribuye con la contaminación ambiental por la emisión de SO_x (óxidos sulfurosos) que originan la lluvia ácida; además afecta a las partes que conforman un motor, cuando el diésel con azufre ingresa a la cámara de combustión se forman óxidos de azufre que se mezclan con el vapor de agua y forman ácido sulfúrico, atacando a los componentes de un motor de combustión interna.

1.5.3 Punto de inflamación

Es la menor temperatura (52 °C a 96 °C), a la cual el diésel desprende vapor, el cual formará una mezcla inflamable con el aire circundante o en el interior de un tanque o depósito. El punto de inflamación es la temperatura a la cual se observa un destello al aplicarse una fuente de ignición.

En un líquido inflamable el destello es una propiedad fundamental en relación con el peligro de incendio y explosión. Si la temperatura de un líquido está por

debajo de su punto de inflamación, no existe suficiente concentración de vapor inflamable para que ocurra la ignición.

Según la ASTM D-93, es la menor temperatura, corregida a una presión barométrica de una atmósfera, a la cual la muestra enciende al aplicarse una fuente de ignición bajo condiciones especificadas de prueba.

1.5.4 Viscosidad

Es la resistencia de un fluido a fluir, es la característica más importante de la lubricación de cualquier máquina. Si la viscosidad del fluido es muy baja para la aplicación, el desgaste es mayor por falta de colchón hidrodinámico; si la viscosidad del fluido es muy alta, el consumo de energía es mayor, el desgaste puede ser mayor por falta de circulación y el fluido se calentará por fricción.

Solamente la viscosidad correcta maximizará la vida útil y la eficiencia del motor, transmisión, sistema hidráulico.

1.5.5 Destilación

Separación de los diferentes componentes líquidos de una mezcla, beneficiándose de las temperaturas de ebullición de cada una de las sustancias a separar.

Este parámetro indica la temperatura máxima a la que se debe evaporar el diésel, el diésel a 360 °C tiene que estar el 95% destilado, según la norma ASTM D86.

1.5.6 Calor de Combustión

Es la cantidad de calor que cede el fluido al quemarse totalmente; se podría definir también como el cambio térmico que sufren los combustibles y comburentes al encontrarse con temperaturas y presiones idóneas para la combustión.

Según la norma ASTM D-240, el calor de combustión del diésel es de (-45500 KJ/Kg). Según la ASTM D-240, se llama poder calórico bruto a la cantidad de energía liberada cuando una unidad de masa de combustible es quemada en un volumen cerrado y los productos son gaseosos más agua condensada. Cuando

el agua está en estado gaseoso, la energía liberado producto de la combustión se llama poder calórico neto.

1.5.7 Densidad

Es la relación entre la masa y el volumen de líquidos o sólidos a una determinada temperatura. En un motor de compresión es de vital importancia ya que indica la demora entre la inyección y la combustión del diésel, a esto se conoce como la calidad de ignición; y la energía por unidad masa, definida como la energía específica. Por tal motivo las variaciones de la densidad del combustible se ven inmersas en las fluctuaciones de potencia del motor, consumo, emisiones.

1.5.8 Corrosión en la lámina de cobre

Por medio del análisis de una lámina de cobre se puede determinar si existen compuestos dañinos, o presencia de sales, ácidos que afectan al cobre y a sus distintas aleaciones que formen parte de un motor y sistema. Tal es el caso de la soda cáustica, que al no ser eliminada del combustible, corroerá varios metales en el interior de un motor. Según la ASTM D 6751 – 03 a, es una medida de las posibles dificultades a causa de la presencia de cobre, latón o bronce en los elementos del sistema de combustible.

1.5.9 Agua y sedimento

En su mayoría la contaminación del diésel con agua y sedimentos ocurre en la distribución o en su utilización, en los motores puede causar obstrucciones en los filtros y desgaste de los inyectores, coadyuvando a la corrosión de piezas o mecanismos internos. El agua en exceso puede causar una combustión irregular. *El agua y el sedimento pueden ser determinados juntos por un procedimiento de centrifugación (ASTM D-96). El agua sola puede ser determinada con más precisión por destilación (ASTM D-95), mientras que el sedimento puede serlo mediante la extracción con solvente (ASTM D-473) o por filtración en caliente (ASTM 80.61 E).*

1.5.10 Contenido de cenizas

El contenido de cenizas debe ser muy bajo para prevenir el desgaste excesivo de las partes o piezas internas de los motores, ya que están compuestas casi en su totalidad de impurezas como arena y orín que son bastante abrasivas.

La norma ASTM D-482 dictamina los métodos para determinar las cenizas en el combustible; también se usa la norma ASTM D-874 o método de las cenizas sulfatadas.

1.5.11 Estabilidad a la oxidación

Este parámetro permite determinar el almacenamiento y degradación de un combustible. La oxidación de un combustible origina gomas insolubles que son las causantes de los taponamientos de filtros; además de gomas solubles que son las promotoras de la formación de sedimentos en las toberas de los inyectores de un motor.

1.6 CARACTERIZACIÓN DEL DIÉSEL

La segunda fracción importante resultante de la destilación atmosférica del petróleo, es la de destilados medios que comprenden los productos: Diésel 1, Jet A-1, diésel 2 y diésel Premium. Los componentes de este producto son hidrocarburos que destilan entre los 200°C y 300°C, siendo los más importantes que entran en la composición química de este combustible son: parafínicos, isoparafínicos, aromáticos (monociclo y biciclo), nafténicos y estructuras mixtas nafteno-aromático.

Tabla 1.2 Caracterización del diésel 1 de acuerdo a la norma INEN 1489²

Requisitos de diésel 1	Unidad	Min	Max	Método de ensayo
Punto de inflamación	°C	40	..	INEN 1047
Corrosión laminar del cobre	Nº 2	INEN 927
Temperatura de destilación 90%	% en V	..	288	INEN 926
Agua y sedimentos	0,05	INEN 1494
Índice de cetano calculado	% en peso	40	..	INEN 1495
Residuo carbonoso sobre el 10% del residuo	% en peso	..	0,15	INEN 1491
Cenizas	% en peso	..	0,01	INEN 1492
Viscosidad Cinemática a 37,8 °C	cSt	1,3	3,00	INEN 810
Contenido de azufre	% en peso	..	0,30	INEN 1490

(INEN 1489, Productos derivados del petróleo requisitos del diésel, 2012)

² Instituto Nacional Ecuatoriano de Normalización, (2012), Productos derivados del petróleo requisitos del diésel, cuarta revisión INEN 1489.

Tabla 1.3 Caracterización del diésel 2 de acuerdo a la norma INEN 1489

Requisitos de diésel 1	Unidad	Min	Max	Ensayo
Punto de inflamación	°C	51	..	INEN 1047
Corrosión laminar del cobre	N° 3	INEN 927
Temperatura de destilación 90%	% en V	..	360	INEN 926
Agua y sedimentos	0,05	INEN 1494
Índice de cetano calculado	% en peso	45	..	INEN 1495
Residuo carbonoso sobre el 10% del residuo	% en peso	..	0,15	INEN 1491
Cenizas	% en peso	..	0,01	INEN 1492
Viscosidad Cinemática a 37,8 °C	cSt	2,5	6,00	INEN 810
Contenido de azufre	% en peso	..	0,70	INEN 1490
Calor de combustión

(INEN 1489, Productos derivados del petróleo requisitos del diésel, 2012)

El diésel ecológico premium, se obtiene disminuyendo el contenido de azufre del diésel 2, mediante procesos catalíticos de inyección de hidrógeno se eliminan los compuestos azufrados.

Este producto ecológico tiene un máximo del 0,05 % de azufre, cumpliendo con el DMQ 0213, que impide el expendio de diésel que se encuentre fuera de las especificaciones de la Norma INEN 1489, a pesar de que se cumple con la norma, el gobierno hace hincapié en mejorar la calidad de los combustibles, con la construcción de una nueva refinería, debido a que aún no se alcanza normalizaciones internacionales, como la carta mundial del combustible WWFC.

Tabla 1.4. Caracterización del diésel premium de acuerdo a la norma INEN 1489

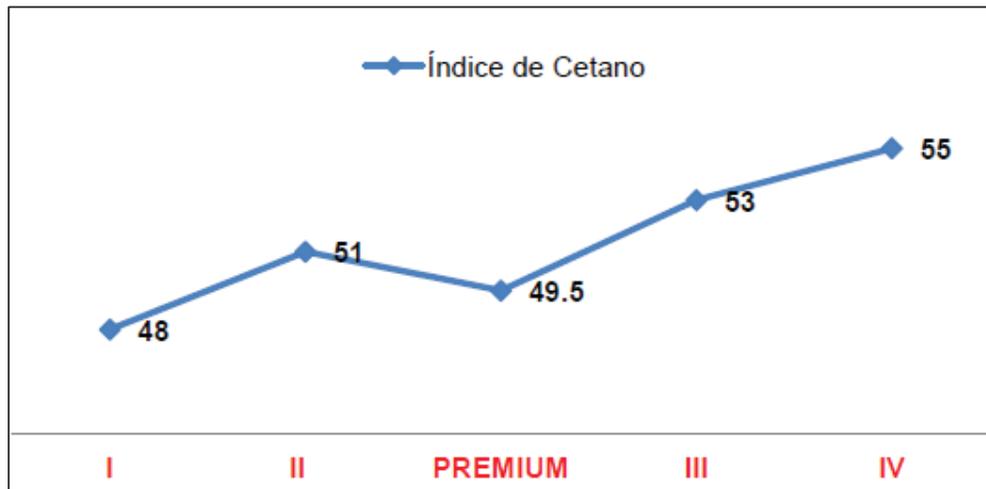
Requisitos de diésel 1	Unidad	Min	Max	Método de ensayo
Punto de inflamación	°C	51	..	INEN 1047
Corrosión laminar del cobre	N° 3	INEN 927
Temperatura de destilación 90%	% en V	..	360	INEN 926
Agua y sedimentos	0,05	INEN 1494
Índice de cetano calculado	% en peso	45	..	INEN 1495
Residuo carbonoso sobre el 10% del residuo	% en peso	..	0,15	INEN 1491
Cenizas	% en peso	..	0,01	INEN 1492
Viscosidad Cinemática a 37,8 °C	cSt	2,5	6,00	INEN 810
Contenido de azufre	% en peso	..	0,05	INEN 1490
Calor de combustión

(INEN 1489, Productos derivados del petróleo requisitos del diésel, 2012)

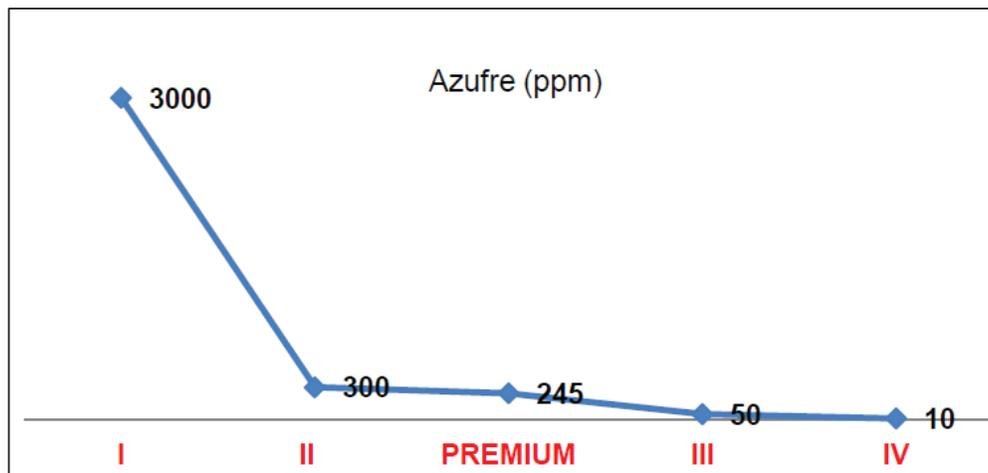
Tabla 1.5 Tabla comparativa de la caracterización del diésel premium comparado con las especificaciones World Wide Fuel Charter (WWFC)

PARÁMETROS	WWFC				
	I	II	PREMIUM	III	IV
Índice de cetano	48	51	49,5	53	55
Azufre, ppm	3000	300	245	50	10
Viscosidad a 37,8 °C, cSt	2,0 a 4,5	2,0 a 4,0	2,5 a 6	2,0 a 4,0	2,0 a 4,0
Punto de inflamación, °C	55	55	51	55	55
Poliaromáticos, % m/m	..	5	..	2	2

La tabla anterior muestra que el diésel premium que se comercializa actualmente se encuentra en la categoría 2, alcanzando la caracterización del diésel de calidad, fundamentalmente el índice de cetano y el contenido de azufre, pero como se observa aún estamos distantes de los valores de la categoría IV, la siguiente figura, permite una mayor comprensión de lo enunciado:

Figura 1.1 Comparativa del índice de cetano en el diésel WWFC

(Muñoz, 2012, p.93)

Figura 1.2 Tabla comparativa del azufre presente en el diésel WWFC

(Muñoz, 2012, p.93)

1.7 PROCESOS COMERCIALES ³

La tecnología del hidrodesulfuración es uno de los procesos de refinación más usados, diseñado para la remoción de contaminantes como azufre, nitrógeno, anillos condensados de aromáticos, o metales. La alimentación usada en el proceso a partir de nafta para residuos de vacío y los productos en la mayoría

³ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

de las aplicaciones es usada como combustible limpio ambientalmente aceptado.

A continuación se detalla los procesos comerciales más empleados en el proceso de hidrotratamiento:

1.7.1 Auto-Clarificación

Este proceso difiere de otros procesos de hidrotratamiento, en que no requiere de una fuente externa de hidrógeno. Suficiente hidrógeno para convertir azufre en sulfuro de hidrógeno es obtenido por la des-hidrogenación de naftenos en la alimentación.

El equipo de procesamiento es similar al usado en hidrofinado, el catalizador es óxido de cobalto y óxido de molibdeno o alúmina, y las condiciones de operación usualmente están entre 340°C - 425°C a una presión de 100 – 200 psi. El hidrógeno formado por la des-hidrogenación de naftenos en el reactor es separado desde los aceites tratados y luego es reciclado a través del reactor; el catalizador es regenerado con vapor de agua y aire entre intervalos de 200 – 1000 h, dependiendo del tipo de alimentación.

Este proceso es usado con el mismo propósito del hidrofinado, pero es limitado a fracciones con elementos finales no superiores a 370°C.

1.7.2 Ferro-Clarificación

Este leve proceso de hidrotratamiento fue desarrollado para destilar y refinar con disolventes aceites lubricantes; el proceso elimina la necesidad de ácido y arcilla al 75% en el tratamiento, el catalizador es de tres componentes en una base de alúmina con bajo consumo de hidrógeno y con una expectativa de vida de 2 años o más. Las operaciones del proceso incluyen calentar la mezcla de hidrógeno-aceite y carga a un catalizador de llenado de flujo descendente, la separación de aceite y gas es una operación de dos etapas, donde el gas es removido al sistema de combustible, luego el aceite (diésel) es limpiado por vaporización

para controlar el punto de inflamación y secado al vacío, y una etapa de filtrado final elimina residuos del catalizador.

1.7.3 GULF-HDS

Este es un proceso de lecho fijo regenerativo para actualizar los residuos del petróleo por hidrogenación catalítica, con el fin de refinar aceites combustibles pesados, o aumentar la calidad de los materiales de carga catalíticos. Desulfurización y mejoramiento de la calidad es la prioridad de este proceso, si las condiciones de operación y catalizadores son viables, la destilación ligera puede ser realizada y la viscosidad de materiales pesados se puede bajar. Ciclos de largo funcionamiento se mantienen para reducir reacciones de hidrocraqueo a un mínimo de petróleo crudo, residuos vírgenes o agrietados, que pueden servir como alimentación.

El catalizador es un componente metálico soportado sobre alúmina y puede ser regenerado in situ con aire y vapor de agua o gas de combustión en un rango de temperaturas entre 400°C - 650°C (750°F - 1200°F); en ciclos de funcionamiento de 4 a 5 meses se puede obtener niveles de desulfuración del 65% al 75% y la vida del catalizador puede ser de 2 años.

1.7.4 Hidrofinado

Es un proceso usado para la reducción del contenido de azufre en la alimentación, por el tratamiento de la misma en presencia de un catalizador, este proceso puede ser usado para la rectificación de tramos agrietados, o nafta derivada de coque en la destilación de una corriente en cierto intervalo de ebullición; incrementado así el suministro de alimentación del reformador catalítico, nafta disolvente, y otros materiales de tipo nafta. El contenido de azufre del diésel puede ser reducido por la eliminación de compuestos que forman gomas y residuos de carbono.

Este proceso puede ser aplicado en aceites de lubricación, nafta, diésel; la alimentación es calentada en un horno y se hace pasar con hidrógeno a través de un reactor que contiene un adecuado catalizador de óxido de metal, como

cobalto y óxidos de molibdeno o alúmina. El hidrógeno es obtenido desde las unidades de reformado catalítico; las condiciones de operación del reactor están comprendidas entre 205°C y 425°C y desde 50 a 800 psi, dependiendo de la calidad de la alimentación; un alto contenido de azufre y el máximo retiro de éste, requiere de altas temperaturas y presiones.

Después de pasar a través del reactor, la alimentación tratada es enfriada y separada del exceso de hidrógeno, el cual es reciclado a través del reactor. La alimentación es bombeada a la torre de separación, donde el sulfuro de hidrógeno formado por la reacción de hidrogenación es removido por vapor, vacío o gas de combustión y el producto final sale por la parte inferior de la torre. Generalmente el catalizador no es regenerado, es reemplazado después de alrededor de 1 año.

La tecnología de hidrofinado genera productos con:

- Mejor color
- Mejor estabilidad de oxidación
- Mejor respuesta antioxidante
- Mejores propiedades superficiales
- Óptima reducción de azufre
- Aumento significativo del índice de viscosidad en niveles altos de desulfuración
- Reducción en la toxicidad

Comúnmente el catalizador para el hidrofinado contiene óxido de tungsteno, óxido de níquel y óxido de cobalto soportados sobre alúmina. Un catalizador con un bajo contenido de metal puede exhibir alta actividad a baja temperatura.

1.7.5 ISOMAX

Es un proceso de dos etapas, consta de un sistema de catalizador de lecho fijo que opera bajo presiones de hidrógeno entre 500 y 1500 psi, en rangos de temperatura entre 205°C y 370°C con alimentación media destilada. Las condiciones dependen de la alimentación, de los requerimientos del producto y

del consumo de hidrógeno, que está en el orden de 1000 a 1600 ft³/bbl de alimentación procesada. Cada etapa tiene un sistema de reciclaje de hidrógeno separado. La conversión puede ser balanceada para proporcionar productos de requisitos variables y el reciclaje puede ser tomado de ser necesario, al igual que el fraccionamiento puede ser manejado para la obtención de productos deseados.

1.7.6 Ultrafinado

El ultrafinado es regenerativo de lecho fijo, proceso catalítico empleado para desulfurar e hidrogenar materiales de refinación, desde naftas hasta aceites lubricantes, el catalizador es cobalto-molibdeno sobre alúmina y puede ser regenerado in situ usando una mezcla de aire-vapor; las regeneraciones requieren de 10 a 20 h, y pueden ser repetidas de 50 a 100 veces para una porción del catalizador, la vida del catalizador es de 2 a 5 años y depende de la alimentación.

1.7.7 Unifinado

Es regenerativo de lecho fijo, es un proceso catalítico para desulfurar e hidrogenar destilados de refinería de cualquier intervalo de ebullición. Metales contaminantes, compuestos de nitrógeno y compuestos de oxígeno son eliminados, junto con azufre; el catalizador es del tipo cobalto-molibdeno-alúmina, que puede ser regenerado in situ con vapor y aire.

1.7.8 Uniofinado

El proceso de uniofinado es una tecnología de hidrotratamiento catalítico aplicado para la producción de bajo contenido de azufre, color estable del combustible diesel; además este proceso es usado para la reducción de aromáticos en el diesel y para mejorar el número de cetano de éste combustible. Adicionalmente puede ser usado para preparar nafta para reformadores catalíticos y para refinar coque-nafta.

En el proceso, la alimentación del reactor es calentada con el efluente del reactor; la temperatura de entrada del reactor es controlada por la carga del

intercambiador; como el hidrotreatmento es una reacción exotérmica, especialmente cuando la alimentación es insaturada, secciones de enfriamiento son usadas para enfriar los fluidos de reacción y al mismo tiempo redistribuir los vapores y líquidos entre los lechos del catalizador. Agua de lavado es añadida al efluente del reactor enfriado aguas arriba para minimizar la corrosión y prevenir el depósito de sales de amonio; la corriente enfriada ingresa al separador frío de alta presión para separar el reciclo de hidrógeno, el cual es reciclado de nuevo en el reactor. Los productos desulfurados son recuperados por extracción de los factores finales livianos con vapor.

1.8 ALCANCE DEL PROYECTO

Se ha tomado como punto de partida de la ingeniería conceptual, la cual es la primera etapa de un proyecto de ingeniería; con inclinación en la disciplina de procesos, aquí se han establecido objetivos, tipo de tecnologías a aplicar, inversión de equipos y en general marco teórico que nos ayudará a entender el proceso a profundidad. Este paso se ha desarrollado en un 50%, debido a que es una comparación en relación al tiempo y número de profesionales que desarrollaron este proyecto.

De ahí se ha tomado como base la ingeniería básica (30%) en donde se realizará un diseño preliminar de equipos precedido de un balance de materia y energía, para culminar con la simulación de la unidad en su totalidad mediante el uso de la herramienta HYSYS V7.3.

Se han establecido límites de batería (Anexo B), a fin de evitar una extensión innecesaria del proyecto, el cual será reflejado en el diagrama de flujo, diagrama de bloques o en la simulación propiamente dicha. Hay que tomar en cuenta que este diseño ha sido planteado por los autores, puesto que en la actualidad la unidad de hidrodesulfuración es patentada y tiene diferentes configuraciones de diseño en donde se incluye el catalizador a utilizarse en el proceso.

RESUMEN I

El capítulo I trata sobre las propiedades del diésel en general, como son: índice de cetano, contenido de azufre, punto de inflamación, viscosidad, destilación, calor de combustión, densidad, corrosión en la lámina de cobre, agua y sedimento, contenido de cenizas, estabilidad a la oxidación.

Para un mejor entendimiento se incluye los procesos comerciales más empleados en el hidrotratamiento, específicamente la hidrodeshulfuración: Auto-clarificación, ferro-clarificación, Gulf-HDS, hidrofinado, Isomax, ultrafinado, unifinado, uniofinado.

Este capítulo contiene tablas de los productos que se comercializan en el país: diésel 1, diésel 2 y diésel premium, resultantes de la destilación atmosférica del petróleo, con su respectiva caracterización de acuerdo a la Norma INEN 1489, haciendo hincapié en el diésel premium, en referencia a la carta mundial del combustible WWFC.

CAPÍTULO 2

PROCESO DE HIDRODESULFURACIÓN (HDS)

2.1 RESUMEN

Se realiza una descripción del proceso de hidrodesulfuración, considerando la sección de reacción y de recuperación del producto, equipos, variables de operación, reacciones de remoción de azufre, catalizadores y soportes más utilizados en la industria. Finalmente se concluye con una corta explicación del simulador a utilizar.

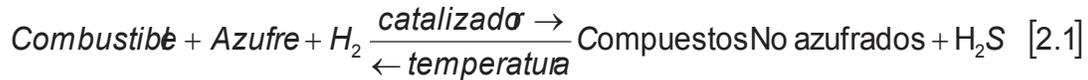
2.2 INTRODUCCIÓN

En la actualidad el proceso de hidrotratamiento y específicamente el de hidrodesulfuración son muy usados en la fase de refinación de petróleo, debido a que se logra productos derivados con baja cantidad de impurezas al ser tratadas con H_2 y un catalizador. Siendo el contaminante de mayor inconveniente el azufre y sus diferentes formas, sin dejar atrás el nitrógeno y vanadio contaminantes del catalizador.⁴

Este proceso químico catalítico requiere adecuadas condiciones de temperatura y presión (altas), con el objeto de romper enlaces de carbono –azufre y la conversión se efectúa en un reactor en el cual interviene un catalizador e hidrógeno que trata y satura la fracción de petróleo que ingresa, para obtener hidrocarburos no azufrados y ácido sulfhídrico, resultantes que dependerán de la composición del petróleo, tipo de azufre presentes, selectividad y actividad del catalizador utilizado, condiciones de reacción y diseño del proceso. Al ser el H_2S un inhibidor de reacciones de HDS debe ser continuamente removido y envenena el catalizador.⁵

⁴ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

⁵ Ancheyta, J., Betancourt, G., Marroquín, G., Centeno, G., Muñoz, J.A.D., Alonso, F. (2010). *Process for the catalytic hydrotreatment of heavy hydrocarbons of petroleum*. New York. USA: CRC press, Taylor & Francis Group.



El proceso de hidrodesulfuración se realiza a 320 °C y presión de 40 Kg/cm². El catalizador sólido está compuesto por γ -alúmina. H₂ es un recurso caro y que debe ser de alta pureza para que sea utilizado en procesos de hidrodesulfuración. La disponibilidad de hidrógeno influye directamente en el beneficio económico, debido a que determinará la capacidad de producción de combustibles. El H₂ al no poder almacenarse deberá operar con exceso del mismo puesto que un déficit influye gravemente en la degradación de la actividad de los catalizadores en el reactor y en su vida útil.

Razones para la selección del proceso HDS:

- Es el más usado en las refinerías actualmente debido a que a partir de este proceso se cuenta con fracciones de petróleo con una menor cantidad de impurezas.
- Procesamiento de crudos pesados con alto contenido de azufre.
- El muy bajo contenido de azufre requerido en la materia prima para el reformado catalítico y para cumplir con los estándares ambientales sólo pueden ser alcanzados por el proceso HDS, ya que reduce el contenido de azufre en el diésel de 0,7 % S a 0,05% S y en un futuro a 0,005% S.⁶
- Coadyuva en la economía del proceso de HDS, debido a que el hidrógeno está disponible en las refinerías y en los procesos de reformado catalítico.⁷

2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE HIDRODESULFURACIÓN

Las unidades de hidrodesulfuración constan de una sección de reacción y una sección de fraccionamiento de productos.⁸

⁶ EPPETROECUADOR (2015). Co-Director del Proyecto E. Jiménez. Junio 2015.

⁷ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

⁸ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

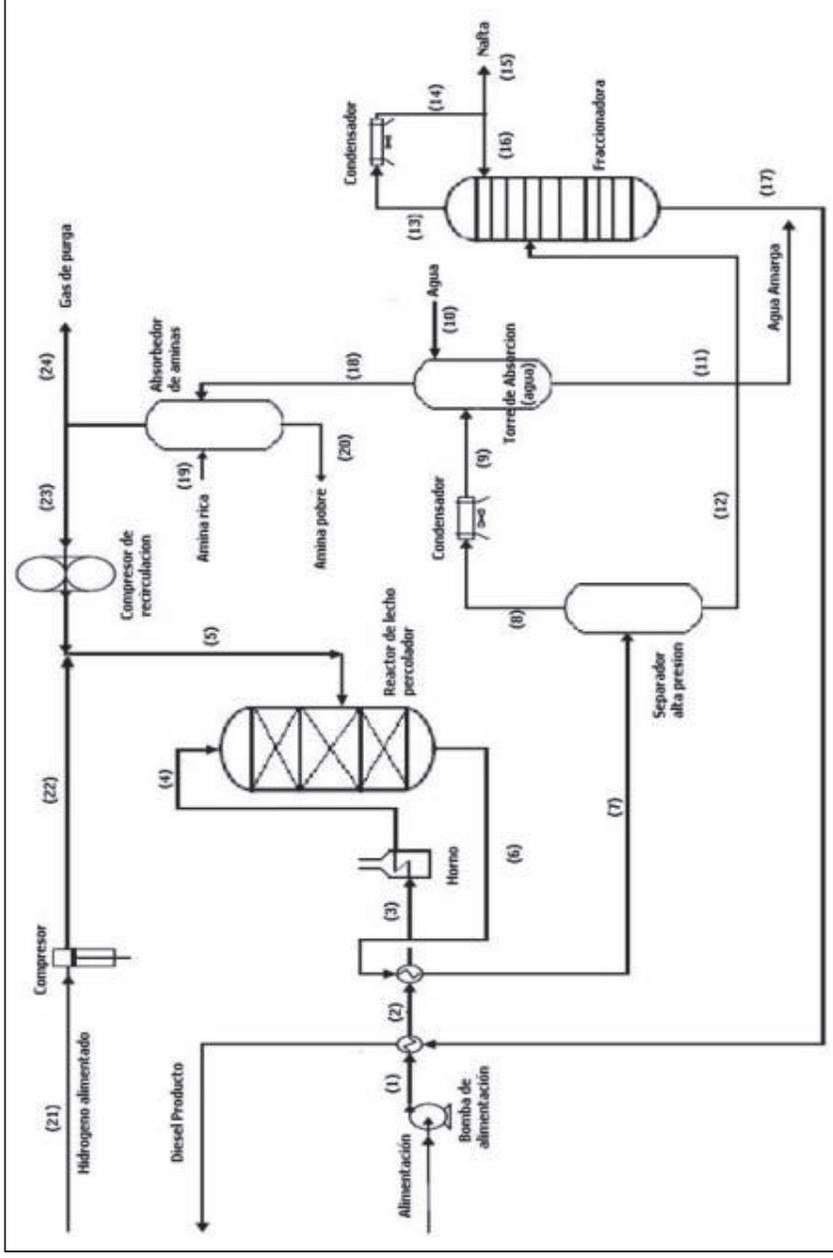


Figura 2.1 Esquemático de una unidad hidrodesulfuradora en una refinería⁹

⁹ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York, USA: CRC press, Taylor & Francis group.

2.3.1 Sección de reacción

Alimentación de diésel

El diésel proveniente de la destilación atmosférica llega a un tanque de carga pasa a través de filtros para la remoción de partículas a fin de evitar taponamientos en el tope reactor.¹⁰

Posteriormente la corriente de alimentación pasa a una bomba donde se aumentará la presión y se mezclará con la corriente de hidrógeno.

Alimentación de los intercambiadores de calor

La mezcla hidrógeno-diésel es precalentada en intercambiadores de calor, antes de entrar al calentador. La temperatura a la que se encontrará el calentador es alrededor de 325 °C, condición adecuada para la entrada al reactor.

Sistema de obtención del hidrógeno

Como la presión del reactor puede ser mayor a 70 Kg/cm² (6864,6 kPa), el gas de reciclo se comprime antes de ingresar en el sistema.¹¹

En compresores multi-etapas, el gas proveniente de la primera etapa debe ser enfriado alrededor de 50 °C antes de entrar a la segunda etapa.

Sistema de reciclado de hidrógeno

Después de separar las fases líquido-gas en el separador de alta presión, el gas se enfría y se condensa parcialmente previo al ingreso a absorbedor de sulfuros de hidrógeno.¹²

Posterior a la descarga del compresor de reciclaje, una parte del gas reciclado se bifurcará de la corriente principal para su uso como gas de enfriamiento entre los lechos de catalizador del reactor. La mayor porción del gas limpio se recircula a la sección del reactor.

¹⁰ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

¹¹ López-García, C., Hudebine, D., Schweitzer, J.-M., Verstraete, J.J., Ferré, D. (2010). *In depth modeling of gasoil hydrotreating: From feedstock reconstruction to reactor stability analysis*. (1ra. Ed.). Elsevier B.V.

¹² Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diésel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

El caudal de gas de reciclo se calcula mediante la ecuación siguiente:

$$(\% \text{ V/V}) = \frac{\text{caudal de gas de reciclo} * \text{pureza}}{\text{alimentación de diesel}} \quad [2.2]$$

Donde:

(% V/V): relación de gas de reciclo de hidrógeno¹³

Limpieza del gas de reciclado

La corriente del gas contiene H₂S, el cual reduce la presión parcial y suprime la actividad del catalizador; por tal motivo el lavador de aminas de gas reciclado es específico cuando el gas reciclado sea mayor al 3% en volumen de H₂S.

En la unidad de lavado, la temperatura de la amina¹⁴ se mantiene en 5 °C por encima de la temperatura del gas. La amina y el gas que fluye por la torre para entrar en contacto a través de las bandejas donde se consigue la mezcla íntima, siendo el H₂S absorbido por la amina. La amina es enviada a la unidad de regeneración de aminas mientras que el gas reciclado libre de amina es dirigido al compresor de gas reciclado.¹⁵

Reactor

Una vez que la alimentación ha sido calentada a la temperatura deseada, entra al reactor y desciende a través del lecho del catalizador donde ocurren varias reacciones exotérmicas con incremento de temperatura. El número de lechos de catalizador dependerán del calor de reacción y de la capacidad del reactor.

¹³ Yris, Gonzalez, K. T. (2011). *Modelado cinético de petróleo y agrupamiento; Enfoque: Caracterización del gasóleo en un proceso de hidrotratamiento*. (Tesis Doctoral). Universidad Politécnica de Madrid. España.

¹⁴ Las aminas son compuestos orgánicos, derivados del amoníaco y resultan de la sustitución de uno o varios de los hidrógenos de la molécula de amoníaco por otros sustituyentes o radicales. (Recuperado de <https://prezi.com/.../las-aminas-son-compuestos-quimicos-organicos>)

¹⁵ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

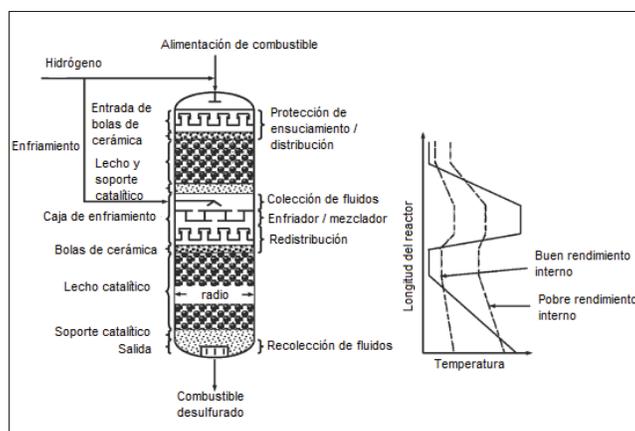


Figura 2.2 Vista interna de un reactor de hidrodesulfuración¹⁶

En algunas situaciones el calor de la reacción será mayor a la temperatura de diseño, si esto sucede la reacción podría ser inestable; por lo tanto un gas de reciclado frío estará a una temperatura entre los 40-66 °C. La reacción que rige este proceso es:



Enfriamiento de efluentes del reactor

Debido a las reacciones exotérmicas que se forman en el reactor, la temperatura del efluente será mayor que la temperatura de la corriente de alimentación del reactor. El calor de reacción, así como gran parte del calor contenido de la alimentación del reactor se recupera en intercambiadores de calor. Además el efluente del reactor puede ser usado para precalentar el gas reciclado, separador de alimentación y para generar vapor.

Lavado con agua de los efluentes reactor¹⁷

El enfriamiento final del efluente del reactor se realiza en un enfriador. El contenido de azufre y nitrógeno en la alimentación son convertidos en sulfuros de hidrógeno (H₂S) y amonio (NH₃) en el reactor, estos dos productos de la reacción se combinan para formar sales de amonio, las cuales pueden solidificarse y precipitar a medida que se enfría el efluente del reactor.

¹⁶ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diésel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

¹⁷ Sadighi, S., Arshad, A., Rashidzadeh, M. (2010). *4-Lump Kinetic model for vacuum gas oil hydrocracker involving hydrogen consumption*. Kor. J.Chem. Inglaterra.

Separación líquido-gas ¹⁸

Usualmente un separador es utilizado para separar y remover individualmente gas, agua e hidrocarburo líquido, especificado para unidades de operación sobre 35 Kg/cm² (3432,3 kPa). El agua es enviada a la unidad de aguas residuales.

El gas separado rico en hidrógeno es re-comprimido y retornado a la sección del reactor.

Purificación del hidrógeno

Un incremento de la pureza del gas reciclado disminuirá la desactivación del catalizador durante el proceso. Esto dependerá de la materia prima y del diseño de la unidad; medida adicional a tomar en cuenta para incrementar la pureza del hidrógeno.

2.3.2 Sección de recuperación de producto ¹⁹

En esta sección mediante una torre agotadora se separa el diésel desulfurado y el gas amargo (ácido sulfhídrico, H₂ e hidrocarburos ligeros). El producto que se queda en fondo de esta torre, tendrá una menor composición de azufre y pasará a un despojador o stripper, para obtener el diésel desulfurado y gasolinas amargas. El gas amargo será enviado a un absorbedor de aminas a fin de remover el ácido sulfhídrico.

2.4 EQUIPOS DE LA UNIDAD DE HDS ²⁰

Entre los equipos mayores encontramos: horno, reactor, separador, despojador o stripper y la torre de absorción con aminas; mientras que en los equipos auxiliares están²¹: bombas, intercambiador de calor y el enfriador. Para un mejor entendimiento de estos equipos se realiza a continuación una explicación de los mismos:

¹⁸ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

¹⁹ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

²⁰ Caballero, L. (2012). *Planta de Hidrodesulfuración para reducir la cantidad de compuestos azufrados presentes en crudo pesado*. Venezuela: Institucional.

²¹ Vire, Sánchez, C.M. (2006). *Elaboración del proceso de fabricación de un intercambiador de calor para la planta de gas del complejo industrial Shushufindi*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

2.4.1 HORNO

Un horno de refinería también llamado calentador es un recinto cerrado dentro del cual ocurre una transferencia de calor a cualquier cuerpo y/o sustancia que pasa a través de un serpentín de tubos. De manera que para conseguir un máximo rendimiento hay que elevar la temperatura del material de partida (diésel) previo al ingreso al reactor, y esto se consigue con el calentador de fuego directo que de acuerdo a su diseño incrementa la temperatura del fluido a un valor específico.

El proceso de transferencia de calor se realiza por radiación y convección. La zona de radiación se lleva a cabo dentro de la cámara de combustión y es cercana a los quemadores alcanzando entre el 60-70% del calor total en el horno; mientras que la zona de convección se encuentra por encima de la sección de irradiación de calor y la transmisión de calor se produce por gases calientes productos de la combustión, por lo que los tubos no están expuestos directamente a la llama. ²²



Figura 2.3. Zona de radiación térmica directa

La transferencia de calor en un horno se calcula por la ecuación de balance de energía: ^{23 24}

$$Q_{\text{suministrado}} = Q_{\text{absorbido}} + Q_{\text{perdido}} \quad [2.4]$$

²² Caballero, L. (2012). *Planta de Hidrodesulfuración para reducir la cantidad de compuestos azufrados presentes en crudo pesado*. Venezuela: Institucional.

²³ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diésel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

²⁴ Vire, Sánchez, C.M. (2006). *Elaboración del proceso de fabricación de un intercambiador de calor para la planta de gas del complejo industrial Shushufindi*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

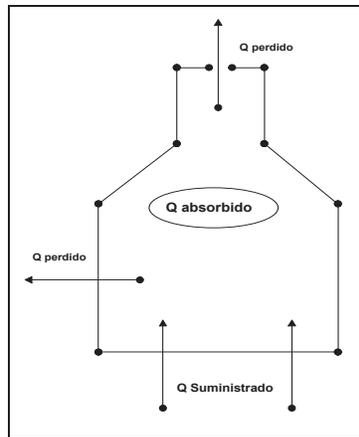


Figura 2.4 Balance de energía en un horno

En la figura anterior se puede observar que las pérdidas de energía son a través de las paredes del horno y la chimenea, de manera que mientras menor sea la diferencia entre el calor suministrado y el calor absorbido, hablamos de un proceso eficiente debido a que hay menor calor perdido.²⁵

2.4.1.1 Clasificación de los hornos ²⁶

- Por la configuración estructural: hornos de cabina y hornos cilíndricos.
- Configuración o arreglo del serpentín de tubos de la sección radiante: vertical, horizontal, helicoidal y en arco.
- Forma o arreglo de los quemadores: quemador de techo, quemador de piso y quemador lateral o de pared.
- *Por su función:* Calentar o vaporizar la carga (unidad de crudo), suministrar calor de reacción (reformado) y llevar la carga a una temperatura elevada (cracking).

²⁵ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

²⁶ Acosta, L. (2011). *Descripción y evaluación para la obtención de diésel premium mediante el proceso de hidrodeshulfuración (hds) en la Refinería Estatal de Esmeraldas. (Proyecto previo a la obtención del título de Tecnólogo en petróleos). Universidad Tecnológica Equinoccial. Quito. Ecuador.*

Tabla 2.1 Especificación de hornos de proceso de refinación

Proceso	Flux radiante	Velocidad Másica	ΔP del proceso	Metalúrgia del serpentín
	Btu/h-ft ²	lb/sec-ft ²	psi	
Crudo	10000	200 min	150	5 Cr o 9 Cr
vacío	8000	250 min	75	5 Cr o 9 Cr
Visbreaking	7000-8000	350 min (5-6 fps petróleo frío)	250-300	9 Cr
Coking	9000	400 min (6 fps petróleo frío)	300	9 Cr
Platforming Semi-Regn	10000	40-50	7	2-1/4 Cr
Platforming CCR	10000 SFU 15000 DFU	23-35	3 por celda	9 Cr
Reboiler	10000	150-300	50	C.S.
Aceite Caliente	10000	400-600	65	C.S.
Hidrotratamiento Nafta	10000	70-180	50	9 Cr
Hidrotratamiento Nafta con craqueo	10000	70-180	50	347
Hidrotratamiento de kerosene	10000	150-250	50	347 H SS
Hidrotratamiento de Diesel	10000	150-250	50	347 H SS
Hidro craqueo de Gas	13000	50-80	30-50	347 H SS
Hidro craqueo de Gas y líquido	15000	180-300	50-80	347 H SS

(Palacios,2011,p. 8)

Entre las condiciones de operación se tiene la temperatura 364 °C a una presión de 1 atm.

2.4.1.2 Problemas frecuentes en hornos de proceso ²⁷

- Ensuciamiento en hornos por acumulación de cenizas en la superficie de los tubos de zona radiante y zona convectiva.
- Corrosión en hornos: corrosión por alta temperatura, corrosión por cenizas fundidas, corrosión por bajas temperaturas.
- Otros problemas: velocidad másica adecuada, sobre combustión en zona convectiva.

²⁷ Medina, López, J.C., Taco, Tercero, J.H. (2012). *Diseño y construcción de un horno de cubilote con aire precalentado para fines didácticos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

2.4.2 REACTOR^{28 29}

Unidad procesadora diseñada, en el que se produce una o varias reacciones químicas. Este recipiente cerrado dispone de líneas de entrada y salida de sustancias químicas.

2.4.2.1 Funciones principales

- Asegurar el tipo de contacto o modo de fluir de los reactantes en el interior del tanque, para conseguir la mezcla deseada de las fases presentes.
- Lograr el tiempo de contacto suficiente entre los fluidos y el catalizador.
- Permitir una reacción en la velocidad y grado deseado de acuerdo a las condiciones de presión, temperatura y composición.

2.4.2.2 Ecuación de rendimiento (Balance de masa y energía)³⁰

Expresión matemática que relaciona la salida y la entrada de un reactor químico, de acuerdo a la cinética y modelos de contacto.

Donde los modelos de contacto, se refieren a como los materiales circulan y se contactan unos con otros en el interior del reactor, así también del tiempo necesario para mezclarse, condiciones y características de la incorporación de material. Mientras que la cinética está enfocado al equilibrio en el interior del reactor y la velocidad de la reacción química; factores condicionados por la transferencia (balance) de materia y energía.

El balance de masas está dado por la relación:

$$\text{ENTRA} - \text{SALE} + \text{GENERA} - \text{DESAPARECE} = \text{ACUMULA} \quad [2.5]$$

El balance de energía está dado por la relación:

$$\text{ENTRA} - \text{SALE} \pm \text{GENERA} \pm \text{TRANSMITE} = \text{ACUMULA} \quad [2.6]$$

²⁸ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

²⁹ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

³⁰ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

2.4.2.3 Reactores para hidrodesulfuración ³¹

El principal problema de los crudos pesados es su alto contenido de azufre y específicamente para el país al no contar con refinerías que procesen este tipo de crudo y posteriores derivados con alto peso molecular, dadas las grandes reservas en la actualidad, y aún más que el proceso de refinación implica la incorporación de unidades de hidrodesulfuración que involucra condiciones de operación más severas. Por lo que en la destilación atmosférica al ser el primer paso de refinación no se obtiene productos terminados por la gran cantidad de impurezas y bajo número de cetano en el caso del diésel.

La hidrodesulfuración es muy compleja, por la eliminación de un alto contenido de impurezas y condiciones de operación moderadas y severas. La eliminación de estos residuos son influenciados por el método de alimentación diésel e hidrógeno, la cama del catalizador, diseño y selección del reactor y forma de operación. ^{32 33}

Usualmente dos tipos de reactores son empleados para la hidrodesulfuración de diésel:

- Reactores de hidrodesulfuración operan en camas fijas (FBR- fixed bed).
- Reactores de lechos ebullentes (EBR).

2.4.2.3.1 Reactor tipo trickle-bed o reactor de goteo de carga continua³⁴

El término trikle-bed es usado para hablar de un reactor en el cual la fase líquida constituye la fase dispersa y fluye en sentido descendente en forma de película sobre el catalizador, mientras que el gas es la fase continua.³⁵ Opera bajo

³¹ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

³² Alvarez, A., Ancheyta, J., Centeno, G., Marroquín, G. (2011). *A modeling study on the effect of reactor configuration on the cycle length of heavy oil fixed-bed hydroprocessing*. Fuel.

³³ what-when-how (2015). *Description of Reactors (Petroleum Refining)*. Recuperado de <http://what-when-how.com/petroleum-refining/description-of-reactors-petroleum-refining/>

³⁴ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

³⁵ Mederos, F., Elizalde, I., Ancheyta, J. (2009). *Steady-state and dynamic reactor models for hydrotreatment of oil fractions: a review*. Catal. Rev. Sci. Eng.

condiciones cercanas al flujo pistón y perfecto mojado de catalizador, permitiendo alcanzar altas conversiones.

La reacción HDS es exotérmica y la temperatura se incrementa desde la entrada hasta la salida de cada lecho de catalizador.³⁶ El primer lecho de catalizador es envenenado con vanadio y níquel, requiriéndose de esta manera un aumento de la temperatura durante el proceso.³⁷

Para la regeneración del catalizador, el reactor se abre y se inspecciona, para reemplazar por catalizador fresco. Este tipo de reactor puede ser usado para fracciones pesadas o residuos de HDS, las cuales deben someterse a un desalado electrostático.^{38 39} Con reactores de cama fija el equilibrio es alcanzado entre la velocidad de reacción y la caída de presión a través del lecho de catalizador.

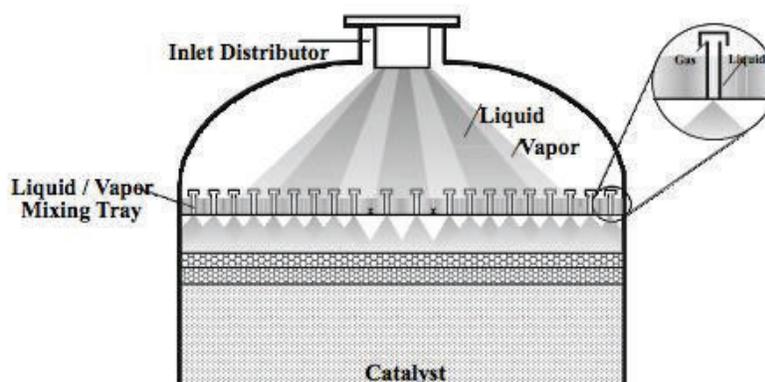


Figure 2.5 Example of trickle bed reactor
(<https://processdesign.mccormick.northwestern.edu/index.php/Reactors>,2012)

La caída de presión es menor lo que reduce los costos asociados al bombeo y la variación de la presión de los reactantes gaseosos. La reacción es netamente exotérmica, por lo que el hidrógeno es introducido en las camas como un

³⁶ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán..

³⁷ Alvarez, A., Ancheyta, J., Centeno, G., Marroquín, G. (2011). *A modeling study on the effect of reactor configuration on the cycle length of heavy oil fixed-bed hydroprocessing*. Fuel.

³⁸ Alvarez, A., Ancheyta, J., Centeno, G., Marroquín, G. (2011). *A modeling study on the effect of reactor configuration on the cycle length of heavy oil fixed-bed hydroprocessing*. Fuel.

³⁹ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

enfriador en donde cumple las funciones: controlar la temperatura de reacción y mejorar la distribución en las camas del reactor.

Este tipo de flujo aparece a bajas velocidades tanto para la fase líquida, que gotea mojando todo el catalizador, como para la gaseosa (0,01-0,3 cm/s para el líquido y 2-45 cm/s para el gas en plantas piloto, 0,1-2,0 cm/s para el líquido y 15-45 cm/s para el gas en reactores comerciales). El flujo de una de las fases no se ve significativamente afectada por el flujo de la otra. Por otra parte, la zona de interacción de ambas fases es pequeña.⁴⁰

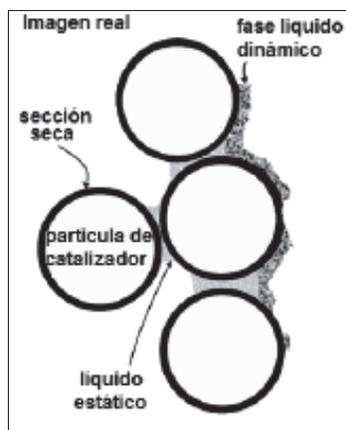


Figura 2.6 Esquemática del tipo de flujo presente en el reactor trickle –bed

Ventajas:

- Se pueden alcanzar altas conversiones porque el comportamiento del gas y del líquido se aproximan bastante al flujo pistón.
- El líquido fluye como una película, ofreciendo una resistencia muy pequeña a la difusión del gas en la superficie del catalizador.
- La inundación no es un problema.
- La caída de presión es más baja que en un reactor de flujo ascendente contracorriente, permitiendo mantener una presión parcial uniforme del reactante en toda la longitud del reactor.
- Si el aumento de temperatura es significativo, puede ser controlado al reciclar el producto líquido o por la adición de enfriadores al lado del reactor.

⁴⁰ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

- Podría ser operado parcial o completamente como un reactor de fase vapor.
- Minimiza el costo de energía asociado con la vaporización del reactante.
- Operación continua.
- La relación de líquido a sólido es pequeña, minimizando las reacciones secundarias homogéneas.
- Flexibilidad de operación a altas presiones y temperaturas.

Desventajas: ⁴¹

- Acumulación gradual de metales por procesamiento de crudo pesado, bloqueando gradualmente las camas de catalizadores.
- Bajos factores de efectividad y coeficientes de transferencia de masa líquido-gas.
- Mojado del catalizador incompleto y cambios en la distribución del gas y líquido, llevan a la dificultad del escalado del reactor.
- Bajos flujos de líquido, traen como consecuencias una mala distribución del flujo: como canalización, by-pass y mojado incompleto del catalizador.

2.4.2.3.2 Reactor de lecho ebullente

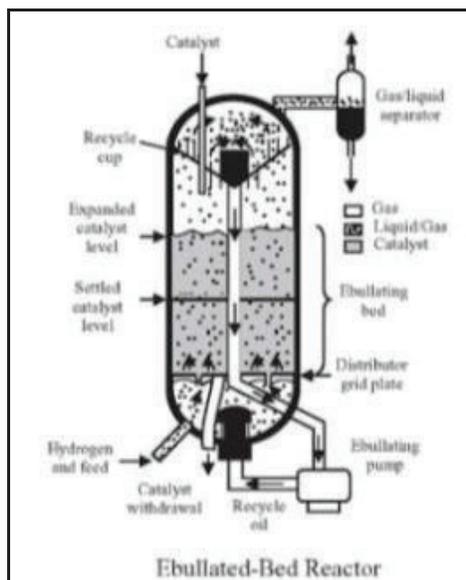


Figura 2.7 Reactor lecho ebullente
(The Hydrotreating Process-Part 1)

⁴¹ Mederos, F., Elizalde, I., Ancheyta, J. (2009). *Steady-state and dynamic reactor models for hydrotreatment of oil fractions: a review*. Catal. Rev. Sci. Eng.

Las partículas de catalizador son mantenidas en un mezclado completo y durante el proceso puede cargarse y retirarse catalizador para lograr una actividad uniforme del catalizador así como la calidad constante del producto.

Entre las características más importantes de operación están las siguientes: Carga: crudo pesado, residuo de vacío y mezclas gasóleo-residuo, temperatura de operación entre 371 a 454 °C, presión máxima de operación 200 atm., velocidad espacial de catalizador de 0,066 a 0,726 bl/día/Kg de catalizador fresco y una velocidad superficial de gas reducida de 0,061 a 0,091 m/s en cada reactor, para lograr un mayor porcentaje de volumen de líquido y una retención de gas reducida en cada reactor.⁴²

Ventajas:^{43 44}

- Modos de operación flexibles (altas y bajas conversiones)
- Actividad constante del catalizador
- Buena transferencia de calor
- capacidad de retirar o añadir el catalizador al reactor sin necesidad de interrumpir la operación para mantener la actividad del catalizador.
- Caídas de presión bajas
- Las fracciones pesadas del crudo, el hidrógeno y las partículas de catalizador están en contacto y en movimiento constante.

Desventajas:

- Ausencia de flujo de pistón, que es cinéticamente más favorable que un régimen de buen mezclado. Esto puede ser parcialmente mejorado con la introducción de varios reactores FBR en serie

⁴² Vallejo, Pérez, M. J. (2014). *Diseño de una planta de recuperación de platino a partir de un catalizador que fue utilizado en la unidad de continuous catalytic reforming (CCR)*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

⁴³ Vallejo, Pérez, M. J. (2014). *Diseño de una planta de recuperación de platino a partir de un catalizador que fue utilizado en la unidad de continuous catalytic reforming (CCR)*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

⁴⁴ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York, USA: CRC press, Taylor & Francis group.

- Al desarrollar zonas de estancamiento se requiere un monitoreo constante.
- El pequeño tamaño de partícula del catalizador y el bajo sostenimiento de catalizador (mayor cantidad de huecos), requiere altos volúmenes que el reactor de cama fija.
- Formación de sedimentos
- Son reactores a gran escala y el diseño tiene más dificultad que otros reactores, debido a que se requiere de mucha información: composición de la alimentación, fenómenos hidrodinámicos, propiedades de los catalizadores, entre otras.
- Se produce un desgaste y erosión del catalizador, lo que significa que el catalizador tiene que ser mecánicamente estable y resistente al desgaste.

2.4.2.3.3 Factores que inciden en la elección del tipo de reactor ⁴⁵

Cuando se hace una selección preliminar del tipo de reactor, debe estar establecida la cinética de la reacción y su afectación por las variables principales del proceso, así también deben estar determinadas las condiciones óptimas de operación.

En el diseño de un reactor, las consideraciones más significativas son: el costo y el beneficio. Así pues los criterios de selección deben reducir los costos al mínimo o incrementar el beneficio al máximo. Estos criterios se determinan mediante factores técnicos, económicos y sociales.

Los factores técnicos dependen de factores químicos y físicos del proceso; los factores económicos abarcan la inversión del capital y los costos de operación y los factores sociales corresponden por ejemplo: la seguridad y bienestar de los trabajadores y efectos adversos al medio ambiente como consecuencia del funcionamiento del equipo.⁴⁶

⁴⁵ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

⁴⁶ Vallejo, Pérez, M. J. (2014). *Diseño de una planta de recuperación de platino a partir de un catalizador que fue utilizado en la unidad de continuous catalytic reforming (CCR)*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

Finalmente la selección del tipo de reactor se realizará en base al número y fases presentes, así como los datos que se indican a continuación:

- Las condiciones de reacción, determinar la temperatura, presión, caudales, catalizadores, tiempos de reacción, conversiones y rendimientos, etc.
- El calor de reacción, conocer el calor desprendido o absorbido por la reacción.
- Agitación y mezcla de reacción, de acuerdo a la necesidad.
- El material de construcción del reactor y del equipo auxiliar: importante conocer el poder corrosivo de la masa reaccionante.⁴⁷

2.4.3 SEPARADOR ⁴⁸

Equipos utilizados para separar mezclas de líquido-gas, provenientes del reactor de la unidad de hidrodesulfuración. En este tipo de proceso se usan los separadores calientes de alta presión HHPS y separadores fríos de alta presión CCHPS. Estos separadores manejan productos diferentes debido a que están dispuestos en serie; HHPS procesa los hidrocarburos que salen del reactor previo al paso por un intercambiador de calor y el separador frío de alta presión procesa los gases ricos en ácido sulfhídrico que salen del HHPS.⁴⁹

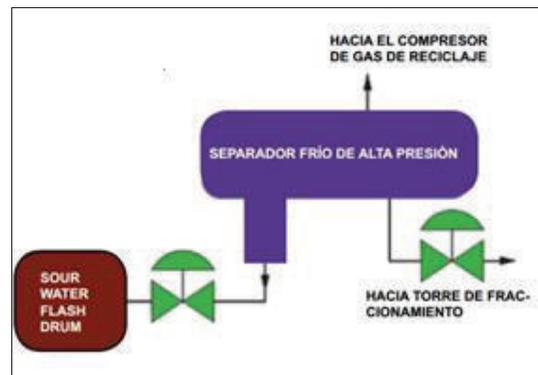


Figura 2.8 Separador frío de alta presión y recipiente de expansión de aguas ácidas

(Emerson process, 2015, p.1)

⁴⁷ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

⁴⁸ Garzón, Peña, N. (2011). *Separadores de la industria Petrolera*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/91985276/Separadores-de-la-industria-petrolera>. (Febrero, 2015).

⁴⁹ Emerson. (2013). *Soluciones de descenso de separadores (HHPS y CHPS) de Fisher*. Recuperado de <http://www.documentation.emersonprocess.com/groups/public/documents/brochures/d351238x0e2.pdf>.

Una de las ventajas del separador de alta presión caliente es que puede mantener presiones constantes y trabajar por periodos prolongados a altas temperaturas.

Estos separadores tienen incorporados dos válvulas de descenso que controlan el nivel en el interior del recipiente garantizando una separación correcta de las fases. Debido a varios elementos que entran junto con los gases y el catalizador arrastrados, estas válvulas están expuestas a diversos desafíos:

- Dimensionamiento especial por la vaporización y desprendimiento de gases.
- Vibración por el desprendimiento de gases arrastrados.
- Erosión, cavitación y catalizador arrastrado.
- Altas presiones y temperaturas (12000-23000 kPa) (200-450 ° C)
- Fluido potencialmente corrosivo, con partículas y H₂S.⁵⁰

Se debe decidir si utilizar un separador caliente de alta presión adicional al separador frío de alta presión o solo un CHPS. El HHPS opera a temperaturas 260 a 288 °C por tanto los vapores pueden utilizarse para calentar gas de reciclaje y el separador de frío líquido.

2.4.4 STRIPPERS (DESORBEDOR O DESPOJADOR)

Un stripper es básicamente una despojadora cuya función es la de separar la fase gaseosa de la parte líquida. El efluente líquido proveniente del separador de alta presión se alimenta al stripper.

Para la separación de componentes livianos del diésel, se utilizan despojadores o "stripping tower" que consisten en pequeñas columnas de cuatro a cero platos generalmente del tipo válvula. Cada plato de la columna despojadora tiende a recoger líquido (diésel), donde una parte del producto puede condensarse teniendo un punto de ebullición más bajo que el total del líquido del plato,

⁵⁰ Garzón, Peña, N. (2011). *Separadores de la industria Petrolera*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/91985276/Separadores-de-la-industria-petrolera>. (Febrero, 2015).

entonces el líquido se saca de un plato dado de la columna principal y se manda a una columna complementaria lateral.^{51 52}

La alimentación de diésel entra sobre el primer plato de cabeza, al mismo tiempo que el vapor es alimentado desde el fondo de la columna.

El vapor entra en contacto con el diésel provocando una re-vaporación de los compuestos ligeros; los cortes ligeros y el H₂S se unen en la cabeza del despojador y se envía al absorbedor de aminas. El diésel a ser enfriado sale por el fondo para ingresar a un secador de vacío con el fin de remover agua. Finalmente esta corriente es el Diésel desulfurado con concentración de 50 ppm de azufre.

Al incrementarse la cantidad de vapor aumenta el punto de inflamación, así como el punto de ebullición final del diésel. El vapor usado en la columna despojadora sale por la parte superior para posteriormente ser condensado y separado por decantación.

Las condiciones de operación aproximadas de un despojador son: presión 17 atm (1722,53 kPa), temperatura 204,4 °C y la cantidad de vapor teórica 10 lb/bbl de producto no desorbido.

2.4.5 TORRE DE ABSORCIÓN CON AMINAS⁵³

La absorción es aprovechada para retirar los contaminantes gaseosos de una corriente de gas saliente de un proceso, estos contaminantes pueden ser dióxido de azufre, sulfuro de hidrógeno para el proceso de interés.

El Proceso de tratamiento de gas amargo con aminas consiste en la reducción o eliminación de compuestos altamente corrosivos o contaminantes como el H₂S

⁵¹ Marafi, A., Stanislaus, A., Furimsky, E. (2010). *Kinetics and modeling of petroleum residues hydroprocessing. Catal. Rev. Sci. Eng.*

⁵² Romero, Logroño, I.A. (2012). *Estudio de factibilidad técnica para el ahorro energético en el proceso de refinación de crudo de la planta universal de la refinería la libertad de EP Petroecuador.* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

⁵³ Recuperado de <http://es.slideshare.net/erikkitaa200704/absorbedores>

o el CO₂. Las aminas ⁵⁴ son un recurso para este tipo de procesos debido a su selectividad, como su viabilidad económica.

Este proceso de endulzamiento de gas amargo se efectúa cuando las aminas (por ejemplo la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA)) se ligan fuertemente a los gases ácidos. El gas ácido (gas fuente) es introducido en la torre de absorción para ponerse en contacto con una solución de amina pobre, misma que fluye en sentido descendente.

Los componentes ácidos del gas, CO₂ y H₂S, son absorbidos por la solución de amina, mientras que el gas dulce deja la torre absorbedora por la parte de superior. La solución de amina rica, obtenida por el fondo, es enviada a un tanque, donde los hidrocarburos absorbidos se liberan como vapor.

2.4.6 BOMBA CENTRÍFUGA ^{55 56}

Dispositivos mecánicos que reciben energía mecánica, para transformarla en energía de presión, incrementando la presión del líquido para su transferencia hacia un recipiente. ⁵⁷

El líquido entra por el centro del rodete donde un determinado número de álabes dirigen el movimiento del líquido y por efecto de la fuerza centrífuga este es impulsado hacia el exterior, donde es recogido por el elemento estacionario que lo conduce hacia el siguiente rodete (siguiente etapa).

⁵⁴ Las aminas son compuestos químicos orgánicos que se consideran como derivados del amoníaco y resultan de la sustitución de los hidrógenos de la molécula por los radicales alquilo. Según se sustituya uno, dos o tres hidrógenos, las aminas serán primarios, secundarios o terciarios, respectivamente. (recuperado de <http://www.dspace.uce.edu.ec/>)

⁵⁵ Boesen, R. (2010). *Investigation and Modelling of Diesel Hydrotreating Reactions*. (Tesis Doctoral). Department of Chemical and Biochemical Engineering, Technical University of Denmark, Denmark.

⁵⁶ M. Víctor., I, Passini. (2010). *Hidrotratamiento de nafta y diésel en la refinería Bahía Blanca*. Disponible en: <http://www.petrotecnica.com.ar/abril10/Sin/Hidrotratamiento.pdf>. (Noviembre 2014).

⁵⁷ Bombas Ideal. (2008). *Datos Técnicos de hidráulica: Bombas*. Recuperado de: [https://www.bombas-ideal.com/.../LIBRO%20HIDRAULICA%20\[D-250112\].p](https://www.bombas-ideal.com/.../LIBRO%20HIDRAULICA%20[D-250112].p). (Febrero, 2015).

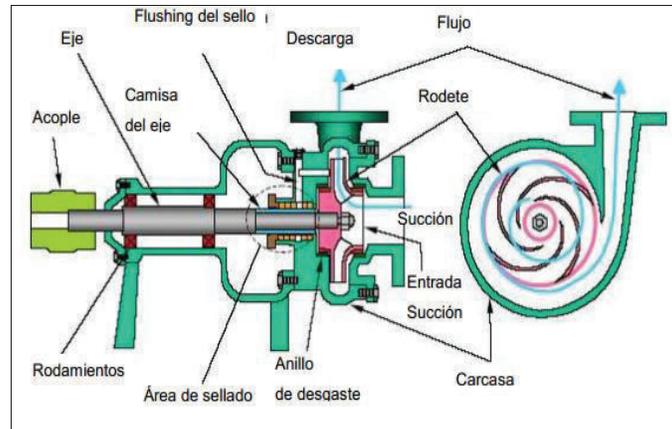


Figura 2.9 Componentes bomba centrífuga
(Arias, 2008, p. 3)

2.4.6.1 Bombas centrífugas multietapas

Las bombas multietapas, quiere decir que tiene tres o más rotores en serie, donde cada etapa representa un rodete y una carcasa.

Las etapas están conectadas en serie de modo que la descarga de una etapa entra en la succión de la etapa siguiente, proporcionando un incremento de energía en cada etapa y como energía total se suma los incrementos de energía de todas las etapas.

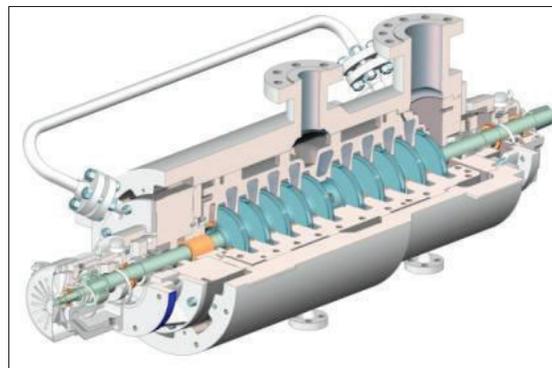


Figura 2.10 Bomba Multietapa
(<http://img.directindustry.es>)

Los ejes de la bomba y motor están ubicados a una misma altura. La bomba no debe trabajar en seco, necesitando el líquido bombeado como lubricante entre anillos rozantes y rodete y entre empaquetadura y eje.

Las bombas horizontales de múltiples etapas se limitan generalmente a 12 etapas y tienden a ser 10% menos eficientes que las bombas verticales multietapas por debajo de 300 gpm y de 3 a 5% menos eficientes entre 300–500 gpm. Así también tienen los mismos requerimientos de NPSH que las bombas de una etapa de la misma capacidad.^{58 59}

2.4.6.2 Influencia del servicio sobre la selección del tipo de bomba

La selección dependerá de:

- El caudal de flujo.
- Requerimientos de cabeza.
- Exigencias de mantenimiento.
- Viscosidad a temperatura de bombeo y ambiente.
- Requerimientos de control de flujo.

La selección del estilo particular de construcción, se ve influenciada por:

- Presión de descarga.
- NPSH disponible.
- Temperatura del fluido.
- Restricciones de instalación y oportunidades (limitaciones de espacio, montaje en línea, montaje directo de la bomba en un recipiente de proceso).⁶⁰

2.4.7 INTERCAMBIADORES DE CALOR⁶¹

Aparatos que permiten llevar una corriente de fluido a una temperatura determinada, calentándola o refrigerándola por medio de otro fluido a diferente temperatura, que estén separados por una superficie metálica o no.

⁵⁸ Bombas Ideal. (2008). *Datos Técnicos de hidráulica: Bombas*. Recuperado de: [https://www.bombas-ideal.com/.../LIBRO%20HIDRAULICA%20\[D-250112\].p](https://www.bombas-ideal.com/.../LIBRO%20HIDRAULICA%20[D-250112].p). (Febrero, 2015).

⁵⁹ Amaya, A., Chanatásig, D. (2009). *Programa de diseño de bombeo hidráulico para la selección de bombas Jet y pistón usada en las operaciones de Petroproducción*. ((Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en petróleos). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador).

⁶⁰ Bombas Ideal. (2008). *Datos Técnicos de hidráulica: Bombas*. Recuperado de: [https://www.bombas-ideal.com/.../LIBRO%20HIDRAULICA%20\[D-250112\].p](https://www.bombas-ideal.com/.../LIBRO%20HIDRAULICA%20[D-250112].p). (Febrero, 2015).

⁶¹ Costa, J., Cervera, S y F. Cunill. (2010). *Curso de ingeniería química: introducción a los procesos, las operaciones unitarias y fenómenos de transporte*. Recuperado de: <https://books.google.com.ec>

En el proceso de HDS hay dos trenes de intercambio de calor:

- Precalentamiento: alimentación de diésel hacia el horno intercambia calor con diésel proveniente del reactor
- Enfriamiento previo al ingreso al separador

2.4.7.1 Factores principales en la elección de un intercambiador

- Temperatura de trabajo y estado de los fluidos.
- Presiones de las corrientes y pérdidas de presión admisibles.
- Caudales de los fluidos.
- Ensuciamiento del aparato.
- Efectos corrosivos de los fluidos.
- Espacio para la ubicación.

2.4.7.2 Intercambiadores de calor de carcasa y tubos^{62 63}

En el interior, un haz de tubos de diámetro pequeño está dispuesto en forma paralela al eje del cilindro, donde un fluido circula por el interior del haz de tubos y un segundo fluido circula por el interior de la carcasa bañando los tubos por el exterior.

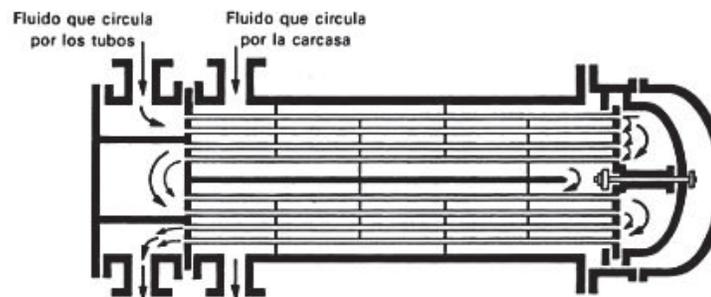


Figura 2.11 Intercambiador de calor tipo de carcasa y tubos
(Costa, 2010, p.58)

En los extremos de los tubos están ubicados los cabezales del intercambiador, forzando al fluido del interior de los tubos a recorrer un camino sinuoso. Para la

⁶² Peñaloza, J., Urgilés, F. (2009). *Diseño y construcción de un intercambiador de calor de tubería aletada para el laboratorio de térmicas de la Facultad de Mecánica*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador).

⁶³ Kreith, F., Manglik, R., Bohn, M. (2012). *Principios de transferencia de calor*. (7ma.Ed). Santa Fé, México: Cengage Learning.

limpieza del intercambiador y su reparación, los cabezales pueden retirarse con cierta facilidad.

2.4.8 TUBERÍA

Para el diseño de tuberías y accesorios se necesita saber los compuestos que están involucrados en el proceso, debido a que para el caso del hidrógeno al ser un gas que puede interactuar con algunos metales, realizar una selección de un material adecuado para el diseño de las tuberías. Acero al carbón es uno de los metales más idóneos para la fabricación de la tubería de los gases, porque no interactúa con el hidrógeno ni con los demás gases presentes.

Los sistemas de tuberías para conexión entre tanques y tuberías, deberá estar diseñada en función de los códigos estándares, reglamentaciones y especificaciones aplicables a estos equipos.⁶⁴

2.4.9 COMPRESOR⁶⁵

Equipo dinámico usado para aumentar la presión y desplazar fluidos llamados compresibles, tal como el hidrógeno. El nivel de presión en la aspiración y descarga puede estar desde niveles atmosféricos hasta valores muy elevados. Las presiones de entrada y salida están relacionadas, dependiendo del tipo de compresor y su configuración.

Los compresores se conforman por dos o más impulsores en serie dado que la carga requerida es muy grande. Es importante mencionar que los compresores operan adiabáticamente y al 70% de eficiencia.

Los compresores de la unidad HDS que estarán ubicados en la alimentación al reactor y recirculación del hidrógeno por lo general son de tipo centrífugo; utilizados por su construcción sencilla, altas presiones, operación en periodos largos y alto volumen capaz de suministrar hasta el 110% de gas requerido para

⁶⁴ Echeverría, J., Jiménez, F. (2014). *Estudio técnico económico para mejorar la distribución de productos limpios del poliducto Quito-Ambato. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en petróleo). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.*

⁶⁵ Banyeras, L. (2005). *Bombas, ventiladores y compresores*. (2da. Ed). Barcelona, España: Ediciones CEAC.

un correcto desarrollo del proceso. La eficiencia de compresión está entre el 70 y 78 %.

La norma API STD 617 para compresores centrífugos, especifica que las carcasas tipo barril se deben utilizar para presiones superiores a unas 200 a 250 psig, si el contenido de la mezcla de gases es de 70% o mayor, para evitar fugas.⁶⁶

2.5 VARIABLES DE OPERACIÓN

La severidad de la reacción de tratamiento con hidrógeno es evaluado en relación a la cantidad de hidrocarburo que ingresa al proceso y su conversión en productos limpios. Las principales variables de operación (temperatura, presión, velocidad espacial, relación H₂/diésel y gas de reciclo), naturalmente la severidad del proceso se incrementa de acuerdo a las propiedades de la alimentación.

Tabla 2.2 Condiciones típicas de procesos⁶⁷

Proceso	T (°C)	PH ₂ (MPa)	LHSV (h ⁻¹)	H ₂ /diésel (N-m ³ /m ³)	Consumo de H ₂ (N-m ³ /m ³)
Nafta	320	1-2	3-8	60	2-10
Kerosene	330	2-3	2-5	80	5-15
Diésel	340	2,5-4	1,5-4	140	20-40
VGO	360	5-9	1-2	210	50-80
Residuo	370-410	8-13	0,2-0,5	>525	100-175

2.5.1 TEMPERATURA DE REACCIÓN⁶⁸

Es la variable de proceso más influyente; la medida y la selectividad de las reacciones son muy sensibles a las condiciones de este proceso, debido a que los coeficientes de velocidad incrementan exponencialmente con la reacción de

⁶⁶ API. (2014). *Axial and Centrifugal Compressors and Expander-compressors*. Recuperado de: <https://www.api.org> » New Refining Publications. (Febrero, 2015).

⁶⁷ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

⁶⁸ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diésel oil*. University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

la temperatura. Una alta temperatura de reacción incrementa el depósito de coque en el catalizador, aumenta la tasa de desulfuración con una alimentación constante, y la temperatura de ejecución es fijada por el diseño del nivel de desulfuración, de la velocidad espacial y la presión parcial del hidrógeno.

La temperatura de reacción depende del estado del catalizador, caudal de carga de alimentación y severidad de la reacción.

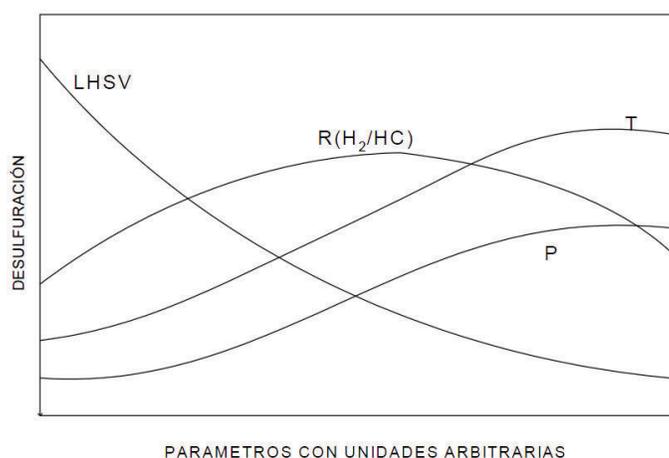


Figura 2.12 Efecto de las variables del proceso sobre la desulfuración
(Cruz, 2010, p.15)

2.5.2 PRESIÓN PARCIAL DE HIDRÓGENO^{69 70}

Las unidades de hidrodesulfuración son operadas generalmente en un rango de presión de 1000–30000 KPa; son necesarias altas presiones para la reducción de formación de coque en las partículas del catalizador, incrementando la disponibilidad de hidrógeno en la fase líquida y la conversión, mejorando la transferencia de calor y manejo de grandes volúmenes de gas. La presión parcial de hidrógeno (P_{H_2}) es el producto de la presión total por la pureza del hidrógeno (mol%) de la corriente de reciclado de gas, en general esta presión favorece el equilibrio de la hidrogenación, que a su vez aumenta la saturación de aromáticos.

⁶⁹ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York, USA: CRC press, Taylor & Francis group.

⁷⁰ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

2.5.3 VELOCIDAD ESPACIAL

Es una relación entre la tasa de alimentación de diésel y la cantidad de carga del catalizador en el reactor; indica el volumen en el reactor (considera únicamente el volumen ocupado por el catalizador) de la alimentación que puede ser procesada en una unidad de tiempo. La velocidad espacial puede ser establecida en base a volumen (LHSV) o en base a peso (WHSV).

$$LHSV = \frac{\text{Tasa de alimentación volumétrica total al reactor (m}^3/\text{h)}}{\text{Volumen total del catalizador (m}^3)} = h^{-1} \quad [2.7]$$

$$WHSV = \frac{\text{Tasa de alimentación de la masa total al reactor (Kg/h)}}{\text{Volumen total del catalizador (m}^3)} = h^{-1} \quad [2.8]$$

La severidad del proceso incrementa inversamente a LHSV, un valor bajo de LHSV indica que menos cantidad de alimentación está siendo procesada por hora. Usualmente la destilación de HDT es llevada a cabo con un LHSV (> 1). LHSV es un parámetro de diseño preestablecido que determina la cantidad de catalizador y por lo tanto la capacidad del reactor para una tasa de producción requerida.⁷¹

2.5.4 RELACIÓN H₂/DIÉSEL Y GAS DE RECICLO

Es una medida estándar del volumen de circulación de hidrógeno a través del sistema de reacción con respecto al volumen de la alimentación, está definida por:

$$\frac{H_2}{\text{diesel}} = \frac{\text{Alimentación total de hidrógeno al reactor (Nm}^3/\text{h)}}{\text{Alimentación total de diesel al reactor (m}^3/\text{h)}} [=] \frac{\text{Nm}^3}{\text{m}^3} \quad [2.9]$$

El reciclado de gas es requerido para la generación de un ambiente rico en hidrógeno dentro del reactor, esto asegura que la presión parcial de hidrógeno se mantenga en niveles apropiados e incrementando el contacto del hidrógeno con el catalizador. El gas de reciclo debe mantener la suficiente presión de H₂

⁷¹ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

en todos los lechos catalíticos, además de controlar la temperatura en cada uno (quench).⁷²

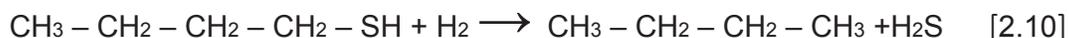
2.6 REACCIÓN DE HIDRODESULFURACIÓN (REMOCIÓN DE AZUFRE)⁷³

La reacción primaria de hidrodesulfuración es la remoción de azufre, los productos de esta reacción son los contaminantes de los hidrocarburos libres, junto con H₂S. En esta reacción el hidrógeno es consumido y hay liberación de calor.

- Estas reacciones consumen más hidrógeno, específicamente si la alimentación es rica en compuestos de tiofeno.
- Producen H₂S.
- Son exotérmicas.
- En condiciones de operación son reacciones completas, rápidas con excepción de la desulfuración de los compuestos de tiofeno.

La desulfuración de los compuestos de tiofenos es más difícil, consume más hidrógeno y es más exotérmica.⁷⁴

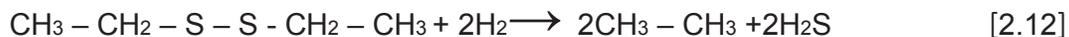
Mercaptanos



Sulfuros



Disulfuros

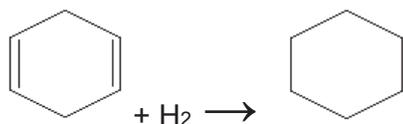


⁷² Alvarez, A., Ancheyta, J., Centeno, G., Marroquín, G. (2011). *A modeling study on the effect of reactor configuration on the cycle length of heavy oil fixed-bed hydroprocessing*. Fuel.

⁷³ Pazmiño, I. (2012). *Diseño de una propuesta de mejoramiento de la operación de la unidad de Viscosreducción 1 a través del estudio del destilado medio y del residuo de la fraccionadora TV-V2 de la Refinería Esmeraldas (RE)*. ((Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.)

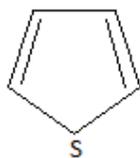
⁷⁴ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

Sulfuros Cíclicos



[2.13]

Tiofenos



[2.14]

Las reacciones de remoción de nitrógeno, oleofinas, aromáticos y haluros se forman parte del capítulo IV.

2.7 CATALIZADORES DE HIDRODESULFURACIÓN ⁷⁵

2.7.1 CATALIZADOR

Un catalizador es una sustancia química, simple o compuesta, que influye en la velocidad de una reacción química, sin llegar a formar parte de los productos resultantes de la misma.

La composición de los catalizadores empleados en refinación varía dependiendo del grado de conversión que se requiera alcanzar en las fracciones del petróleo.

Los catalizadores de hidrodesulfuración más utilizados comúnmente consisten de óxido de cobalto y óxido de molibdeno (CoMo) u óxido de níquel y óxido de molibdeno (NiMo) dispersos sobre superficies de soporte de alúmina. El molibdeno es considerado generalmente como el componente activo, y actuando con cobalto o níquel son promovidos para incrementar la actividad catalítica. Los catalizadores se fabrican con los metales en estado de óxido. En estado de sulfuro (forma activa) se obtienen por la sulfuración del catalizador, ya sea antes de usar o con la alimentación durante proceso.

CoMo es la opción más popular, sin embargo estos catalizadores no permiten alcanzar los niveles deseados en las fracciones de petróleo. NiMo es a menudo

⁷⁵ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

seleccionado en lugar de CoMo cuando hay una altísima actividad de saturación de aromáticos o cuando se requiere remoción de nitrógeno o compuestos más refractarios de azufre. Una de las estrategias que se han utilizado para la mejora de este tipo de catalizadores es adicionar un tercer elemento como aditivo a la formulación original, los catalizadores níquel-cobalto-molibdeno (NiCoMo) ofrecen un equilibrio útil a la hidrodesulfuración.⁷⁶

Tabla 2.3 Composiciones típicas disponibles de catalizadores comerciales⁷⁷

	CoMo	NiMo	NiCoMo	NiW
Cobalto (Wt %)	2,5	----	1,5	----
Níquel (wt %)	----	2,5	2,3	4
Molibdeno (wt %)	10	10	11	----
Tugsteno (wt %)	----	----	----	16

(Muhammad, 2013, p.22)

Al probar un catalizador es conveniente considerar los factores que influyen en su actividad: las condiciones de operación, la composición de la carga, la presencia de productos que afectan las propiedades del catalizador.⁷⁸

Tabla 2.4 Propiedades del catalizador

Propiedades Físicas	
Área superficial	210 m ² /g
Densidad másica	0,76 g/cm ³
Volumen de poro	0,5 cm ³ /g
Duración de ciclo estimado	2 años
Vida estimada	6 años

2.7.2 SOPORTE O PORTADOR

Los sulfuros metálicos están soportados sobre materiales de área superficial elevada, que facilita la dispersión del componente activo, lo estabiliza. La

⁷⁶ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

⁷⁷ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

⁷⁸ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

interacción entre el soporte y el catalizador es un área de gran interés, debido a que el soporte no es totalmente inerte y participa en la catalización. En la tabla a continuación se indican las propiedades físicas de los soportes comunes.

La alúmina es el soporte comercial más utilizado por su estabilidad térmica y sus propiedades físicas, químicas y catalíticas. La variedad más empleada es la γ -alúmina (γ -Al₂O₃). Tiene una superficie específica moderada (250 m²/g), estabilidad térmica hasta 900 °C y buena capacidad para formar partículas mecánicamente estables. El soporte permite que el catalizador más inaccesible sea distribuido, dando lugar a una gran fracción de MoS₂ que es catalíticamente activa.⁷⁹

Tabla 2.5 Propiedades físicas de soportes comerciales

Soporte	Superficie específica m ² /g	Volumen de poros cm ³ /g	Tamaño medio de poros, nm
Alúmina	100-300	0,4-0,5	6-40
Sílice	200-600	0,4	3-20
Zeolitas	400-1000	0,5-0,8	0, 4-1,8
Carbón activo	500-1500	0,6-0,8	0,6-2

(Izquierdo,2000, p.150)

2.8 ASPEN HYSYS ⁸⁰

Programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. El paquete termodinámico utilizado es la ecuación de Estado de Peng-Robinson, el cual tiene parámetros de interacción binaria para parejas de hidrocarburos y otros componentes. El modelo de Peng-Robinson tiene un amplio el rango de aplicabilidad y se puede utilizar en las predicciones de algunos sistemas no ideales.

⁷⁹ Pazmiño, I. (2012). *Diseño de una propuesta de mejoramiento de la operación de la unidad de Viscosreducción 1 a través del estudio del destilado medio y del residuo de la fraccionadora TV-V2 de la Refinería Esmeraldas (RE)*. ((Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.)

⁸⁰ Recuperado de http://www.ecured.cu/index.php/Simuladores_de_Procesos

2.8.1 PAQUETES TERMODINÁMICOS ⁸¹

El paquete de Peng-Robinson (P&R) es un grupo de ecuaciones de estado, con una buena precisión para trabajo con crudo, gas y aplicaciones petroquímicas, este paquete soporta un amplio rango de condiciones y una gran variedad del sistema.

El paquete Soave-Redlich-Kwong (SRK), se emplea en la simulación, debido a que el reactor de hidrotratamiento opera con varios componentes disponibles en la biblioteca de Aspen Hysys, siendo necesario una conversión de la lista original de componentes hipotéticos, que son producto de la caracterización del corte de diésel a partir de datos experimentales.

Las ecuaciones de estado de estos paquetes generan directamente todas las propiedades de equilibrio y termodinámicas; siendo las ecuaciones de estado de P&R más funcionales para la interacción de varios componentes como: He, H₂, CO₂, H₂S, H₂O, CH₃OH, otros. ⁸²

2.8.2 ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG-ROBINSON

La formulación de esta ecuación se basa en la modificación de la ecuación semiempírica de Van der Waals, éste aporte mejora la predicción de presiones de vapor para sustancias puras y relaciones de equilibrio K_i para mezclas. En 1976 se introdujo una nueva ecuación de estado con dos constantes. Algunas de sus más importantes características son:

- Ecuación sencilla, que representa razonables intervalos de tiempo para cálculos computacionales
- Los parámetros son expresados en función de T_c , P_c , y ω .
- El modelo presenta un buen desempeño en la vecindad del punto crítico.

⁸¹ ALVARADO Mauricio. Manual del usuario Hysys Plant. México. 2005. (p. 70)

⁸² NARVÁEZ Cueva Ricardo. *Simulación del proceso de destilación atmosférica de crudo a instalarse en refinería Amazonas empleando Hysys 3.2*. Trabajo de Grado previo a la obtención del Título de Ingeniero Químico. Universidad Central del Ecuador. Escuela de Ingeniería Química. Quito. 2010. (p. 8)

- Las reglas de mezclado no emplean más de un parámetro de interacción binaria K_{ij} .⁸³

La ecuación tiene la siguiente forma:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad [2.15]$$

En su forma estándar:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V^2 + 2bV - b^2} \quad [2.16]$$

Parámetros:

$$a = 0,45724 * \frac{R^2 T_C^2}{P_C} \quad [2.17]$$

$$b = 0,07780 * \frac{RT_C}{P_C} \quad [2.18]$$

$$\alpha = \left[1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2) \left(1 - T_r^{0,5} \right) \right]^2 \quad 2.19]$$

⁸³ SCENNA Nicolás et al. *Simulación de un proceso de refinación de petróleo*. Universidad Tecnológica Nacional. Departamento de Ingeniería Química. Argentina. 2003. (p. 6)

RESUMEN II

El capítulo II trata acerca de la hidrosulfuración, condiciones y requerimientos adecuados para este proceso catalítico, las ventajas de su utilización, las secciones que componen la unidad de hidrosulfuración, como son: sección del reactor (sistema de alimentación fresca, alimentación de los intercambiadores de calor, sistema de obtención del hidrógeno, sistema de reciclado de hidrógeno, lavado del gas reciclado, reactor, enfriamiento de efluentes reactivos, lavado con agua de efluentes reactivos, separación líquido- vapor, purificación del hidrógeno) y sección de fraccionamiento. Se realiza una breve explicación de los equipos mayores (horno, reactor, separador, despojador, absorbedor) y auxiliares (bomba, intercambiadores de calor, tubería y accesorios, compresor) que la componen la unidad.

Además detalla las principales variables de operación de este proceso de hidrosulfuración (temperatura de reacción, presión parcial de hidrógeno, velocidad espacial, relación H_2 /diésel y gas de reciclo, activación del catalizador, calidad de la alimentación). Habla sobre las reacciones primarias de la hidrosulfuración, como es la remoción de azufre (mercaptanos, sulfuros, disulfuros, sulfuros cíclicos, tiofenos).

Finalmente se habla sobre catalizadores, catalizadores de hidrosulfuración, composiciones típicas y propiedades físicas de los mismos; y del simulador de procesos Aspen Hysys, específicamente de los paquetes termodinámicos Peng-Robinson y Soave-Redlich-Kwong.

CAPÍTULO III

CONSIDERACIONES DE DISEÑO

3.1 RESUMEN

En este capítulo se incluye criterios y ecuaciones a utilizarse en el diseño de los equipos que compone la unidad de hidrodesulfuración tomando en cuenta el proceso en el que están vinculados. El reactor es el corazón de esta unidad, puesto que en él se desarrollan múltiples reacciones de carácter exotérmico, con la finalidad de obtener un diésel con el mínimo porcentaje de azufre, de manera que cumpla con los límites permitidos.

3.2 BASES DE DISEÑO

A continuación se presentan las bases de diseño a considerarse en el desarrollo del presente proyecto.

3.2.1 UNIDADES DE MEDICIÓN

Se ha establecido como unidades de medición, las contempladas en el Sistema Internacional (SI). Las excepciones serán especificadas en función de su utilización a lo largo del desarrollo del proyecto.

Tabla 3.1 Sistema de unidades de medición

Variable	Unidad
Temperatura	Grados Kelvin (°K)
Presión absoluta	Kilopascal (kPa)
Presión manométrica	Kilopascal (kPa)
Masa	Kilogramos (Kg)
Volumen	Gas: pie cúbico estándar (SCF) (60 °F, 14,7 psia)
	Líquido: metro Cúbico (m ³), barriles (bbl)
Longitud / Diámetro	Metro (m) / pulgadas (plg)
Tiempo	segundo (s)
Densidad	Kilogramo/metro cúbico (Kg/m ³)
Velocidad	Metro por segundo (m/s)
Potencia	Caballos de Fuerza (HP)

Cont... Tabla 3.1. Sistema de unidades de medición

Variable	Unidad
Flujo de calor	Kilojoule /hora (KJ/h)
Viscosidad	Dinámica (cP)- Cinemática (Cst)
Concentración	Ppm
Flujo Másico	Kilogramos por hora (Kg/h)
Tasa de Flujo	Gas: millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD)
	Líquido: Metros cúbicos por hora (m3/h), Barriles por día (bpd)

3.2.2 UBICACIÓN Y CONDICIONES DEL SITIO

3.2.2.1 Ubicación de la planta ⁸⁴

La refinería Eloy Alfaro, centro de refinación y petroquímica, estará ubicada en la Zona A2, El Aromo, entre los cantones de Manta y Montecristi, provincia de Manabí. Se dispondrá de una superficie de 3000 ha, de las cuales 500 ha ocupará este complejo refinador y el restante será para la zona de amortiguamiento. Tendrá la capacidad de procesar 300000 bpd, convirtiéndose en un nuevo polo de desarrollo nacional, que aprovechando su ubicación geográfica, permite al país incrementar su comercio con la cuenca Asia- Pacífico y con los países de las costas sudamericanas.

⁸⁴ (Refinería del pacífico Eloy Alfaro, 2014)



Figura 3.1 Ubicación satelital El Aromo
(Google Maps,2014)

La refinería procesará 300000 bpd y producirá derivados como: Gas licuado de petróleo, gasolinas, jet fuel, diésel, benceno, xileno, polipropileno, azufre, coque. La producción de diésel alcanzará aproximadamente los 171400 bpd⁸⁵.

Tabla 3.2 Coordenadas UTM refinería

PUNTOS	COORDENADAS	
	X	Y
1	523223	9880418
2	523223	9883918
3	526723	9883918
4	526723	9880418

Fuente: www.rdp.ec
(Licencia Industrial MAE,2011,p. 2)

⁸⁵ (Refinería del pacífico Eloy Alfaro, 2014)

3.2.2.2 Condiciones Meteorológicas del sitio

Tabla 3.3 Condiciones Climáticas del Sitio⁸⁶

Condición Ambiental	Unidad	Valor
Temperatura Ambiental		
Máxima	° C	31,2
Mínima	° C	21,2
Media mensual	° C	25,4
Lluvia / Precipitación		
Precipitaciones Máxima Anual	Mm	878,9
Precipitación Máxima en 24 horas	Mm	59,3
Promedio de días lluviosos por año	Días/año	78
Humedad Promedio	%	80
Máxima humedad registrada	%	99
Velocidad del Viento		
Dirección de viento prevalente		NE
Velocidad de viento	m/s	5,0

3.2.3 METODOLOGÍA DE CÁLCULO

Para la simulación del proceso y el cálculo preliminar de los equipos se utilizó el programa de computación Aspen Hysys 7.3.

Condiciones típicas de entrada a la unidad de hidrodesulfuración⁸⁷

Temperatura de entrada	=	340-420 °C
Presión de entrada	=	6100-10200 Kpa
Relación H ₂ /oil	=	3300 std ft ³ /bbl
Relación espacio- velocidad (LHSV)	=	0,5-4,0 h ⁻¹
Caída de presión (parámetro crítico de operación)	=	343 Kpa

⁸⁶ Datos obtenidos de Anuarios Meteorológicos del INAMHI (Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología), 2015.

⁸⁷ Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.

Contenido azufre en el diésel (proveniente de destilación atmosférica)	=	0,7 % peso
Catalizador típicos de hidrodesulfurización	=	CoMo/NiMo sobre alúmina
Consumo de hidrógeno		
Diésel con bajo contenido de azufre < 0,05 % S	=	0,15 wt % ⁸⁸ de alimentación
Diésel con alto contenido de azufre > 0,05 % S	=	0,35 wt % de alimentación
Hidrógeno de alta pureza y en gran exceso e hidrógeno de reciclaje en el proceso.		

En la tabla siguiente se presentan las condiciones típicas del proceso HDS, en base al tipo de combustible que se procese:

3.2.3.1 Caracterización del diésel

La caracterización del diésel posterior al proceso de topping o destilación primaria es la que se presenta a continuación⁸⁹:

Punto de inflamación	=	75 °C
Agua y sedimentos	=	400 % Vol
Residuo Carbón Conradson:	=	200 % peso
Azufre	=	0,7211% en peso S
Destilación 50%:	=	228 °C
Destilación 90%:	=	347 °C
Viscosidad a 37,8 °C:	=	2,5 cSt
Índice de cetano calculado:	=	52,2
Densidad relativa a 15,6 °C/15,6 °C	=	0,8423 Kg/l
Densidad API a 15,6 °C	=	36,5 °API

En el anexo C se puede visualizar la gráfica de distribución del punto de ebullición en base a ASTM D 7169 datos que fueron proporcionados por EPPETROECUADOR.

⁸⁸wt (%) significa por ciento en peso (weight en inglés)

⁸⁹ EPPETROECUADOR 2015.

3.2.3.2 Características del Hidrógeno⁹⁰

Las propiedades del hidrógeno, se resumen a continuación. El hidrógeno ordinario tiene una densidad de 0,09 kg/m³.

Peso molecular	=	2,01594
Poder calorífico inferior	=	120 KJ/g
Densidad del gas a 0°C y 1 atm	=	0,08987 Kg/m ³
Densidad del líquido a -253 °C	=	708 Kg/m ³
Densidad del sólido a -259 °C	=	858 Kg/m ³
Temperatura de fusión	=	-259 °C
Temperatura de ebullición a 1 atm	=	-253 °C
Temperatura crítica	=	-240 °C
Presión crítica	=	12,8 atm
Calor de fusión a -259 °C	=	58 kJ/kg
Calor de vaporización a -253 °C	=	447 kJ/Kg
Conductividad térmica a 25 °C	=	0,019 kJ /(ms °C)
Viscosidad a 25 °C	=	0,00892 cp
Calor específico (Cp) del gas a 25 °C	=	14,3 kJ/kg°C
Calor específico (Cp) líquido a -256 °C	=	8,1 kJ/kg°C
Límite de inflamabilidad	=	4-75 %
Límite de detonación	=	18,3-59 %
Temperatura de autoignición	=	858 °K
Emisiones	=	0 mg CO ₂ /kJ
Visibilidad de la llama	=	No
Toxicidad(combustible y emisiones)	=	No/No

3.2.3.2.1 Composición del hidrógeno de reposición⁹¹

La tabla a continuación muestra el consumo de hidrogeno de reposición de baja presión. El gas de reposición de alta pureza es 99,9 % (mol) de hidrógeno.

⁹⁰ De Troya*, J., Carral, L., Álvarez, C. y Rodríguez, M. Profesor Asociado. Departamento de CC de la Navegación. Área de Construcciones Navales. "Estudio comparativo del uso de hidrógeno frente a combustibles fósiles en motores de combustión interna en buques" (pag.3). Coruña, España. Recuperado de http://desarrollo.uces.edu.ar:8180/dspace/handle/12345_6789/625 (Junio, 2015)

⁹¹ Barajas, M. (2006). *Alternativas tecnológicas para producir diésel de ultra bajo azufre en el Sistema nacional de refinerías*. Instituto Politécnico Nacional, Escuela superior de Ingeniería y arquitectura. México, D.F.

Componente	Fracción, vol %
Hidrógeno	85,00
Nitrógeno	1,00
Metano	3,21
Etano	3,10
Propano	3,80
i-Butano	1,27
n-Butano	1,10
i-Pentano	0,64
n-Pentano	0,32
C ₆ ⁺	0,56

3.3 CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS

En los siguientes ítems se definen los criterios generales que se tendrán en cuenta en el diseño de equipos que conforman la hidrosulfuradora.

- La disponibilidad de la planta de procesamiento o para este caso la unidad HDS deberá ser por lo menos para el 100% del total de diésel producido alrededor de 171400 barriles.
- La capacidad de procesamiento total de diésel será considerado del total de la producción de este destilado medio por la unidad de destilación atmosférica.
- Los equipos de la unidad hidrosulfuradora deberán diseñarse para reducir el contenido de azufre en el diésel por debajo de los límites exigidos por la normativa ecuatoriana considerando un máximo de 7000 ppm (0,7 % S) en la corriente de entrada al HDS.
- Las facilidades deben diseñarse con una flexibilidad operacional tal que permita realizar la parada total de la unidad en caso de presentarse alguna falla puntual.

3.3.1 DISEÑO DEL HORNO ⁹²

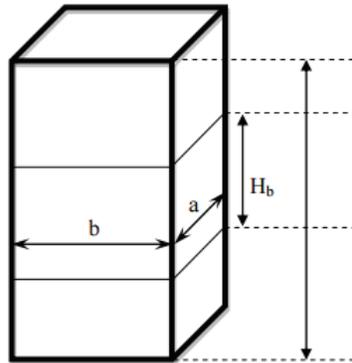


Figura 3.2 Geometría básica del horno

d.1.1.2 Cálculo de calor requerido

$$T_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad [3.1]$$

$$Q = mCp\Delta T \quad [3.2]$$

Donde:

Q: Calor del horno, KJ/h

d.1.1.2 Eficiencia y calor suplido

La eficiencia de los hornos modernos está entre 70 a 80%, eficiencia = 78%.

$$Eficiencia = \frac{Calor\ a\ bsorbido}{Calor\ su\ min\ istrado} * 100 \quad [3.3]$$

$$Q_{suplido} = \frac{Q_{absorbido}}{\eta} \quad [3.4]$$

d.1.1.2 Balance alrededor del horno

Para el balance se toma en cuenta los siguientes aspectos:

- Flujo de gases= Combustible + Aire
- 20% de aire en exceso

⁹² Guidance document for fuel burning equipments and air pollution control systems, Recuperado de: <http://www.doe.gov.my/.../GUIDANCE-DOCUMENT-FO...> (06, 2015).

- Materia entra=materia sale

d.1.1.2 Cálculos de diseño

Se asume que el 70% del total de calor transferido toma lugar en la zona radiante,

$$Q_R = 0,7 * Q_{total} \quad [3.5]$$

Donde:

Q_R : calor en la sección radiante, KJ/h

Área superficial de los tubos

$$A_s = \pi * OD * L \quad [3.6]$$

Donde:

OD : Diámetro exterior del tubo

L : longitud de exposición

Número de tubos

$$N_t = \frac{\text{área de transferencia de calor}}{\text{área del tubo}} \quad [3.7]$$

d.1.1.2 Dimensiones del horno

$$\text{Altura} = H = (N_{twall} + 1) \cdot c - c \quad [3.8]$$

$$\text{Ancho} = W = (N_{techo} + 1) \cdot c - c \quad [3.9]$$

$$\frac{L}{\phi} = \text{valor máx API 560 sección 2.3.6}$$

[3.10]

Distribución del número de placas: Tubos protectores, área de placa fría.

$$Acp_{escudo} = L_{expuesta} * N_{escudo} * c - c \quad [3.11]$$

N_{escudo} : Zona de escudo

Otros tubos, área de placa fría

$$Acp_{otros} = L_{expuesta} * N_{otros} * c - c \quad [3.12]$$

$$\alpha = 0,96$$

$$\alpha A_{CP} = A_{CPescudo} + \alpha A_{CPotros} \quad [3.13]$$

Área total de la sección radiante

$$A_T = 2[(H * W) + (L * W) + (L * H)] \quad [3.14]$$

Área efectiva de la superficie refractaria

$$A_R = A_T - \alpha A_{CP} \quad [3.15]$$

Volumen de la sección radiante

$$V_R = L * W * H \quad [3.16]$$

Existen algunos parámetros a tomar en cuenta en el dimensionamiento del horno, como es el diámetro del tubo, que debe ser inferior a 6 plg., con una longitud limitada a 60 ft, y la velocidad dentro del tubo, con flujos de líquido 100% la velocidad se tomará de 10 ft/s; con flujos de vapor 100% la velocidad se tomará como del 70% de la velocidad del sonido. Al igual que el calor cedido por unidad de volumen debe ser inferior a 12000 ($\frac{BTU}{h \text{ ft}^3}$) para combustible líquido y 16000 para combustible gas; los tubos montados en la pared deben estar al menos a 4 plg de la pared interior o 1,5 veces el diámetro mayor.⁹³

3.3.2 DISEÑO DEL REACTOR

Estos recipientes deben ser capaces de contener fluido líquido o gaseoso, a presiones y temperaturas diferentes a las del medio ambiente. Dichos recipientes pueden ser reactores (condiciones de temperatura y presión severas), torres, recipientes o tanques de almacenamiento; mayoritariamente se fabrica recipientes de forma cilíndrica, debido a su fácil construcción, y al empleo de menores espesores.

⁹³ J. Rodríguez., M. Valverde. (2008). *Diseño de una unidad de hidrosulfuración profunda de diésel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

- Reactores: en ellos se producen transformaciones químicas, en condiciones de temperatura y presión normalmente severas.
- Torres: en ellas se producen transformaciones físicas, tales como separación de componentes ligeros y pesados, absorción, arrastre con vapor.
- Recipientes: en ellos pueden producirse transformaciones físicas (separación de líquido-vapor, separación de dos líquidos no miscibles con diferentes densidades) o simplemente realizan la misión de acumulación de fluido.

Los cálculos de los recipientes a presión se basan en el código ASME, Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC) Section VIII.

Todos los recipientes a presión deben contar con válvulas de purga de presión, para que la presión no sobrepase la presión máxima permisible de carga, de esta manera se evitará que la presión se eleve a más del 10% sobre la presión máxima permisible de trabajo. La mayoría de recipientes a presión requieren la comprobación hidrostática de la presión a 1,5 veces la presión máxima permisible de trabajo, rectificada para tomar en cuenta el efecto de la temperatura sobre el esfuerzo admisible; la comprobación hidrostática no puede bajar las dos terceras partes de la presión de prueba, posteriormente se verifica las juntas y conexiones para determinar posibles fugas.

3.3.2.1 Bases técnicas para el cálculo del reactor

La unidad de hidrotatamiento deberá estar diseñada para tratar dos corrientes de destilados medios provenientes de las dos unidades de destilación de crudo generalmente.

La elección del reactor debe realizarse con el objeto de evitar reacciones peligrosas no deseadas, maximizando la selectividad (rendimiento) del producto deseado y alcanzando una velocidad de producción elevada, por tal razón se ha realiza una selección anticipada para este proyecto como el reactor de cama fija también denominados trickle bed.

Las condiciones típicas en un reactor de cama fija para condiciones en una planta comercial y piloto se indican en la tabla a continuación:

Tabla 3.4 Condiciones de operación de un Reactor de planta HDT piloto y comercial

Comparison of Operating Conditions in Pilot and Commercial HDT Plants		
Characteristics	Pilot Plant	Commercial Plant
Pressure, MPa	5.3	5.3
Temperature, K	613–653	633
LHSV, h ⁻¹	1.0–2.5	2.5
H ₂ -to-oil ratio, ml ml ⁻¹	356.2	356.2
Delta-T, °C	±2	15–20
Catalyst volume	75–150 mL	65.67 m ³
Liquid flow rate	75–375 mL/h	165,625 l/h
Catalytic bed length (<i>L</i>)	15–35 cm	9 m
Reactor inside diameter (<i>D</i>)	2.54 cm	3.048 m
Catalyst particle diameter (<i>d_p</i>), mm	2.3	2.3
<i>Ld_p</i> ratio	93–108	3913
<i>Dd_p</i> ratio	11.0	1325
Superficial liquid mass velocity (<i>u_L</i>), kg/m ² sec	0.036–0.179	5.429
Superficial gas mass velocity (<i>u_G</i>), kg/m ² sec	0.001–0.006	0.1859
<i>Re</i> in liquid phase (<i>Re_L</i>)	0.23–1.36	38.0
<i>Re</i> in gas phase (<i>Re_G</i>)	0.19–0.96	28.4
<i>Pe</i> in liquid phase (<i>Pe_L</i>)	0.02–0.16	0.255
<i>Pe</i> in gas phase (<i>Pe_G</i>)	3.61–5.72	0.112

(Ancheyta, J. Hydroprocessing of Heavy Oils and Residua)

3.3.2.1.1 Temperatura

La temperatura de diseño para un recipiente sin aislamiento interno no debe ser menor que la máxima temperatura de operación incrementada en 28°C (50 °F). La temperatura mínima de diseño del metal debe ser 0,95 veces la temperatura mínima ambiental de la zona.

Termodinámicamente: Las reacciones de hidrodesulfurización producidas en el reactor son favorables cuando la temperatura del sistema es cercana a 400 °C. Sin embargo la temperatura de operación no debe ser más alta que los 425 °C por la formación de coke y se requiere una continua regeneración del catalizador. Un rango de temperatura óptima está en el rango de 320 -425 °C. La temperatura de diseño seleccionado es de 385 °C, con un incremento del 10% en la temperatura óptima.

3.3.2.1.2 Presión de operación (P_o)

Es identificada como la presión de trabajo y es la presión manométrica a la cual estará sometido un equipo en condiciones de operación normal.

3.3.2.1.3 Presión de diseño (P)

Valor a utilizarse en las ecuaciones para el cálculo de las partes constitutivas de los recipientes sometidos a presión, permite determinar el espesor mínimo permisible y las características físicas de las partes que lo conforman dicho valor, así se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Si } P_o > 300 \text{ psi} \\ P = 1,1 * P_o \end{aligned} \quad [3.17]$$

$$\begin{aligned} \text{Si } P_o \leq 300 \text{ psi} \\ P = P_o + 30 \text{ psi} \end{aligned} \quad [3.18]$$

Donde

P : presión de diseño

P_o : es la presión de operación

El valor mínimo de la presión interna de diseño es de 344,74 kPag (50 psig), para recipientes a presión. La presión de diseño mecánico en la parte superior de los recipientes verticales o en el punto más alto de los recipientes horizontales, será la máxima presión de operación en el punto más alto más un 10% o 137,90 kPag (20 psig), la que resulte mayor.

Recipientes a presión con una presión de diseño igual o menor que 103 kPag (15 psig) caen fuera de los alcances obligatorios del código ASME.

Tabla 3.5 Presión de diseño para recipientes con vapor y líquido

Presión de Operación Máxima (POM)	Presión de Diseño
<1700 kPa (247 psig)	POM+170 kPa (25 psig)
1700 kPa (247 psig) ≤ POM < 4000 kPa (580 psig)	110 % (1,1)x POM
4000 kPa (580 psig) ≤ POM < 8000 kPa (1160 psig)	POM + 400 (58 psig)
≥ 80 Barg (1160 psig)	(105 %) 1,05x POM

Termodinámicamente hablando, se afirma que la presión en exceso de 6895 kPa es adecuada para un buen funcionamiento del proceso. La presión para la hidrodesulfuración catalítica elegida es de 5000 kPag. La presión de diseño es de 10% por encima de la presión de operación, cuya presión de diseño es de 5500 kPag.

3.3.2.1.4 Presión de trabajo máxima permisible ⁹⁴

Es la presión máxima a la que un recipiente se somete y puede superar a la presión de diseño; en la práctica se considera que la presión de diseño sea 1,5 veces la presión a la que trabaja el equipo diseñado.

La presión de trabajo máxima permisible, se obtiene despejando "P" de las ecuaciones que determinan los espesores del cuerpo y las tapas.

3.3.2.1.5 Material para recipientes a presión

En la etapa de diseño, la selección de los materiales de construcción es muy importante, necesitando definir una secuencia lógica en la selección de éstos y serán establecidos por ASME sección II.

⁹⁴ León, J. (2001). *Diseño y Cálculo de recipientes a presión: definición de conceptos*. (Edición 2001).

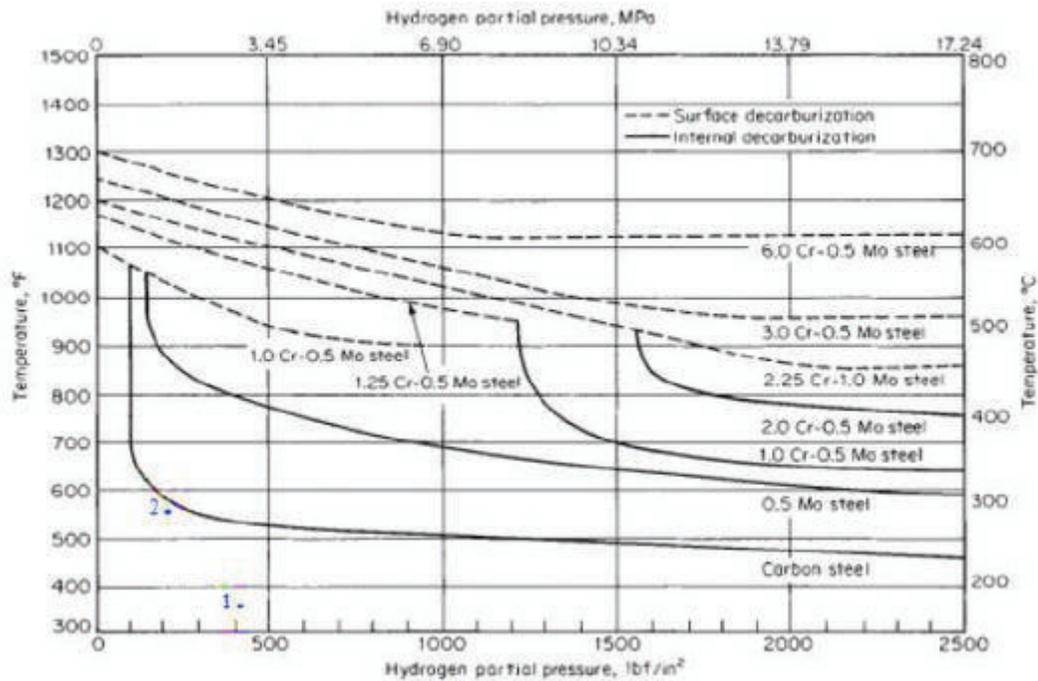


Figura 3.3 Escogencia del material a utilizar en procesos hidrogenados, según sea la presión parcial de H_2

3.3.2.1.6 Selección de material según la operación y disponibilidad

Se muestra los materiales más recomendados de acuerdo a las propiedades para medianas y altas temperaturas según la norma ASTM-515.

Tabla 3.6 Propiedades de los materiales para alta temperatura

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 VII. (Megyesy, 1999, p.156)

3.3.2.2 Corrosión permisible (CA)

Los recipientes o partes de los mismos que estén sujetos a corrosión, erosión o abrasión mecánica deben tener un margen de espesor para lograr la vida deseada⁹⁵. Este factor se debe adicionar alrededor de la superficie expuesta, incluyendo partes fijas expuestas no sujetas a presión y soldaduras expuestas. Un desgaste por corrosión de 5 milésimas de pulgada por año (1/16 de plg en 12 años) generalmente es satisfactorio en recipientes y tuberías⁹⁶.

⁹⁵ ASME, 1999, Sección VIII, División 1, Subsección A, Requerimientos Generales, parte UG-25 (b).

⁹⁶Ruiz, M., "MEC 2240 Diseño Mecánico", http://docentes.uto.edu.bo/mruizo/wp-content/uploads/CAP6_RECIPIENTES_DE_PARED, pag 10_DELGADA.pdf

Tabla 3.7 Factor de corrosión admisible

Factor de corrosión admisible			
C.A.=	1/16	0,0625	Corrosión Admisible (UG-25) pág. 191
	1/8	0,1250	
	1/4	0,25	

(Checa, 2010, p. 77)

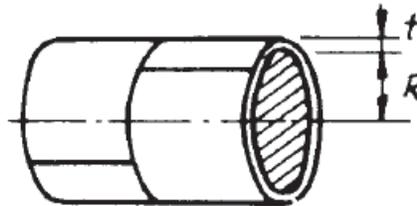
Por cuanto para recipientes de espesores superiores a ¼ plg no es muy necesario sobre dimensionar por corrosión; más para recipientes de espesores delgados recomienda aumentar 1/16 (plg) para compensar la corrosión, eso equivale a 1,6 (mm).

Espesor $t \geq 6\text{mm}$ $t=t$ Espesor $t < 6\text{mm}$ $T=t+1,6\text{mm}$

Donde: "t" espesor de la plancha

3.3.2.3 Diseño del cuerpo cilíndrico (UG-32)

Para cuerpos cilíndricos de pared delgada sometidos a presión interna, generalmente rige el esfuerzo en la costura longitudinal.

**Figura 3.6** Casco Cilíndrico

(Megyesy, 1992, p.22)

$$t = \frac{PR}{SE + 0,4P} \quad [3.19]$$

$$P = \frac{SEt}{R - 0,4t} \quad [3.20]$$

Donde:

S: tensión máxima admisible

E: eficiencia de la junta en las soldaduras

Cuando el espesor de pared exceda de la mitad del radio interior o P exceda de 0,385 SE, se aplicarán las fórmulas dadas en el apéndice del código.

3.3.3 DISEÑO DEL SEPARADOR

Este equipo debe ser dimensionado de conformidad con los siguientes criterios:

3.3.3.1 Temperatura y presión de diseño

La temperatura de diseño será igual a la máxima temperatura de operación más 28 °C (50 °F).

La presión mínima de diseño para todos los recipientes a presión será de 50 psig (345 kPag): El 110 % de la máxima presión de operación ó 25 psi (173 kPa) por encima de la máxima presión de operación.

Para recipientes que contengan vapor y líquido, se recomienda usar los siguientes valores para la presión de diseño:

Tabla 3.8 Presiones de diseño para recipientes

Presión de operación máxima (POM) en psig	Separadores horizontales	Separadores verticales
	Presión de diseño, psig	
<247	POM+25 psi	-
247-580	110% de POM	-
580-1160	-	POM+58 psi
>1160	-	105% de POM

3.3.3.2 Consideraciones iniciales en el diseño de un separador

Para el diseño es necesario tomar en cuenta lo siguiente:

- Control de la energía del fluido al entrar al recipiente.
- Los flujos deben estar dentro de los límites adecuados de manera que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales actuantes sobre los fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases.

- Debe minimizarse la turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor
- Debe controlarse la acumulación de espuma y partículas contaminantes.
- Debe contar con facilidades de remoción de sólidos en regiones donde se acumulen en el separador.

3.3.3.3 Dimensionamiento del separador⁹⁷

Densidad del líquido

$$\rho_l = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ API} * 62,4 \quad [3.21]$$

Donde:

ρ_l : densidad del líquido lb/ft³

El tamaño de los equipos de separación debe ser determinado considerando la velocidad terminal, tiempo de residencia o cualquier otra limitación. Las recomendaciones y criterios acordes a la norma API 12 J.

Los separadores deberán diseñarse con un 110 % del caudal normal.

Velocidad terminal: La velocidad superficial de diseño para separación líquido/vapor en el área ubicada arriba del líquido, se determina con la ecuación:

$$V_a = k \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}} \quad [3.22]$$

Donde:

V_a : es la velocidad de diseño superficial (ft/s)

K : constante empírica

d_L : densidad del líquido (lb/ft³)

d_G : densidad del gas (lb/ft³)

⁹⁷J. Requena y M. Rodríguez (2006). *Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Petróleo). Universidad Central de Venezuela, Ingeniería Escuela de Ingeniería de Petróleo. Venezuela, Caracas.p.265

Tabla 3.9 Valores de “K” para diferentes alturas o longitudes del separador

Tipo de Separador	Altura o Longitud (ft)	Factor K
Vertical	5	0,12 a 0,24
	10	0,18 a 0,35
Horizontal	10	0,40 a 0,50
	Otras longitudes	$0,40 \text{ a } 0,50 \times (L/10)^{0,56}$

(Norma API 12 J, pág. 13, 1989)

Los valores de K mostrados corresponden a una relación L/D promedio de 5:1.

3.3.3.4 Tiempos de residencia o retención

El tiempo de residencia típicos para la separación gas/líquido es de 1 minuto y para para hidrocarburo/agua (derivado/agua) es de 3 a 5 minutos, aplicado a una gravedad API >35 en los dos casos.

3.3.3.5 Relación Longitud/diámetro

Tabla 3.10 Relación L/D en función al tipo de recipiente

Tipo de recipiente	Relación
Recipientes verticales	1,5-6,0
Recipientes horizontales	2,5-6,0
Espesor del extractor de neblina	6 plg

Tabla 3.11 Relación L/D en función de la presión de operación del recipiente

Presión de Operación del separador (psig)	L/D
$0 < P \leq 250$	1,5-3,0
$250 < P \leq 500$	3,0-4,0
$500 < P$	4,0-6,0

La siguiente relación es utilizada para separadores en los que no hay un extractor de niebla en la parte superior y en la parte inferior un demister pad. Por lo que la altura de nivel de líquido es igual a:

$$h_v = 0,5D_v^{0,98} \quad [3.23]$$

3.3.3.6 Flujo volumétrico de vapor

$$Q_v = \text{flujo másico} / \text{densidad} \quad [3.24]$$

Área de la sección transversal de flujo de vapor

$$A_v = \left(\frac{\pi D_v^2}{4} \right) * 0,5 \quad [3.25]$$

3.3.3.7 Velocidad de vapor

$$u_v = \frac{Q_v}{A_v} \quad [3.26]$$

3.3.3.8 Tiempo de residencia requerido del vapor para que las gotas de líquido se asienten en la superficie líquida

$$\text{Tiempo de residencia del vapor} = \frac{\text{longitud recipiente}}{\text{velocidad del vapor}} \quad [3.27]$$

Para una operación satisfactoria

Tiempo de residencia requerido = Tiempo de residencia actual vapor

⁹⁸ Svrcek, W y Monnery, W. (1993), *Chemical engineering progress, Fluids/solids handling, Design Two-Phase Separator within the right limits*, University of Calgary. Canadá

3.3.3.9 Tiempo de retención del líquido (Liquid Hold up time)

$$\text{Flujo volumétrico de líquido} = \frac{\text{Flujo másico}}{\text{densidad}} \quad [3.28]$$

$$\text{Área de la sección transversal de líquido} = \left(\frac{\pi D_V^2}{4}\right) * 0,5$$

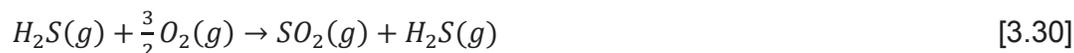
$$\text{Volumen de retención (Hold up volume)} = \text{Longitud} * \text{área}$$

$$\text{Tiempo de retención (hold up time)} = \frac{\text{volumen líquido}}{\text{caudal flujo líquido}} \quad [3.29]$$

El número de conexiones a considerar para este equipo será el mínimo, usando conexiones en tubería donde resulte factible y donde la seguridad lo permita.

3.3.4 DISEÑO DE LA TORRE DE ABSORCIÓN CON AMINAS ^{99 100 101}

Se emplea el proceso de Claus para el tratamiento del H₂S, donde la mayor parte de sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre elemental, por medio de la siguiente reacción:



Un proceso alterno, es mediante una reacción de H₂S con aminas secundarias, como la dietanolamina (DEA) y la di-isopropanolamina (DIPA), la reacción general es:¹⁰²



El equipo consta de una torre empacada, donde existe la presencia de amina pobre (aún no reacciona) y amina rica, aquella que sale como producto; las bajas temperaturas coadyuvan en la absorción de H₂S (si es demasiada baja se

⁹⁹ F. Kreith., R. Manglik., M. Bohn. (2012). *Principios de transferencia de calor*. Cengage Learning Editores.

¹⁰⁰ C. A. Correa. (2002). *Fenómenos químicos*. Universidad Eafit.

¹⁰¹ J. F. Izquierdo. (2004). *Cinética de las reacciones químicas*. Barcelona. España: Ediciones Universitat Barcelona.

¹⁰² G. Villalpando. (2008). *Diseño de una planta para la hidrodesulfuración de diésel*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

formarán condensados líquidos), la amina rica es enviada a la torre regeneradora (Presión < 100 psig).

La reacción molar en el gas y en el líquido, se obtiene de:¹⁰³

$$X = \frac{x}{1-x} \quad [3.33]$$

$$Y = \frac{y}{1-y} = \frac{\bar{p}}{p-\bar{p}} \quad [3.34]$$

Donde:

\bar{p} : presión parcial

p_t : presión total

Balance para el soluto:

$$G_s(Y_1 - Y) = L_s(X_1 - X) \quad [3.35]$$

Ley de Roault:

$$\bar{p}^* = px \quad [3.36]$$

Ley de Henry

$$y^* = \frac{\bar{p}^*}{p} = Hx \quad [3.37]$$

Sustituyendo, se obtiene:

$$y^* = Hx \quad [3.38]$$

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = H \left(\frac{X}{1+X} \right) \quad [3.39]$$

Para la obtención de los kg-mol de líquido inertes:^{104 105}

¹⁰³ L. A. Santos., H. T. García., C. S. Molina. (2005). *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química*. Universidad de Antioquia, Colombia.

¹⁰⁴ L. A. Santos., H. T. García., C. S. Molina. (2005). *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química*. Universidad de Antioquia, Colombia.

¹⁰⁵ J. F. Izquierdo. (2004). *Cinética de las reacciones químicas*. Barcelona. España: Ediciones Universitat Barcelona.

$$L_s = \frac{G_s(Y_1 - Y_2)}{X_1 - X_2} \quad [3.40]$$

La altura de la unidad, se calcula:¹⁰⁶

$$H_{tg} = \frac{G}{F_G a} \quad [3.41]$$

Donde

$F_G a$: coeficiente volumétrico

La profundidad del empaque está dada por:

$$Z = H_{tG} N_{tG} \quad [3.42]$$

3.3.5 DISEÑO DEL STRIPPER¹⁰⁷

Para el dimensionamiento de la columna se empleó el método abreviado de Fenske-Underwood-Gilliand, que permite calcular el número de etapas ideales necesarias para la separación especificada.

Ecuación de Fenske:

$$N_m = \frac{\ln\left[\frac{\left(\frac{x_D}{x_B}\right)_{lk}}{\left(\frac{x_D}{x_B}\right)_{hk}}\right]}{\ln(\alpha_{lk} \alpha_{hk})} \quad [3.43]$$

Donde:

N_m : número mínimo de etapas

x_D, x_B : fracciones del destilado y fondo respectivamente.

$\alpha_{lk} \alpha_{hk}$: volatilidades relativas correspondientes a los componentes ligero y pesado clave respectivamente.

El reflujo mínimo de destilado, se obtiene a partir de la ecuación de Underwood:

¹⁰⁶ J. F. Izquierdo. (2004). *Cinética de las reacciones químicas*. Barcelona. España: Ediciones Universitat, Barcelona.

¹⁰⁷ S. Walas. (2013). *Phase Equilibria in Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann.

$$R_m = \sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} - 1 \quad [3.44]$$

El valor de θ , se determina resolviendo la siguiente ecuación para valores entre α_{1k} : α_{hk} ;

$$\sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i x_{fi}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [3.45]$$

Donde:

q : fracción de líquido en la alimentación

θ : constante de Underwood

Una vez obtenido el reflujo mínimo de destilado, se calcula el reflujo real:

$$R = 1,2 \cdot R_m \quad [3.46]$$

Luego se calcula el número de etapas reales, partiendo de la ecuación de Gilliland.^{108 109}

$$N = \frac{N_m + Y}{1 - Y} \quad [3.47]$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} = \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] \quad [3.48]$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad [3.49]$$

Para el cálculo del diámetro de la columna, se emplea:

$$D_c = \left(\frac{4}{\pi \cdot V} (D)(R + 1)(22,2) \left(\frac{T_{DV}}{273} \right) \left(\frac{1}{P} \right) \left(\frac{1}{3600} \right) \right)^{0,5} \quad [3.50]$$

Dónde:

$$V = 0,771 \left(\frac{1}{P} \right)^{0,5} \quad [3.51]$$

Donde:

D : flujo del destilado

¹⁰⁸ J. F. Izquierdo. (2004). *Cinética de las reacciones químicas*. Barcelona. España: Ediciones Universitat, Barcelona.

¹⁰⁹ S. Walas. (2013). *Phase Equilibria in Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann.

T_{DV} : temperatura de rocío del vapor en el condensador

P : presión de la columna

La altura de la columna se obtiene de:¹¹⁰

$$H_c = 0,61 \left(\frac{N}{\eta} \right) + 4,27 \quad [3.52]$$

Donde:

η : eficiencia promedio de los platos

La eficiencia de cada plato se calcula a partir de la correlación de O'Connell para columnas de destilación:¹¹¹

$$E_0 \approx \frac{0,4983}{(0,3 \cdot \alpha)^{0,252}} = \eta \quad [3.53]$$

Condiciones del afluente y los requisitos de efluentes^{112 113}

Tabla 3.12 Contaminantes

Contaminantes	Fórmula	GMW * g/g-mol	Número CAS	Ha ** atm/mol/mol
Benceno	C6H6	78,11	71-43-2	309,2
Tolueno	C6H5CH3	92,14	108-88-3	353,1
Tricloroetileno (TCE)	C2HCl3	131,50	79-01-6	506,1

* El [gramo] peso molecular del contaminante

** Ha @ 20 °C (293,15 K)

- Diseñar los sistemas de bombeo para mantener el flujo, usar la tasa de flujo real, no redondeado. Ajustar la cabeza de descarga para el despojador añadido al TDH.
- Diseñar los sistemas de pre-tratamiento para evitar la obstrucción del stripper (si el agua es rica en dureza, hierro o manganeso).

¹¹⁰ J. F. Izquierdo. (2004). *Cinética de las reacciones químicas*. Barcelona. España: Ediciones Universitat, Barcelona.

¹¹¹ J. Couper., W. Penney., J. Fair. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. (3ra. Ed.), Elsevier.

¹¹² ENGINEERING AND DESIGN – AIR STRIPPING. Recuperado de: https://www.wbdg.org/ccb/.../dg_1110_1_3.pdf (06 - 2015).

¹¹³ Federal Remediation Technologies Roundtable. Recuperado de: <http://www.frtr.gov/> (06 - 2015).

Tabla 3.13 Concentraciones inorgánicas en el fondo

Ion	MgL	GMW	Valencia	GEqW*	Meq/L	mg/L (CaCO ₃)
CO ₂	0	44	-2	22	0,00	0,00
Aniones						
SO ₄	60	96	-2	48	1,25	62,46
Cl	54	35	-1	35	1,52	76,15
HCO ₃	30	61	-1	61	0,49	24,58
TOTAL						163,19
CaCO ₃		100	0	50	0,00	0,00
Cationes						
Na	10	23	1	23	0,43	21,75
Ca	40	40	2	20	2,00	99,80
Fe	0,3	56	2	28	0,01	0,54
Mg	10	24	2	12	0,82	41,12
Mn	0,05	55	2	27	0,00	0,09
TOTAL						163,29

* GEqW es el [gramo] peso equivalente del ion inorgánico.

- Construir un balance de materia contaminante para el sistema de extracción.

Tabla 3.14 Requerimientos de remoción

Contaminante	Concentración $\mu\text{g} / \text{L}$			Fracción mol mol/mol	
	Afluente C_{ai}	Efluente Estándar C_{ae}	Requerimiento de remoción	X_{ai}	X_{ae}
Total VOCs	2500	NA	NA	NA	NA
Benceno	750	10	98,7%	0,17330	0,0023
Tolueno	1000	100	90,0%	0,19588	0,0195
Tricloroetileno (TCE)	750	100	86,7%	0,10294	0,0137

- Evaluar los requisitos de control de la contaminación del aire desde el balance de materiales y los reglamentos.

Cálculo del Flujo Mínimo de Gas

Determinar G_{\min} y los contaminantes críticos desde la siguiente relación:

$$\frac{Q_{G_{\min}}}{Q_L} = \frac{(C_{ai} - C_{ae})}{H_a C_{ai}} \quad [3.54]$$

Tabla 3.15 Contaminantes críticos

Para Pte = 1 atm y 20 °C (293.15 K)			
Contaminante	$\frac{(C_{ai} - C_{ae})}{C_{ai}}$	H'_a *	$\frac{Q_{G_{min}}}{Q_L}$
Benceno	0,9867	0,2320	$4,253 \text{ m}^3 / \text{m}^3$
Tolueno	0,9000	0,2649	$3,397 \text{ m}^3 / \text{m}^3$
Tricloroetileno (TCE)	0,8667	0,3797	$2,283 \text{ m}^3 / \text{m}^3$
Contaminante crítico (Benceno)			
$\frac{Q_{G_{min}}}{Q_L}$	=	$4,253 \text{ m}^3 / \text{m}^3$	Máximo
* $H'_a = H_a / C_o RT$			

3.3.6 DISEÑO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS ¹¹⁴

- La capacidad de flujo deberá estar de acuerdo con el flujo de diseño de las tuberías asociadas; debe considerarse un 10% de flujo adicional en relación al flujo de operación.
- El diferencial de presión requerida de la bomba abarca las pérdidas de presión en el proceso, perdidas en las líneas, perdidas en los equipos, cabeza estática y presión de caída en las válvulas de control.
- Líneas de succión y descarga: Las pérdidas totales de este tipo de tuberías deben ser calculadas para la capacidad de flujo.
- Cabeza neta de succión positiva (NPSH): El NPSH disponible se calculará con base en la elevación de los recipientes. El nivel de líquido se deberá tomar desde la línea tangente del fondo del recipiente o desde la parte superior de la boquilla de salida.
- Líquido en Punto de ebullición: La cabeza estática es la única fuente del NPSH para este tipo de líquidos. Debe proporcionarse la suficiente cabeza estática elevando el recipiente y realizar una selección de la bomba de manera que se adecue a las condiciones requeridas.

¹¹⁴ J. Rodríguez., M. Valverde. (2008). *Diseño de una unidad de hidrosulfuración profunda de diésel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

3.3.6.1 Cabeza o carga de la bomba

Energía entregada por la bomba al fluido, expresada en longitud de líquido y puede ser determinada por la siguiente ecuación:

$$H = \frac{(P_D - P_S)}{\rho} \quad [3.55]$$

Donde:

P_D : presión a la descarga de la bomba (lbf/ft²)

P_S : presión a la succión de la bomba (lbf/ft²)

ρ . Densidad del líquido (lb/ft³)

3.3.6.2 Potencia de la bomba (HP)

Es la energía que se emplea para transportar el fluido por unidad de tiempo: ¹¹⁵

$$W = \dot{m} \cdot v \cdot \Delta P \quad [3.56]$$

Donde:

W: potencia de la bomba (kW)

m: flujo másico (Kg/s)

v: Peso específico (m³/Kg)

ΔP : Diferencial de presión (kPa)

3.3.6.3 Potencia al freno y eficiencia (BHP ¹¹⁶ y η)

La energía por unidad de tiempo que genera la bomba, la requerida para el transporte y la que se pierde mecánicamente.

$$BHP = \frac{W}{\eta} \quad [3.57]$$

Donde:

BHP: Potencia al freno (HP)

η : Eficiencia de operación

¹¹⁵ J. Rodríguez., M. Valverde. (2008). *Diseño de una unidad de hidrosulfuración profunda de diésel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

¹¹⁶ Abreviatura de la expresión inglesa brake horse power, es decir potencia al freno, o sea la potencia efectiva que puede desarrollar un motor y que puede obtenerse por medio de un freno dinamométrico (recuperado de <http://diccionario.motorgiga.com/>) .

La eficiencia de la bomba varía según el diseño de la misma, la viscosidad y otros factores. En general es mayor para bombas de alta presión. Las bombas rotatorias pueden tener eficiencias muy altas tales como 80-85%, cuando manejan líquidos de viscosidad relativamente alta.

Por lo general, cuando aumenta la viscosidad, la eficiencia tiende a disminuir, pero se pueden obtener eficiencias.

$$\eta = \frac{\text{potencia hidráulica}}{\text{potencia al eje de la bomba}} * 100\% \quad [3.58]$$

3.3.6.4 Cabeza neta positiva de succión (NPSH_a)¹¹⁷

El vapor de NPSH_a depende de la presión de vapor del fluido que se bombea, las pérdidas de energía en el tubo de succión, la ubicación del almacenamiento del fluido y la presión que se aplica a éste.

$$\text{NPSH}_a = H_{sp} \pm H_s - H_f - H_{vp} \quad [3.59]$$

Donde:

NPSH: cabeza o carga neta positiva a la succión

P_{sp}: presión estática (absoluta) sobre el fluido en el depósito.

H_{sp}: carga de presión estática (absoluta) sobre el fluido en el almacenamiento, se expresa en metros o en pies de líquido; $H_{sp} = P_{sp} / \gamma$

H_s: diferencia de elevación desde el nivel del fluido en el depósito a la línea central de la entrada de succión de la bomba, se expresa en metros o en pies de líquido

Si la bomba está abajo del depósito, h_s es positiva, mientras que si la bomba está arriba del depósito, h_s es negativa.

¹¹⁷ Volk, M. (2008). *Pump Characteristics and Applications*, Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=4cKnAAAAQBAJ&pg=PA311&lpg=PA311&dq=pumps+in+a+refinery+process&source> (Octubre, 2015).

H_f : pérdidas de carga en la línea de succión, debido a la fricción y pérdidas menores, expresada en metros o pies de líquido

P_{vp} : presión de vapor (absoluta) del líquido a la temperatura de bombeo

H_{vp} : Carga de presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, expresado en metros o pies de líquido: $H_{vp} = P_{vp} / \gamma$

El NPSH requerido para las bombas se hará sobre la base de agua a la capacidad nominal de la bomba. Las pruebas de NPSH serán necesarias para todas las bombas con menos de 600 mm (2 pies) de diferencia entre el NPSH disponible y el NPSH requerido.

Para bombas centrifugas horizontales, se asume que el centro de línea de la bomba es de 900 mm (3 pies) por encima de la losa, si la elevación no es conocida.

El $NPSH_{requerido}$ es una característica de la bomba (datos del fabricante), y el $NPSH_{disponible}$ es una característica del sistema de flujo, y debe cumplir: ¹¹⁸

$$NPSH_{disponible} \geq NPSH_{requerido}$$

3.3.6.5 Carga total sobre la bomba

La carga total de sobre la bomba H_b se encuentra al despejarla de la ecuación general de la energía así:

$$H_b = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + H_f \quad [3.60]$$

3.3.6.6 Tamaños de líneas de succión y descarga de la bomba¹¹⁹

Tabla 3.16 Velocidades de flujo típicos

	Velocidad de succión (ft/s)	Velocidad de descarga (ft/s)
Bombas centrífugas	2-3	6-9

¹¹⁸ J. Rodríguez., M. Valverde. (2008). *Diseño de una unidad de hidrodesulfuración profunda de diésel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

¹¹⁹ API 14E RP Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems, fifth edition, october 1, 1991.p.21.

3.3.7 DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para el diseño de este tipo de equipos se deben considerar aspectos como:¹²⁰

- Fijar la situación de los fluidos, ya sea por el interior de los tubos, o por el exterior. Para poner un fluido por el interior o exterior de los tubos, se ha de tener en cuenta el poder de ensuciamiento y su acción corrosiva; colocando el fluido que sea capaz de ensuciar más, por el interior de los tubos. •
- Tener en cuenta el cociente de caudales. Si los caudales son desproporcionados, se deberá prever el caudal menor por el interior del haz.
- Al ser intercambiadores de construcción poco costosa, permiten alojar el máximo de tubos en el interior de la envoltura, en dimensiones menores 24" la carcasa se suele ejecutar con tubo y por encima con chapa curvada y soldada.
- Cuando la diferencia de temperatura entre fluido frío y caliente es grande hay problemas, por las dilataciones o contracciones del haz respecto a la carcasa
- La máxima temperatura para agua de enfriamiento debe estar limitada a 120 °F y la máxima temperatura de pared en tubo debe limitarse a 140 °F.
- La temperatura de diseño se calcula sumando 50°F a la máxima temperatura de operación.
- La máxima velocidad en tubo para gases debe ser de 125 ft/s para corrientes sin líquidos o sólidos. Para corrientes con presencia de partículas o gotas de líquidos, la velocidad no debe exceder 66 ft/s o la velocidad límite de erosión en los demás componentes del sistema.
- La velocidad máxima en líquidos para tubos de acero al carbón debe ser 9,8 ft/s; y para aleaciones en cobre 8,2 ft/s. Líquidos con sólidos suspendidos deben tener una velocidad mínima de 3,3 ft/s.

¹²⁰Recuperado de [https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2011/447/42501/1/Documento 15 .pdf](https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2011/447/42501/1/Documento%2015.pdf)

Para aplicaciones con agua de enfriamiento las velocidades en tubo son las que se indican a continuación:

Tabla 3.17 Límite de velocidad en tubos de intercambiadores (agua de enfriamiento)

Material	Límites de velocidad m/s (ft/s)	
	Min.	Max.
Admiralty brass y Aluminio o Cobre	1(3,3)	1,5(5,0)
Aluminium	1(3,3)	2,4(8,0)
Aluminio Bronce y Cupro-nickel 70/30	1(3,3)	3,0(10,0)
Cupro-nickel 90/10	1(3,3)	2,4(8,0)
Monel	1(3,3)	3,7(12,0)
Acero inoxidable Austenítico	1(3,3)	4,6(15,0)
Aleaciones Ni-Fe-Cr	1(3,3)	4,6(15,0)
Acero al carbón	1(3,3)	2,1(7,0)

3.3.7.1 Asunciones

- Cálculo de la cantidad de calor intercambiado Q a partir de las consideraciones del proceso.
- Cálculo de la diferencia de temperatura media efectiva.
- Asunción del coeficiente global de transferencia de calor U_o .
- Cálculo del área basada en el coeficiente global de transferencia de calor U_o , supuesto.
- Determinar las dimensiones físicas del intercambiador de calor de acuerdo al área calculada.
- Cálculo de la caída de presión a través del intercambiador y modificación del diseño interno (si se requiere) para obtener un balance razonable entre el tamaño del intercambiador y la caída de presión.
- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U_o a partir de las propiedades físicas de los fluidos, factores de ensuciamiento y arreglo del intercambiador.
- Cálculo del área de transferencia basada en U_o calculado y la diferencia de temperatura media efectiva.

- Comparación del área de transferencia calculada en el punto anterior con la calculada inicialmente, repetir los cálculos hasta que las áreas sean iguales.

3.3.7.2 Métodos de solución

- Asumir un valor para el coeficiente total de transferencia de calor U_o , el cual incluye el factor de obstrucción.
- El número de pasos en un tubo puede variarse de 2 a 8 y en corazas muy grandes hasta 16.

Tabla 3.18 Número de pasos

Di carcaza pulg	Número de pasos máximo Recomendado
10	4
10 < 20	6
20 < 30	8
30 < 40	10
40 < 50	12
50 < 60	14

- Aunque el coeficiente de película pueda aumentar 2,23 veces, la caída de presión aumentará 125.
- Un intercambiador 2-4 se usa cuando F_t es menor 0,75 en un intercambiador 1- 2, si el valor de F_t es mayor de 0,9 para el 2-4 es el adecuado; si es menor deberán usarse más pasos en coraza.
- Los pasos aumentan la velocidad, el coeficiente y también las pérdidas por fricción, en ocho pasos el coeficiente es cinco veces mayor que en un paso y la caída de presión es 300 veces mayor.
- Los tubos van de 8, 10, 16, 20 y 24 (ft).¹²¹
- Las longitudes típicas de los intercambiadores van de 3 m a 9 m.

¹²¹ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

En el diseño de los intercambiadores de calor se ven inmersas también las composiciones de la corriente, flujos, temperaturas y presiones; las propiedades físicas de los elementos en los flujos dentro del rango requerido de temperatura y presión; tipo y configuración geométrica del intercambiador.

Para el trabajo que va a realizar el intercambiador (extracción de calor) desde la corriente fría se emplea la siguiente ecuación:

$$Q = \dot{m}Cp\Delta T \quad [3.61]$$

Donde:

Q : carga de calor (Kw)

\dot{m} : flujo másico del sistema ($\frac{Kg}{h}$)

Cp : calor específico ($\frac{KJ}{Kg^{\circ}C}$)

ΔT : diferencial de temperaturas($^{\circ}C$)

Para calcular la cantidad de calor a extraer de la corriente de diésel, se calcula la temperatura media logarítmica:

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 \quad [3.62]$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 \quad [3.63]$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad [3.64]$$

La temperatura de salida del agua se conoce a partir de un balance de energía:

$$t_2 = \frac{Q}{U_{H20}Cp_{H20}} + t_1 \quad [3.65]$$

Conociendo lo anterior se puede calcular el área de transferencia de calor:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_{lm}} \quad [3.66]$$

Donde:

U : coeficiente global de transferencia de calor ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

Para el cálculo del diámetro de la coraza se necesita conocer el número de tubos:¹²²

$$A_t = \pi d_0 L \quad [3.67]$$

$$N_t = \frac{A_T}{\pi d_0 L} \quad [3.68]$$

Donde:

A_t : área superficial de un tubo (m^2)

d_0 : diámetro externo, (mm)

L : longitud del tubo (m)

A_T : área total (m^2)

Para calcular la velocidad lateral del tubo se emplea:

$$A_{tt} = \frac{\pi}{4 \cdot d_i^2} \quad [3.69]$$

$$A_{Tj} = \frac{Tj}{A_{tt}} \quad [3.70]$$

$$V_f = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad [3.71]$$

$$V_t = \frac{V_f}{A_{Tj}} \quad [3.72]$$

Donde:

A_{tt} : área transversal del tubo (m^2)

d_i : diámetro interno (mm)

A_{Tj} : área total por juego (m^2)

Tj : tubo por juego

V_f : tasa de flujo volumétrico ($\frac{m^3}{s}$)

V_t : velocidad lateral del tubo ($\frac{m}{s}$)

Para el cálculo del coeficiente lateral del tubo, se emplea:

¹²² R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

$$\frac{h_i d_i}{k} = j_h R_e P_r^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad [3.73]$$

$$R_e = \frac{\rho u d_i}{\mu} \quad [3.74]$$

$$P_r = \frac{c_p \mu}{k} \quad [3.75]$$

Donde:

h_i : factor de coeficiente interno ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

k : conductividad térmica ($\frac{W}{m \cdot ^\circ C}$)

j_h : factor deflector, $j_h = 3.8 \cdot 10^{-3} \text{ }^{123}$

P_r : número de Prandtl

μ_w : viscosidad a la temperatura de la pared ($\frac{Ns}{m^2}$)

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor se emplea:

El material de construcción es acero inoxidable, cuya conductividad térmica es

de $K = 16 \left(\frac{W}{m \cdot ^\circ C}\right)$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2K} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_i} \quad [3.76]$$

Donde:

U_o : coeficiente global de transferencia de calor, ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

h_o : factor de coeficiente externo, ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

h_{od} : factor de ensuciamiento externo, $h_{od} = 2000 \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)^{124}$

h_{id} : factor de ensuciamiento interno, $h_{id} = 1000 \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)$

Para calcular la caída de presión al costado del tubo, al igual que en la carcasa:

$$\Delta P_t = N_p \left[8 j_f \left(\frac{L}{d_i}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho u_t^2}{2} \quad [3.77]$$

¹²³ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

¹²⁴ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

$$\Delta P_s = [8j_f \left(\frac{D_s}{d_e}\right) \left(\frac{L}{l_b}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14}] \frac{\rho u_s^2}{2} \quad [3.78]$$

Donde:

ΔP_t : Caída de presión al costado del tubo, Pa

N_p : Número de tubos

j_f : Factor de fricción, $j_f = 3,9 \cdot 10^{-3}$ (*costado del tubo*)

μ_w : Viscosidad al temperatura de la pared ($\frac{Ns}{m^2}$)

ΔP_s : Caída de presión en la carcasa, Pa

l_b : Espaciamiento deflector, mm

j_f : Factor de fricción, $j_f = 4,1 \cdot 10^{-2}$ (*carcasa*)

RESUMEN III

Dentro de las consideraciones de diseño, incluidas en este capítulo se encuentran las unidades de medición para cada variable, la ubicación y condiciones climáticas del sitio de construcción, las condiciones de entrada a la unidad hidrodesulfuradora, como son la temperatura, presión, relación H₂/oil, LHSV, consumo de hidrógeno y sus propiedades, la caracterización del diésel incluyendo la curva ASTM D-86.

Además de los criterios de diseño de los equipos mayores que componen la unidad hidrodesulfuradora.

CAPITULO IV

DISEÑO DE EQUIPOS Y SIMULACIÓN

4.1 RESUMEN

Como primer paso al diseño de los equipos se realizó un balance de materia y de energía, para de esta manera conocer las corrientes que ingresan a cada uno de los equipos, así como otros parámetros requeridos para realizar la simulación de los equipos mayores. Finalmente se incluye la inversión estimada de los equipos.

4.2 BALANCE DE MATERIALES

4.2.1 REACCIONES DE HIDRODESULFURACIÓN

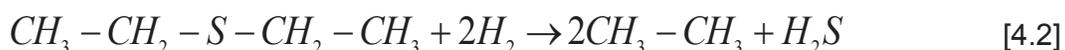
Las reacciones primarias son la remoción de azufre y nitrógeno así como olefinas de saturación. Los productos de estas reacciones son los contaminantes de los hidrocarburos libres, junto con H₂S y NH₃; otras reacciones incluyen oxígeno, metal, remoción de haluro y saturaciones aromáticas. En cada una de las reacciones el hidrógeno es consumido y se libera calor.

4.2.1.1 Remoción de azufre¹²⁵

- Mercaptanos



- Sulfuros



- Disulfuros

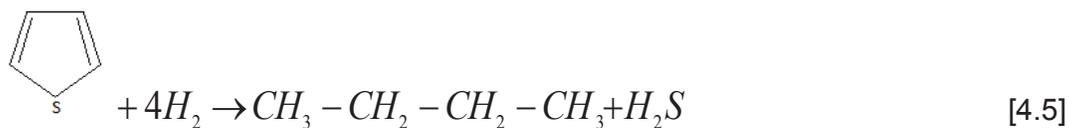


- Sulfuros cíclicos



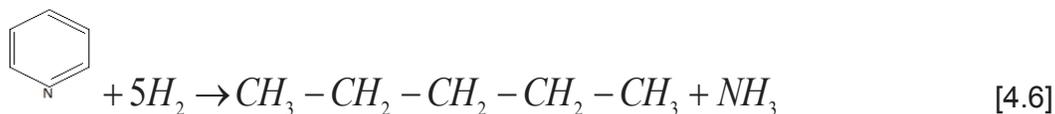
¹²⁵ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

- Tiofenos

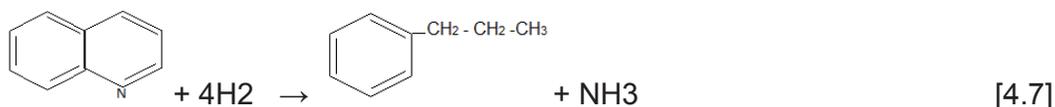


4.2.1.2 Remoción de nitrógeno ¹²⁶

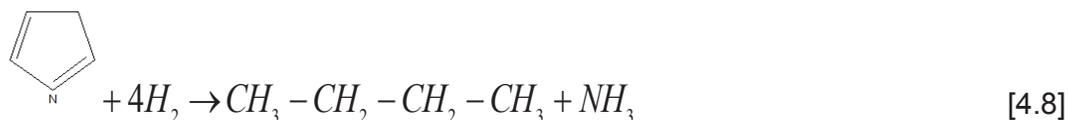
- Piridina



- Quinoleína



- Pirrol

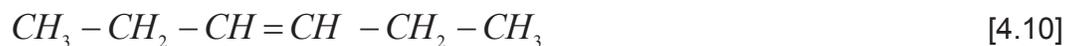


4.2.1.3 Remoción de oxígeno ^{127 128}



4.2.1.4 Saturación de olefinas

- Olefinas lineales



- Olefinas cíclicas



¹²⁶ S. Fogler. (2001). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. (3ra. Ed.) Pearson Educación.

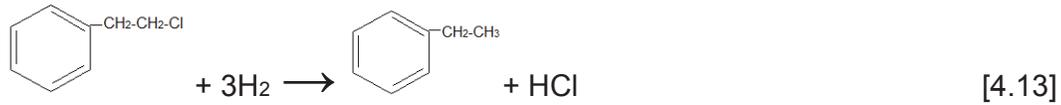
¹²⁷ Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diesel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.

¹²⁸ S. Fogler. (2001). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. (3ra. Ed.) Pearson Educación.

4.2.1.5 Saturación Aromática



4.2.1.6 Remoción de Haluros



4.2.2 CÁLCULOS

Alimentación de diésel = 171400 bpd

Tabla 4.1 Propiedades y composición del combustible diésel

Gravedad Específica @ 15°C	0,842	
Densidad @ 15°C [Kg/m^3]	842	
Punto de fluidez [°C]	-10	
Intervalo de ebullición (ASTM) [°C]	232-350	
Composición		
Parafinas	56,3	
Aromáticos	27	
Olefinas	4	
Compuestos nitrogenados	2,5	
Haluros	4,8	
Azufre total (wt %)	0,7	
Compuestos de Azufre (wt %)	Mercaptanos	14
	Sulfuros	14
	Disulfuros	14
	Tiofenos	14
	Sulfuros cíclicos	14

Datos para el combustible diésel:

Gravedad específica del diésel = 0,842

Densidad del agua, $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1000 \text{ Kg}/\text{m}^3$

Densidad del diésel, $\rho_{\text{oil}} = 842 \text{ Kg}/\text{m}^3$

Flujo de alimentación de combustible, $F_1 =$

171400	<i>bbbl/d</i>
27250	m^3/d
2,29 E+07	<i>Kg/d</i>
956007	<i>Kg/h</i>

$$171400 \frac{bbbl}{d} * \frac{842 Kg}{m^3} * \frac{1 m^3}{6,29 bbl} * \frac{1 día}{24 h} = 956006,89 \frac{kg}{h}$$

4.1.2.1 Balance de material alrededor del reactor

4.1.2.1.1 Hidrógeno Requerido (H_2)

4.1.2.1.1.1 Hidrógeno para la remoción de azufre

Total compuestos Azufre en la alimentación= Alimentación *(% Azufre)

$$956007 \frac{kg}{h} * 0,007 = 6692 \frac{kg}{h}$$

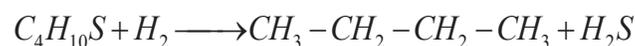
Mercaptanos en el azufre de alimentación* % mercaptanos

$$956007 \frac{Kg}{h} * 0,0014 = 1338,4 \frac{Kg}{h}$$

Tabla 4.2 Cantidad de compuestos de azufre en la alimentación

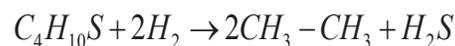
	Componentes	Flujo Másico (Kg/h)	Hidrógeno requerido (Kg/h H_2)
Compuestos de Azufre	Mercaptanos	1338,4	29,74
	Sulfuros	1338,4	59,48
	Disulfuros	1338,4	43,88
	Sulfuros cíclicos	1338,4	60,80
	Tiofenos	1338,4	127,46
	Total	6692	321,36

- Mercaptanos



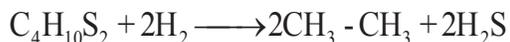
$$1338,4 \frac{Kg C_4H_{10}S}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_{10}S}{90 Kg C_4H_{10}S} * \frac{1 K_{mol} H_2}{1 K_{mol} C_4H_{10}S} * \frac{2 Kg H_2}{1 K_{mol} H_2} = 29,74 \frac{Kg}{h} H_2$$

- Sulfuros



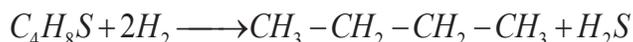
$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_{10}S}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_{10}S}{90 K_g C_4H_{10}S} * \frac{2 K_{mol} H_2}{1 K_{mol} C_4H_{10}S} * \frac{2 \text{ Kg } H_2}{1 K_{mol} H_2} = 59,48 \frac{\text{Kg}}{h} H_2$$

- Disulfuros



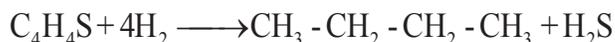
$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_{10}S_2}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_{10}S_2}{122 K_g C_4H_{10}S_2} * \frac{2 K_{mol} H_2}{1 K_{mol} C_4H_{10}S_2} * \frac{2 \text{ Kg } H_2}{1 K_{mol} H_2} = 43,88 \frac{\text{Kg}}{h} H_2$$

- Sulfuros cíclicos



$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_8S}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_8S}{88 K_g C_4H_8S} * \frac{2 K_{mol} H_2}{1 K_{mol} C_4H_8S} * \frac{2 \text{ Kg } H_2}{1 K_{mol} H_2} = 60,80 \frac{\text{Kg}}{h} H_2$$

- Tiofenos



$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_4S}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_4S}{84 K_g C_4H_4S} * \frac{4 K_{mol} H_2}{1 K_{mol} C_4H_4S} * \frac{2 \text{ Kg } H_2}{1 K_{mol} H_2} = 127,46 \frac{\text{Kg}}{h} H_2$$

El hidrógeno total requerido para la remoción de azufre = Hidrógeno para mercaptanos + Hidrógeno para sulfuros + Hidrógeno para disulfuros + Hidrógeno para sulfuros cíclicos + Hidrógeno para tiofenos = $321,41 \frac{\text{Kg}}{h}$

4.1.2.1.1.2 Hidrógeno para la remoción de nitrógeno

Nitrógeno total en la alimentación = Flujo de Alimentación · (% N_2)

$$956000 \frac{\text{kg}}{h} * 0,025 = 23900 \frac{\text{kg}}{h}$$

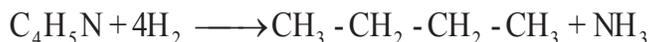
Tabla 4.3 Compuestos nitrogenados en la alimentación

Componentes	Composición (%)	Flujo Másico Kg/h	Hidrógeno requerido (Kg/h H_2)
Piridina	30	7170	907,59
Pirrol	35	8365	999,00
Quinoleína	35	8365	518,76
Total	100	23900	2425,10

- Piridina

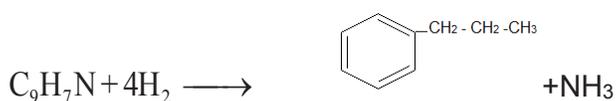


- Pirrol



$$8365 \frac{Kg C_4H_5N}{h} * \frac{1K_{mol} C_4H_5N}{67Kg C_4H_5N} * \frac{4K_{mol} H_2}{1K_{mol} C_4H_5N} * \frac{2Kg H_2}{1K_{mol} H_2} = 998,8 \frac{Kg}{h} H_2$$

- Quinolina



$$8365 \frac{Kg C_9H_7N}{h} * \frac{1K_{mol} C_9H_7N}{129Kg C_9H_7N} * \frac{4K_{mol} H_2}{1K_{mol} C_9H_7N} * \frac{2Kg H_2}{1K_{mol} H_2} = 518,75 \frac{Kg}{h} H_2$$

El hidrógeno total requerido para la remoción de nitrógeno = Hidrógeno para piridina + Hidrógeno para pirrol + Hidrógeno para quinoleína = $2425,14 \frac{Kg}{h}$

4.1.2.1.1.3 Hidrógeno para saturación de olefinas

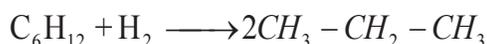
Total de olefinas en la alimentación = Flujo de Alimentación * (% Olefinas)

$$956007 \frac{Kg}{h} * 0,04 = 38240,2 \frac{Kg}{h}$$

Tabla 4.4 Compuestos olefínicos en la alimentación

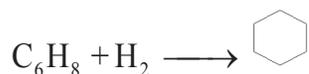
Componentes	Composición (%)	Flujo másico kg/h	Hidrógeno requerido (Kg/h H ₂)
Olefinas lineales	50	19120,14	455,24
Olefinas cíclicas	50	19120,14	478,0
Total	100	38240,2	933,24

- Olefinas lineales



$$19120,14 \frac{Kg C_6H_{12}}{h} * \frac{1K_{mol} C_6H_{12}}{84Kg C_6H_{12}} * \frac{1K_{mol} H_2}{1K_{mol} C_6H_{12}} * \frac{2Kg H_2}{1K_{mol} H_2} = 455,24 \frac{Kg}{h} H_2$$

- Olefinas cíclicas



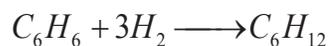
$$19120,14 \frac{Kg C_6H_8}{h} * \frac{1K_{mol} C_6H_8}{80Kg C_6H_8} * \frac{1K_{mol} H_2}{1K_{mol} C_6H_8} * \frac{2Kg H_2}{1K_{mol} H_2} = 478,0 \frac{Kg}{h} H_2$$

Hidrógeno total requerido para la saturación de olefinas = Hidrógeno para olefinas lineales + Hidrógeno para olefinas cíclicas = $933,24 \frac{Kg}{h}$

4.1.2.1.1.4 Hidrógeno para Saturación de aromáticos

Total de aromáticos en la alimentación = Flujo de Alimentación*(% Aromáticos)

$$956007 * 0,27 = 258121,89 \frac{Kg}{h}$$

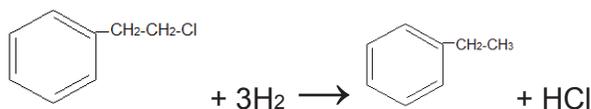


$$258121 \frac{Kg C_6H_6}{h} * \frac{1K_{mol} C_6H_6}{78Kg C_6H_6} * \frac{3K_{mol} H_2}{1K_{mol} C_6H_6} * \frac{2Kg H_2}{1K_{mol} H_2} = 19855,53 \frac{Kg}{h} H_2$$

4.1.2.1.1.5 Hidrógeno para la remoción de Haluros

Total de haluros en la alimentación = Flujo de Alimentación*(% Haluros)

$$956007 * 0,048 = 45888,33 \frac{Kg}{h}$$



$$45888,33 \frac{Kg C_8H_9Cl}{h} * \frac{1K_{mol} C_8H_9Cl}{140Kg C_8H_9Cl} * \frac{3K_{mol} H_2}{1K_{mol} C_8H_9Cl} * \frac{2Kg H_2}{1K_{mol} H_2} = 1966,64 \frac{Kg}{h} H_2$$

$$45888,33 \text{ Kg de Haluros requiere} = 1966,64 \frac{Kg}{h} H_2$$

El hidrógeno total requerido = H_2 para desulfuración+ H_2 para desnitrógenación+ H_2 para saturación de olefinas + H_2 para saturación de aromáticos + H_2 para remoción de haluros = $25501,96 \frac{Kg}{h} H_2$

Usando el 100 % del exceso de hidrógeno, se tiene:

$$\text{Exceso de hidrógeno} = 25501,96 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{H}_2 \text{ requerido} + \text{Exceso H}_2 = 51003,92 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Hidrógeno total en la alimentación, } F_2 = 51003,92 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Balance total alrededor del reactor

$$F_3 = F_1 + F_2 = 956007 + 50758 = 1007010 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

4.1.2.1.2 Amonia producida

- Piridina

$$7170 \frac{\text{KgC}_5\text{H}_5\text{N}}{\text{h}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{C}_5\text{H}_5\text{N}}{79\text{KgC}_5\text{H}_5\text{N}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3}{1\text{K}_{mol}\text{C}_5\text{H}_5\text{N}} * \frac{17\text{KgNH}_3}{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3} = 1542,91 \frac{\text{KgNH}_3}{\text{h}}$$

- Pirrol

$$8365 \frac{\text{KgC}_4\text{H}_5\text{N}}{\text{h}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{C}_4\text{H}_5\text{N}}{67\text{KgC}_4\text{H}_5\text{N}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3}{1\text{K}_{mol}\text{C}_4\text{H}_5\text{N}} * \frac{17\text{KgNH}_3}{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3} = 2122,46 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{NH}_3$$

- Quinoleína

$$8365 \frac{\text{KgC}_9\text{H}_7\text{N}}{\text{h}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{C}_9\text{H}_7\text{N}}{129\text{KgC}_9\text{H}_7\text{N}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3}{1\text{K}_{mol}\text{C}_9\text{H}_7\text{N}} * \frac{17\text{KgNH}_3}{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3} = 1102,36 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{NH}_3$$

Amonio total requerido = NH_3 producido desde piridina + NH_3 producido desde

$$\text{pirrol} + \text{NH}_3 \text{ producido desde quinoleína} = 4768 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{NH}_{3\text{PRODUCIDO}} = 280,45 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \text{NH}_3$$

4.1.2.1.3 Sulfuro de hidrógeno producido

- Mercaptanos

$$1338,4 \frac{\text{KgC}_4\text{H}_{10}\text{S}}{\text{h}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{C}_4\text{H}_{10}\text{S}}{90\text{KgC}_4\text{H}_{10}\text{S}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{H}_2\text{S}}{1\text{K}_{mol}\text{C}_4\text{H}_{10}\text{S}} * \frac{34\text{KgH}_2\text{S}}{1\text{K}_{mol}\text{H}_2\text{S}} = 505,62 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S}$$

- Sulfuros

$$1338,4 \frac{\text{KgC}_4\text{H}_{10}\text{S}}{\text{h}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{C}_4\text{H}_{10}\text{S}}{90\text{KgC}_4\text{H}_{10}\text{S}} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{H}_2\text{S}}{1\text{K}_{mol}\text{C}_4\text{H}_{10}\text{S}} * \frac{34\text{KgH}_2\text{S}}{1\text{K}_{mol}\text{H}_2\text{S}} = 505,62 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S}$$

- Disulfuros

$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_{10}S_2}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_{10}S_2}{122 K_g C_4H_{10}S_2} * \frac{1 K_{mol} H_2S}{1 K_{mol} C_4H_{10}S_2} * \frac{34 \text{ Kg } H_2S}{1 K_{mol} H_2S} = 372,96 \frac{\text{Kg}}{h} H_2S$$

- Sulfuros cíclicos

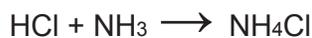
$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_8S}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_8S}{88 K_g C_4H_8S} * \frac{1 K_{mol} H_2S}{1 K_{mol} C_4H_8S} * \frac{34 \text{ Kg } H_2S}{1 K_{mol} H_2S} = 517,11 \frac{\text{Kg}}{h} H_2S$$

- Tiofenos

$$1338,4 \frac{\text{Kg } C_4H_4S}{h} * \frac{1 K_{mol} C_4H_4S}{84 K_g C_4H_4S} * \frac{1 K_{mol} H_2S}{1 K_{mol} C_4H_4S} * \frac{34 \text{ Kg } H_2S}{1 K_{mol} H_2S} = 541,73 \frac{\text{Kg}}{h} H_2S$$

El total de sulfuros de hidrógeno producido = H_2S desde mercaptanos + H_2S desde sulfuros + H_2S desde disulfuros + H_2S desde sulfuros cíclicos + H_2S desde tiofenos = $2443,04 \frac{\text{Kg}}{h} H_2S$

4.1.2.1.4 Cloruro de amonio producido



$$45888,336 \frac{\text{Kg } C_8H_9Cl}{h} * \frac{1 K_{mol} C_8H_9Cl}{140 \text{ Kg } C_8H_9Cl} * \frac{1 K_{mol} HCl}{1 K_{mol} C_8H_9Cl} * \frac{36,5 \text{ Kg } HCl}{1 K_{mol} HCl} = 11963,74 \frac{\text{Kg}}{h} HCl$$

Suponiendo que la conversión es del 68 %

$$11963,74 * 0,68 = 8135,35 \frac{\text{Kg } HCl}{h} * \frac{1 K_{mol} HCl}{36,5 \text{ Kg } HCl} = 222,88 \frac{K_{mol} HCl}{h}$$

$$222,88 \frac{K_{mol} HCl}{h} * \frac{1 K_{mol} NH_4Cl}{1 K_{mol} HCl} = 222,88 \frac{K_{mol} NH_4Cl}{h} * \frac{53,5 \text{ Kg } NH_4Cl}{1 K_{mol} NH_4Cl} = 11924,401 \frac{\text{Kg } NH_4Cl}{h}$$

Por lo tanto,

$$NH_3 \text{ consumido} = 222,88 \frac{K_{mol}}{h}$$

$$NH_3 \text{ producido} = 280,45 \frac{K_{mol}}{h}$$

$$NH_3 \text{ libre} = NH_3 \text{ producido} - NH_3 \text{ consumido} = 57,57 \frac{K_{mol}}{h}$$

$$\text{Masa de } NH_3 \text{ libre} = 57,57 K_{mol} * \frac{17 Kg NH_3}{1 K_{mol} NH_3} = 978,69 \frac{Kg NH_3}{h}$$

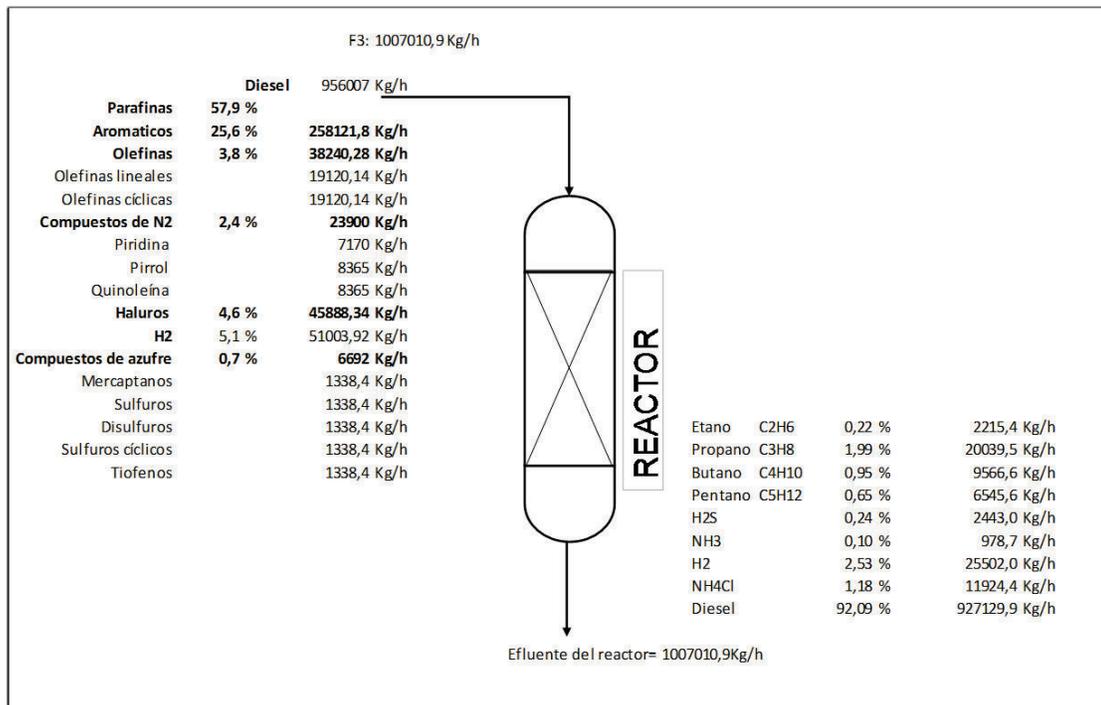


Figura 4.1 Balance de masa en el reactor

4.1.2.2 Balance de material alrededor del separador

4.1.2.2.1 Caudal de agua de lavado, F_4

$$\text{Caudal de alimentación } F_1 = 956007 \frac{Kg}{h} * \frac{m^3}{842 Kg} = 1135,4 \frac{m^3}{h} \quad \rho = 842 \frac{Kg}{m^3}$$

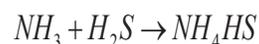
$$\text{Volumen del caudal de alimentación} = 1135,42 \frac{m^3}{h}$$

Asumiendo que el flujo del agua de lavado es el 5 % del volumen de la alimentación fresca.

$$\text{Flujo de agua de lavado } F_4 = 11,35 * 0,05 = 56,77 \frac{m^3}{h} \text{ agua}$$

$$\text{Flujo másico de } H_2O \text{ de lavado, } F_4 = 1000 \frac{Kg}{m^3} * 56,77 \frac{m^3}{h} = 56770 \frac{Kg}{h}$$

4.1.2.2.2 Flujo del agua ácida, F_7



$$978,69 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{NH}_3 * \frac{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3}{17\text{KgNH}_3} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{H}_2\text{S}}{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3} * \frac{34\text{KgH}_2\text{S}}{1\text{K}_{mol}\text{H}_2\text{S}} = 1957,38 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S}$$

$$\text{H}_2\text{S libre} = 2443,04 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S} - 1957,38 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S} = 485,66 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S}$$

$$978,69 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{NH}_3 * \frac{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3}{17\text{KgNH}_3} * \frac{1\text{K}_{mol}\text{NH}_4\text{HS}}{1\text{K}_{mol}\text{NH}_3} * \frac{51\text{KgNH}_4\text{HS}}{1\text{K}_{mol}\text{NH}_4\text{HS}} = 2936,07 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{NH}_4\text{HS}$$

El agua ácida contiene:

$$\text{NH}_4\text{HS} = 2936,07 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} ; \text{NH}_4\text{Cl} = 11924,401 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} ; \text{Agua de lavado} = 56770 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo del agua ácida} = F_7 = m_{\text{NH}_4\text{HS}} + m_{\text{NH}_4\text{Cl}} + m_{\text{agua lavado}} = 71630,47 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

F_6 (Gases H_2 y H_2S)

$$\text{H}_2 \text{ libre} = \text{H}_2 \text{ entrada} - \text{H}_2 \text{ consumido} = 51003,92 - 25501,96 = 25501,96 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{H}_2\text{S libre} = \text{H}_2\text{S producido} - \text{H}_2\text{S reaccionado con } \text{NH}_3$$

$$2443,04 - 1957,38 = 485,66 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Por las especificaciones de diseño del separador y tomando en cuenta un 60% de eficiencia de separación, se obtiene la cantidad de 291,4 Kg/h de H_2S removido en el separador, mientras el resto de H_2S se dirige hacia el stripper.

$$\text{La cantidad de } \text{H}_2\text{S} \text{ removida en el separador} = 291,4 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$F_6 = \text{H}_2 \text{ libre} + \text{H}_2\text{S removido en el separador} = 25501,96 + 291,4 = 25793,3 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Aplicación de balance total alrededor del separador, $F_3 + F_4 = F_5 + F_6 + F_7$

$$F_5 = F_3 + F_4 - F_6 - F_7 = 1007010,9 + 56770 - 25793,35 - 71630,47 = 966357,08 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

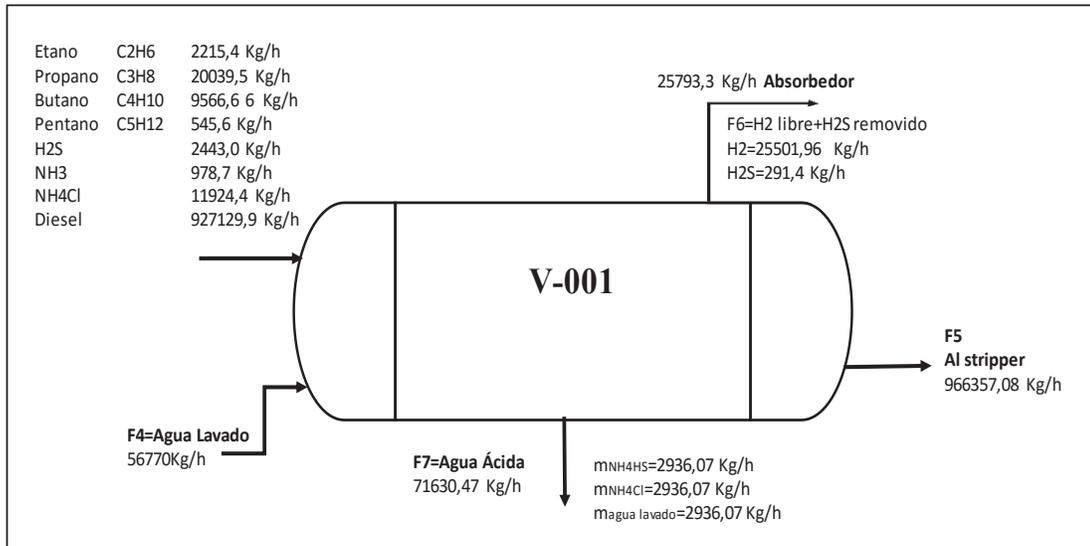


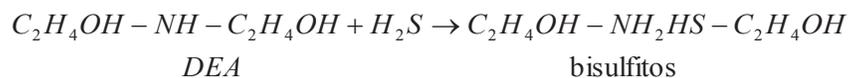
Figura 4.2 Balance de material en el separador

4.1.2.3 Balance de Material alrededor del absorbedor

Tomado el 25 % en peso de DEA (Dietanol amina) y 75 % en peso de agua.

Fracción de DEA = 0,25

Fracción de agua = 0,75



Peso molecular DEA=105 Kg/Kmol

1 Kmol de H_2S requiere = 1 Kmol de solución DEA

$$34 \text{ Kg de } H_2S \text{ requiere} = 0,25 * 105 + 0,75 * 18 = 39,75 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{ DEA}$$

$$291,4 \text{ Kg de } H_2S \text{ requiere} = \frac{39,75}{34} * 291,4 = 340,7 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{ DEA}$$

$$\text{Amina pobre (solución DEA) requiere} = F_9 = 340,7 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Amina rica} = F_8 = H_2S \text{ removida} + \text{amina pobre} = 291,4 + 340,7 = 632,065 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Amina rica} = F_8 = 632,065 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

H_2 reciclado = $F_6 - H_2S$ absorbido en la solución DEA

$$H_2 \text{ reciclado} = 25793,35 - 291,4 = 25501,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

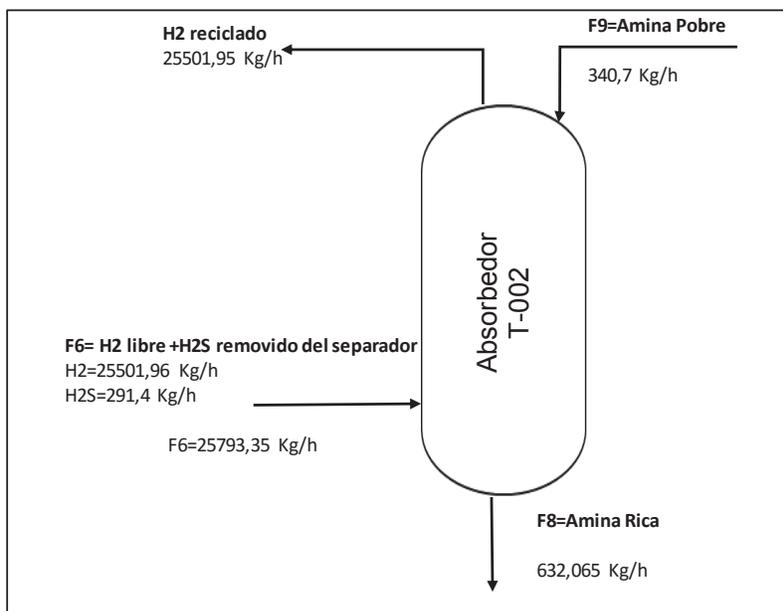


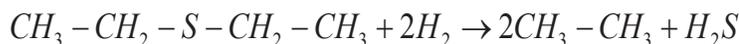
Figura 4.3 Balance de material en el absorbedor

4.1.2.4 Balance de material alrededor del stripper

Generalmente el stripper remueve componentes desde $C_2 - C_5$

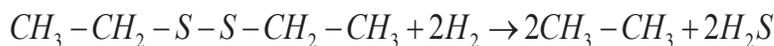
4.1.2.4.1 C_2 producido

- Desde sulfuros



$$1338,4 \text{ Kg sulfuro} * \frac{1K_{mol} \text{ sulfuro}}{90 \text{ Kg sulfuro}} * \frac{2K_{mol} C_2H_6}{1K_{mol} \text{ sulfuro}} * \frac{30Kg C_2H_6}{1K_{mol} C_2H_6} = 892,27 \frac{Kg}{h} C_2H_6$$

- Desde disulfuros



$$1338,4 \text{ Kg disulfuro} * \frac{1K_{mol} \text{ disulfuro}}{122 \text{ Kg disulfuro}} * \frac{2K_{mol} C_2H_6}{1K_{mol} \text{ disulfuro}} * \frac{30Kg C_2H_6}{1K_{mol} C_2H_6} = 658,23 \frac{Kg}{h} C_2H_6$$

$$\text{Producción total de } C_2 = C_2 \text{ desde sulfuros} + C_2 \text{ desde disulfuros} = 1550,5 \frac{Kg}{h} C_2$$

4.1.2.4.2 C_3 producido

- desde olefinas lineales



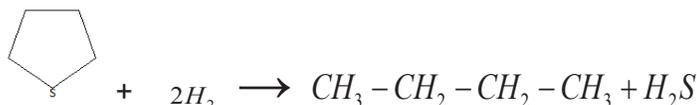
$$1338,4 \text{ Kg olefina} * \frac{1K_{mol} \text{ olefina}}{84 \text{ Kg olefina}} * \frac{2K_{mol} C_3H_8}{1K_{mol} \text{ olefina}} * \frac{44Kg C_3H_8}{1K_{mol} C_3H_8} = 1402,13 \frac{Kg}{h} C_3H_8$$

4.1.2.4.3 C₄ producido

- desde mercaptanos

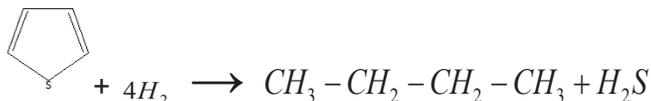
$$1338,4 \text{ Kg mercaptanos} * \frac{1K_{mol} \text{ mercaptanos}}{90 \text{ Kg mercaptanos}} * \frac{1K_{mol} C_4}{1K_{mol} \text{ mercaptanos}} * \frac{58Kg C_4}{1K_{mol} C_4} = 862,52 \frac{Kg}{h} C_4$$

- desde sulfuros cíclicos



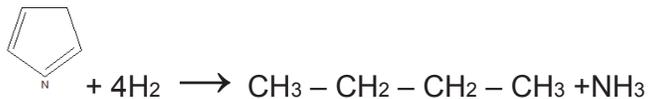
$$1338,4 \text{ Kg sulf. cíclicos} * \frac{1K_{mol} \text{ sulf. cíclicos}}{88 \text{ Kg sulf. cíclicos}} * \frac{2K_{mol} C_4}{1K_{mol} \text{ sulf. cíclicos}} * \frac{58Kg C_4}{1K_{mol} C_4} = 1764,25 \frac{Kg}{h} C_4$$

- desde tiofenos



$$1338,4 \text{ Kg tiofeno} * \frac{1K_{mol} \text{ tiofeno}}{84 \text{ Kg tiofeno}} * \frac{1K_{mol} C_4}{1K_{mol} \text{ tiofeno}} * \frac{58Kg C_4}{1K_{mol} C_4} = 924,13 \frac{Kg}{h} C_4$$

- desde pirrol



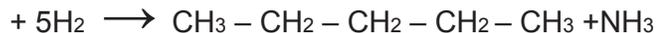
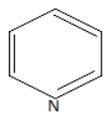
$$8325 \text{ Kg pirrol} * \frac{1K_{mol} \text{ pirrol}}{67 \text{ Kg pirrol}} * \frac{1K_{mol} C_4}{1K_{mol} \text{ pirrol}} * \frac{58Kg C_4}{1K_{mol} C_4} = 7241,34 \frac{Kg}{h} C_4$$

C₄ total producido = C₄ desde mercaptanos + C₄ desde sulfuros cíclicos + C₄

desde tiofenos + C₄ desde pirrol = $10792,24 \frac{Kg}{h}$

4.1.2.4.4 C₅ producido

- desde piridina



$$7170 \text{ Kg piridina} * \frac{1K_{mol} \text{ piridina}}{67 \text{ Kg piridina}} * \frac{1K_{mol} C_5}{1K_{mol} \text{ piridina}} * \frac{58Kg C_5}{1K_{mol} C_5} = 6534,68 \frac{Kg}{h} C_5$$

$$H_2S \text{ removido en el stripper} = 10 \frac{Kg}{h}$$

$$\text{Desechos ligeros} = F_{11} = 10 + C_2 + C_3 + C_4 + C_5 = 20289,55 \frac{Kg}{h}$$

$$\text{Producto final} = F_{12} = F_5 - F_{11} = 966357 - 20289,55 = 946067,45 \frac{Kg}{h}$$

$$\text{Contenido de azufre en el producto} = 946067,53 * 0,0005 = 473,03 \frac{Kg}{h} S$$

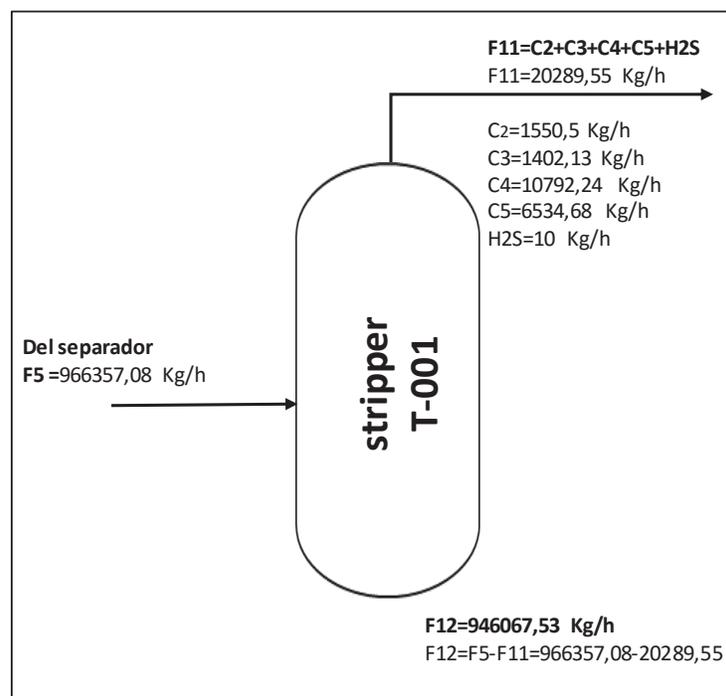


Figura 4.4 Balance alrededor del stripper

4.3 BALANCE DE ENERGÍA

4.3.1 Balance de energía alrededor del intercambiador de calor E-001

4.3.1.1 Corriente Fría

Temperatura de entrada: $t_1=30 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura de salida: $t_2=120 \text{ }^\circ\text{C}$

Temperatura promedio: $T_{AVG} = (t_1 + t_2)/2 = 75^\circ\text{C}$

Calor específico: $C_p@75^\circ\text{C} = 2,1 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$

Tasa de flujo másico: 956007 Kg/h

Carga de calor: $Q = mC_p (t_2 - t_1) = 956007 * 2,1(120 - 30) = 18E + 7 \text{ KJ/h}$

4.3.1.2 Corriente caliente

Temperatura de entrada: $T_1 = 425^\circ\text{C}$

En el caso de estado estacionario, la cantidad de calor liberado por el efluente del reactor, será igual a la cantidad de calor absorbido por la alimentación:

Q absorbido por la alimentación = Q liberado por el efluente

$C_p@380^\circ\text{C} = 3,5 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$

Q liberado por el efluente = $mC_p (T_1 - T_2) = 1007010,9 * 3,5(425 - T_2)$ ¹²⁹

$180685320 = 1007010,9 * 3,5(425 - T_2)$

Temperatura de salida: $T_2 = 373,7^\circ\text{C}$

4.3.2 Balance de energía alrededor del reactor

4.3.2.1 Entrada

Velocidad de alimentación de combustible en el reactor = $F_1 = 956007 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Velocidad de alimentación de hidrógeno en el reactor = $F_2 = 51003,94 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Temperatura de entrada, $T_1 = 325^\circ\text{C}$

$C_p \text{ combustible}@325^\circ\text{C} = 3,305 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$

$C_p \text{ H}_2 @ 325^\circ\text{C} = 14,69 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$

$Q_{\text{entrada}} = (m_{\text{combustible}} C_{p_{\text{combustible}}} + m_{\text{H}_2} C_{p_{\text{H}_2}}) \cdot (\Delta T)$

$Q_{\text{entrada}} = (956007 * 3,305 + 51003,94 * 14,69) * 325 = 12,7E + 8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$

¹²⁹ D. M. Himmelblau. (1996). *Basic principles and calculations in chemical engineering*. (6ta. Ed.) Prentice Hall PTR.

4.3.2.2 Calor de las reacciones en el reactor

Tomando todas las reacciones que ocurren en el reactor, el calor de formación calculado es de $-77026187,09 \text{ KJ/h}$, (el signo negativo muestra que el proceso es exotérmico).

$$\text{Calor de reacción} = \Delta H_{rxn} = -77026187 \text{ KJ/h}$$

4.3.2.3 Salida del reactor

Como el reactor está operando en condiciones adiabáticas, aplicando el balance total alrededor.

$$Q_{SALIDA} = Q_{ENTRADA} + \Delta H_{rxn} = 1347402766 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$T_2 = 425^\circ\text{C}$$

$$\text{Ascenso de temperatura en el reactor } (\Delta T_{reactor}) = 100^\circ\text{C}$$

4.3.2.4 Inyección de agua de lavado

4.3.2.4.1 Para efluente

$$T = 373,7^\circ\text{C}$$

$$C_p @ 373^\circ\text{C} = 3,45 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q = mC_p\Delta T = 1007010,9 * 3,45 * 382,82 = 13,29E + 8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

4.3.2.4.2 Agua de lavado

$$\text{Temperatura} = 30^\circ\text{C}$$

$$C_p @ 30^\circ\text{C} = 4,2 \text{ KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Flujo másico de agua de lavado} = 56770 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$Q = mC_p\Delta T = 7153020 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Después de la mezcla, la temperatura de referencia será $T_R = 0^\circ\text{C}$

$$Q_{mezcla} = m_{efluente}C_p(T - T_R) + m_{H_2O}C_p(T - T_R) \quad ^{130}$$

$$1329988499 + 7153020 = m_{efluente}C_p(T - T_R) + m_{H_2O}C_p(T - T_R)$$

$$1329988499 + 7153020 = [1007010 * 3,45 + 56770 * 4,20](T - 0)$$

$$T = 358,23^\circ\text{C}$$

¹³⁰ D. M. Himmelblau. (1996). *Basic principles and calculations in chemical engineering*. (6ta. Ed.) Prentice Hall PTR.

4.3.3 Balance alrededor del enfriador

4.3.3.1 Calor de entrada

$$Q_{\text{Entrada}} = m_{\text{efluente}} C_p (T - T_R) + m_{H_2O} C_p (T - T_R)$$

$$\text{Flujo másico del efluente} = m_{\text{efluente}} = 1007010 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Temperatura} = T = 358,23 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p\text{efluente}@358^\circ\text{C}} = 3,4 \text{ KJ/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Flujo másico del agua} = m_{H_2O} = 56770 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$C_{p\text{agua}@358^\circ\text{C}} = 6,42 \text{ KJ/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{Entrada}} = [m_{\text{efluente}} C_{p\text{efluente}} + m_{H_2O} C_{pH_2O}] (T - T_R)$$

$$Q_{\text{Entrada}} = (1007010,9 * 3,4 + 56770 * 6,42) * 358,23 = 13,5E + 8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

4.3.3.2 Calor salida

$$Q_{\text{Salida}} = m_{\text{efluente}} C_p (T - T_R) + m_{H_2O} C_p (T - T_R)$$

$$T = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p\text{efluente}@70^\circ\text{C}} = 2,25 \text{ KJ/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pH_2O}@70^\circ\text{C} = 4,17 \text{ KJ/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{Salida}} = m_{\text{efluente}} C_p (T - T_R) + m_{H_2O} C_p (T - T_R)$$

$$Q_{\text{Salida}} = [m_{\text{efluente}} C_{p\text{efluente}} + m_{H_2O} C_{pH_2O}] (T - T_R)$$

$$Q_{\text{salida}} = (1007010,9 * 2,25 + 56770 * 4,17) * 70 = 17,5E + 7 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, el calor removido por el enfriador = $Q_{\text{Entrada}} - Q_{\text{Salida}}$

$$1357081778 - 175175379 = 11,8E + 8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

4.3.3.3 Refrigerante requerido (Agua)

$$\text{Temperatura entrada, } T_1 = 25^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura salida, } T_2 = 60^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura promedio, } T_{\text{avg}} = 42,5^\circ\text{C}$$

$$C_{pH_2O}@42,5^\circ\text{C} = 4,17 \text{ KJ/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q = m C_p \Delta T (t_2 - t_1)$$

$$1181906398 = m * 4,17 (60 - 25)$$

$$\text{Flujo másico del refrigerante} = m = 80,9E + 5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\rho_{\text{agua @ } 25^{\circ}\text{C}} = 998 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Flujo volumétrico del agua} = m/\rho = \frac{8098022 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{998 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 8114,25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

4.3.4 Balance alrededor del Stripper

4.3.4.1 Calor de vaporización (λ)

$$E \text{ tan o} = 302,29 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}, \quad \text{Propano} = 325,64 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}, \quad \text{Bu tan o} = 360,53 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}},$$

$$\text{Pen tan o} = 372,16 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

4.3.4.2 Calor requerido para vaporizar desechos livianos

$$\text{Calor requerido para } C_2 = QC_2 = m_{C_2} \lambda_{C_2} = 1550,5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 302,29 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} = 468700,64 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$\text{Calor requerido para } C_3 = QC_3 = m_{C_3} \lambda_{C_3} = 456589,613 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$\text{Calor requerido para } C_4 = QC_4 = m_{C_4} \lambda_{C_4} = 3890926,29 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$\text{Calor requerido para } C_5 = QC_5 = m_{C_5} \lambda_{C_5} = 2431946,5 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$\text{Calor total requerido para vaporización} = Q_1 = 7248163,05 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

4.3.4.3 Capacidad calorífica @38°C

$$E \text{ tan o} = 3,56 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}}, \quad \text{Propano} = 2,81 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}}, \quad \text{Bu tan o} = 2,47 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}},$$

$$\text{Pen tan o} = 2,34 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}}, \quad H_2S = 1,072 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}}$$

4.3.4.4 Calor contenido

$$Q_{C_2} = m_{C_2} C_{p_{C_2}} T = 1550,5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 3,56 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}} * 38^{\circ}\text{C} = 209751 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{C_3} = m_{C_3} C_{p_{C_3}} T = 149719 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{C_4} = m_{C_4} C_{p_{C_4}} T = 1012959 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{C_5} = m_{C_5} C_{p_{C_5}} T = 581063 \frac{KJ}{h}$$

$$Q_{H_2S} = m_{H_2S} C_{p_{H_2S}} T = 407,36 \frac{KJ}{h}$$

Contenido total de calor entrante con desechos livianos = $Q_2 = 19,53E + 5 \frac{KJ}{h}$

Calor total saliente desde el extremo superior del stripper

$$Q_{Salida} = Q_1 + Q_2 = 7248163 + 1953901 = 92E + 5 \frac{KJ}{h}$$

4.3.4.5 Vapor requerido

$$\text{Calor cedido por el vapor} = Q = 7248163 \frac{KJ}{h}$$

Presión de vapor = 100 psi

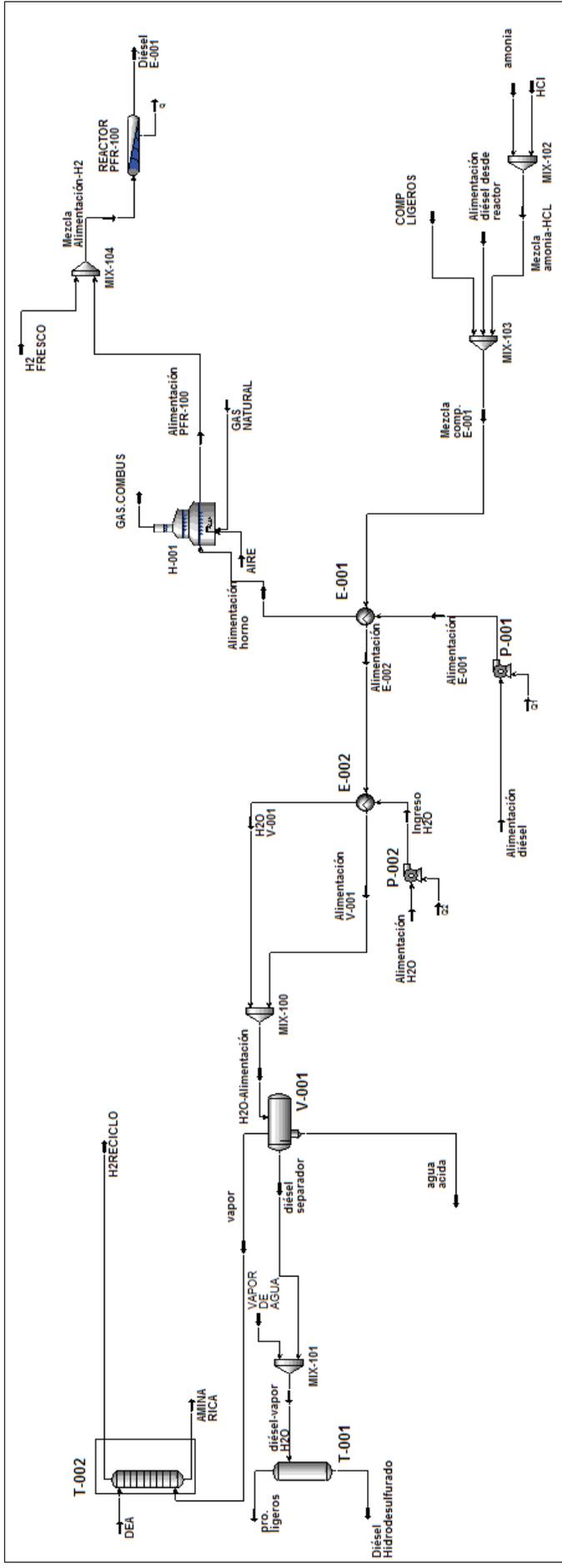
$$\text{Calor latente} = \lambda = 2066,3 \frac{KJ}{h}$$

$$\text{Flujo másico del vapor requerido} = m = Q/\lambda = \frac{7248163}{2066} = 3507,7 \frac{Kg}{h}$$

Posterior al balance de masa y energía se realizó el diseño de los equipos, cuyos datos fueron comprobados también con el simulador. Este archivo se encuentra en el anexo D.

4.4 Simulación de la unidad HDS

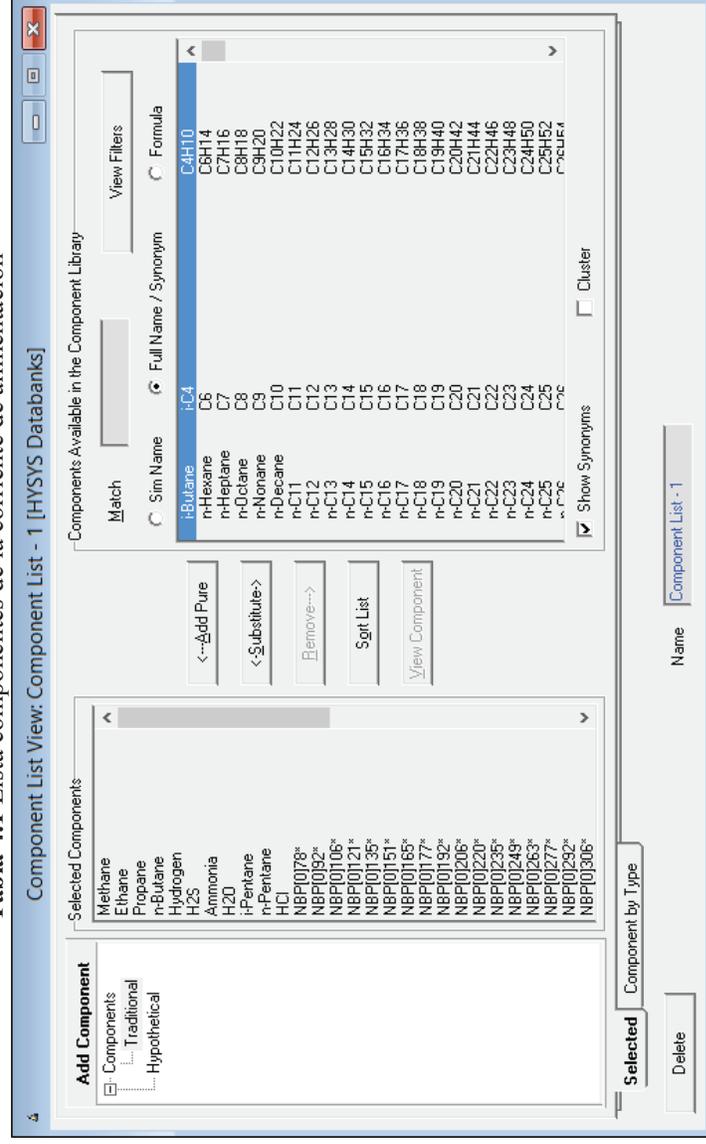
Diagrama de Flujo de procesos



4.4.1 CARACTERIZACIÓN DEL DIÉSEL A SIMULAR

Para la caracterización del diésel se procede a iniciar un nuevo caso de simulación y a la selección de componentes en la corriente de alimentación, así como del paquete fluido a utilizarse. Los pseudo-componentes están identificados como NBP-No., NBP significa Normal Boiling Point, mientras que el número es la temperatura de ebullición del componente en cuestión a presión atmosférica.

Tabla 4.1 Lista componentes de la corriente de alimentación



- Luego se elige el paquete termodinámico Peng- Robinson.
- Ya seleccionado la lista de componentes y el paquete termodinámico, se utiliza la herramienta de caracterización “Oil manager” y se selecciona “enter oil environment”. Posteriormente se selecciona añadir para ingresar el corte de diésel según la normativa ASTM D86, obteniéndose la curva respectiva.

Tabla 4.2 Datos de la curva de destilación ASTM D86 del diésel

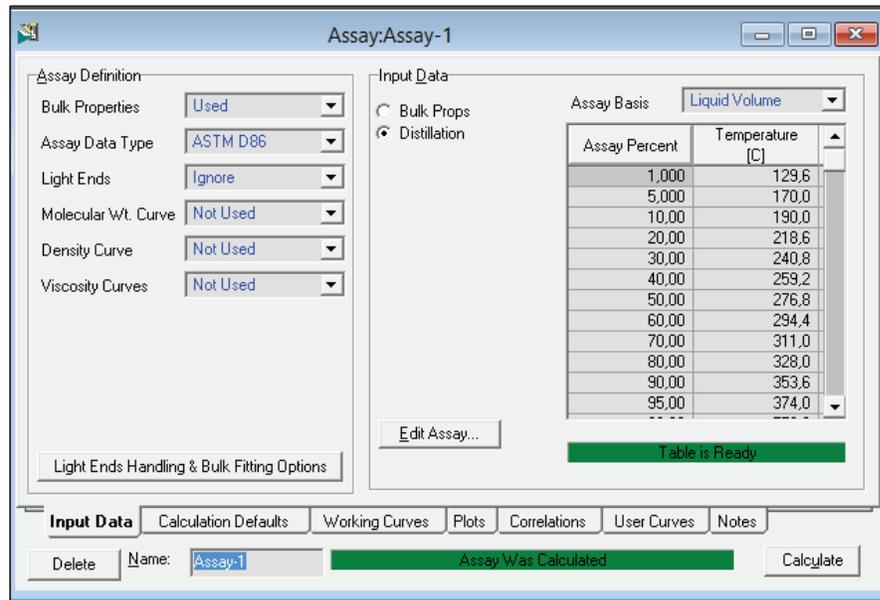
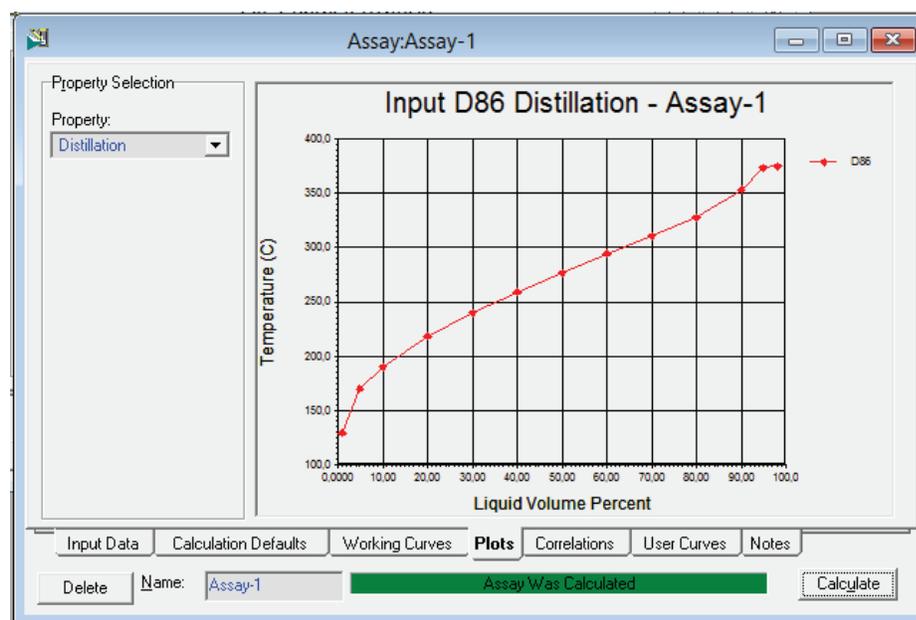


Figura 4.1 Curva del ensayo del diésel



4.4.2 SIMULACIÓN DE EQUIPOS

Bomba de alimentación del diésel P-001

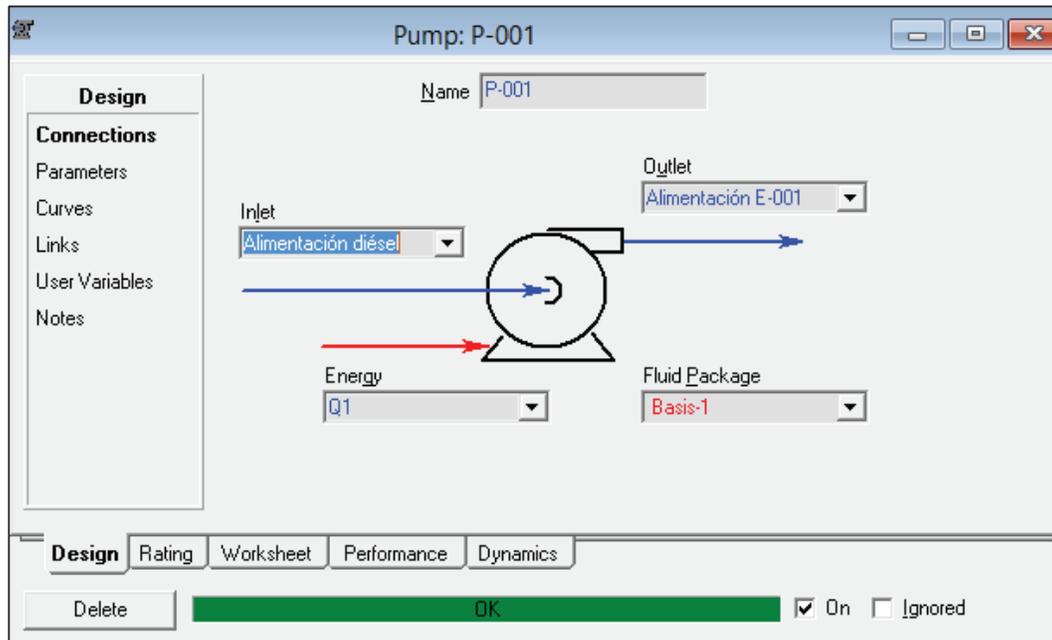


Figura 4.2 Líneas de corriente conectadas a la bomba P-001

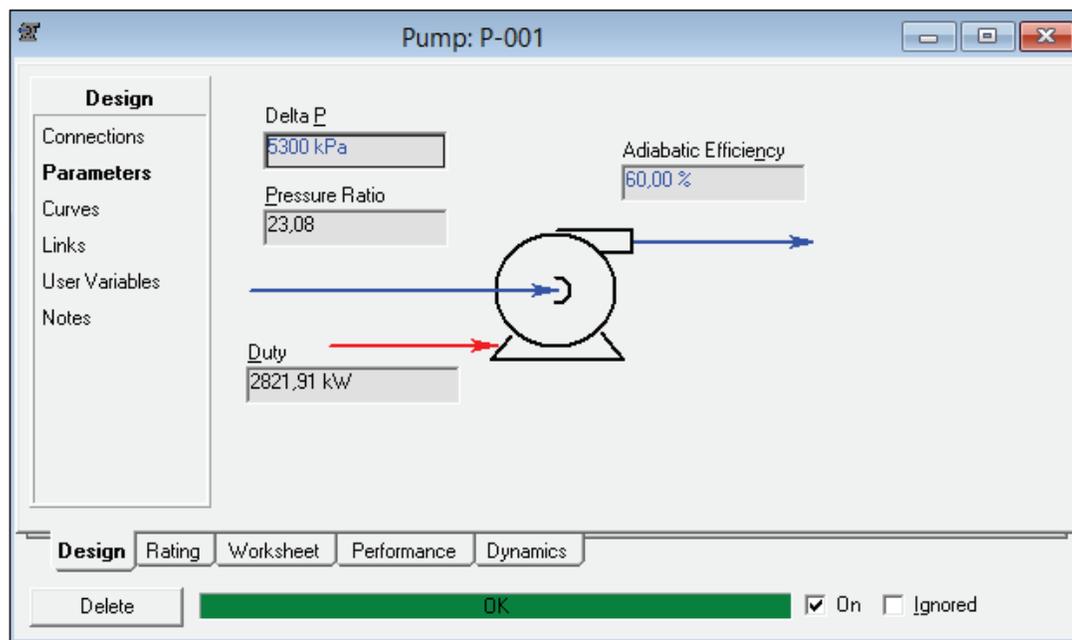


Figura 4.3 Parámetros para el diseño de la bomba P-001

Tabla 4.3 Condiciones de las corrientes

Name	Alimentación d	Alimentación E	Q1
Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	30,00	32,42	<empty>
Pressure [kPa]	240,0	5540	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	4403	4403	<empty>
Mass Flow [kg/h]	9,615e+005	9,615e+005	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1135	1135	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,648e+005	-4,625e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	432,7	435,3	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-2,047e+009	-2,036e+009	1,016e+007

Intercambiador de calor E-001

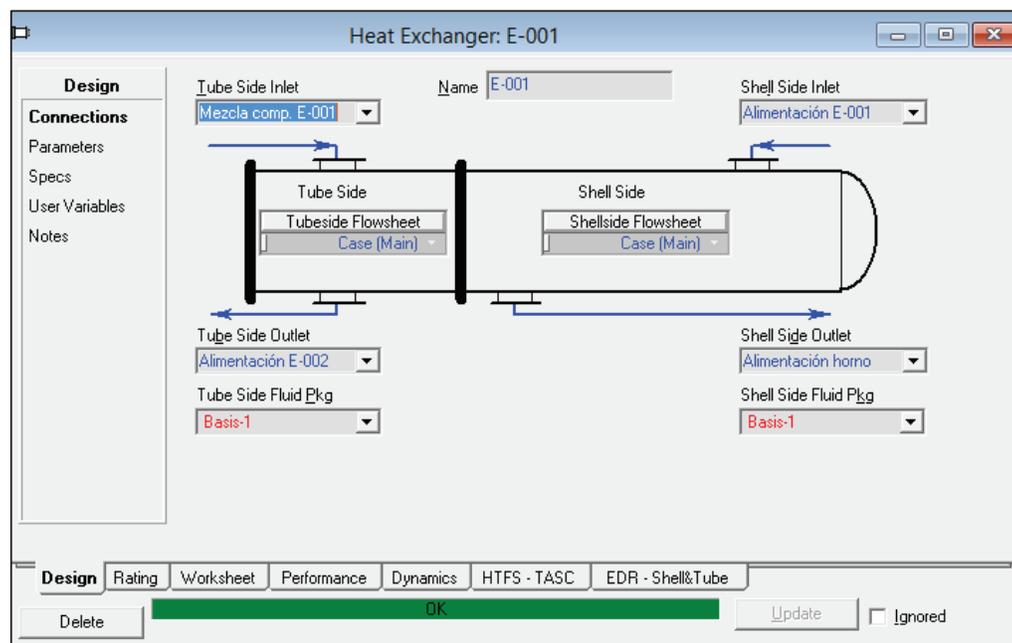


Figura 4.4 Líneas de corriente conectadas al intercambiador E-001

Heat Exchanger: E-001

Design

Heat Exchanger Model: Exchanger Design (End Point)

Heat Leak/Loss: None Extremes Proportional

Tube Side: Delta P: 16,55 kPa

Shell Side: Delta P: 40,00 kPa, UA: 5,816e+005 kJ/C-h

Exchanger Geometry

Calculate Ft Factor

Tube Passes per Shell	Shell Passes	Shells In Series	First Pass	Shell TEMA Type
2	2	1	Counter	F

Figura 4.5 Parámetros de diseño del intercambiador E-001

Heat Exchanger: E-001

Rating

Sizing Data: Overall Shell Tube Accept any input data

Configuration

Number of Shell Passes	2
Number of Shells in Series	1
Number of Shells in Parallel	1
Tube Passes per Shell	2
Exchanger Orientation	Horizontal
First Tube Pass Flow Direction	Counter
Elevation (Base)	0,0000

TEMA Type: B F U

Calculated Information

Shell HT Coeff [kJ/h-m ² -C]	<empty>
Tube HT Coeff [kJ/h-m ² -C]	<empty>
Overall U [kJ/h-m ² -C]	715,8
Overall UA [kJ/C-h]	5,845e+005
Shell DP [kPa]	40,00
Tube DP [kPa]	16,55
Heat Trans. Area per Shell [m ²]	816,6
Tube Volume per Shell [m ³]	6,210
Shell Volume per Shell [m ³]	8,112

Design Rating Worksheet Performance Dynamics HTFS - TASC EDR - Shell&Tube

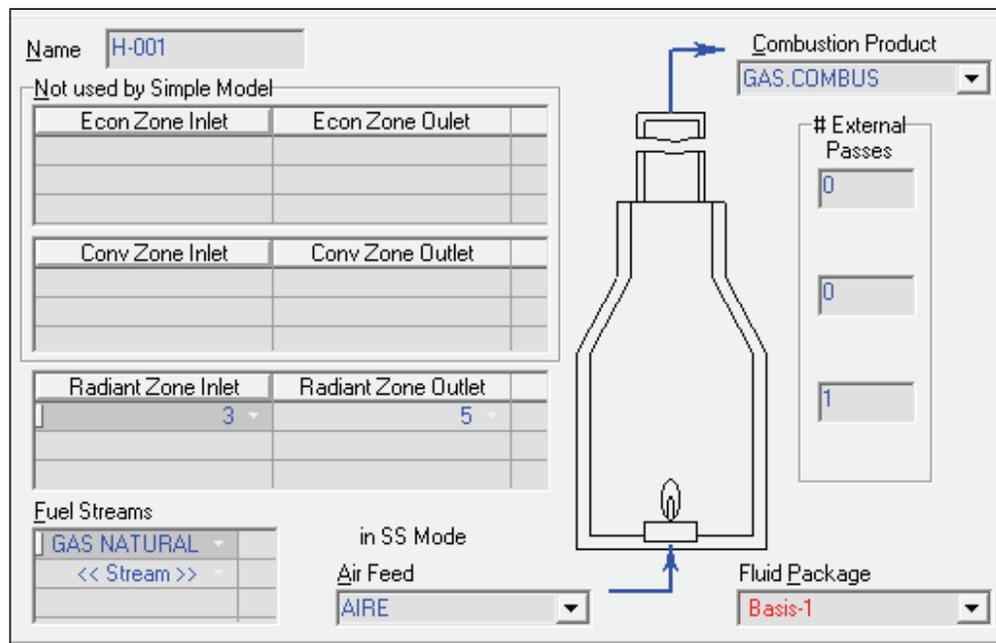
Delete OK Update Ignored

Tabla 4.4 Información general del intercambiador

(Tipo TEMA se encuentra en el anexo H)

Tabla 4.5 Condiciones en las corrientes de entrada y salida de E-001

Name	Mezcla comp. E	Alimentación E-	Alimentación E-	Alimentación hc
Vapour	0,9924	0,9795	0,0000	0,0000
Temperature [C]	393,2	355,6	32,42	120,0
Pressure [kPa]	5450	5433	5540	5500
Molar Flow [kgmole/h]	4,377e+004	4,377e+004	4403	4403
Mass Flow [kg/h]	1,087e+006	1,087e+006	9,615e+005	9,615e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2319	2319	1135	1135
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,514e+004	-1,911e+004	-4,625e+005	-4,230e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	198,4	192,3	435,3	548,6
Heat Flow [kJ/h]	-6,626e+008	-8,365e+008	-2,036e+009	-1,862e+009

Horno H-001**Figura 4.6** Corrientes de entrada y salida

Model Selection Steady State model: Simple Fired Heater	Steady State Parameters Efficiency: 78,00 Excess Air Percent: 20,00																					
Flame Status Flame Is Out Light Extinguish	Oxygen O2 Mixing Efficiency: 100,00																					
Combustion Boundaries Min. Air Fuel Ratio: 1,000 Calc. Air Fuel Ratio: <empty> Max. Air Fuel Ratio: 40,00 <input checked="" type="checkbox"/> Flame Should Auto Light When Inside Boundary	Fuels <table border="1"> <thead> <tr> <th>Component</th> <th>Enable</th> <th>Mix Efficiency</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>CO</td><td><input checked="" type="checkbox"/></td><td>100,0</td></tr> <tr><td>Methane</td><td><input checked="" type="checkbox"/></td><td>100,0</td></tr> <tr><td>Ethane</td><td><input checked="" type="checkbox"/></td><td>100,0</td></tr> <tr><td>Propane</td><td><input checked="" type="checkbox"/></td><td>100,0</td></tr> <tr><td>n-Butane</td><td><input checked="" type="checkbox"/></td><td>100,0</td></tr> <tr><td>i-Butane</td><td><input checked="" type="checkbox"/></td><td>100,0</td></tr> </tbody> </table>	Component	Enable	Mix Efficiency	CO	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0	Methane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0	Ethane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0	Propane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0	n-Butane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0	i-Butane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0
Component	Enable	Mix Efficiency																				
CO	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0																				
Methane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0																				
Ethane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0																				
Propane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0																				
n-Butane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0																				
i-Butane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,0																				

Tabla 4.6 Parámetros de diseño

Tabla 4.7 Corrientes de entrada y salida en el horno

Name	Alimentación hc	AIRE	GAS NATURAL	Alimentación PF	GAS.COMBUS
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	120,0000	120,0000	120,0000	365,7001	441,0043
Pressure [kPa]	5500	5500	5500	5500	5500
Molar Flow [kgmole/h]	4402,6399	10901,7550	885,0880	4402,6399	11839,6311
Mass Flow [kg/h]	961544,2460	314518,5783	15825,4500	961544,2460	330344,0283
LiqVol Flow [m3/h]	1135,4362	363,5837	49,6611	1135,4362	396,0675
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,230e+005	2584	-7,255e+004	-2,774e+005	-5,722e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-K]	548,6	126,1	163,1	832,3	155,5
Heat Flow [kJ/h]	-1,8625e+09	2,8172e+07	-6,4217e+07	-1,2215e+09	-6,7749e+08

Reactor

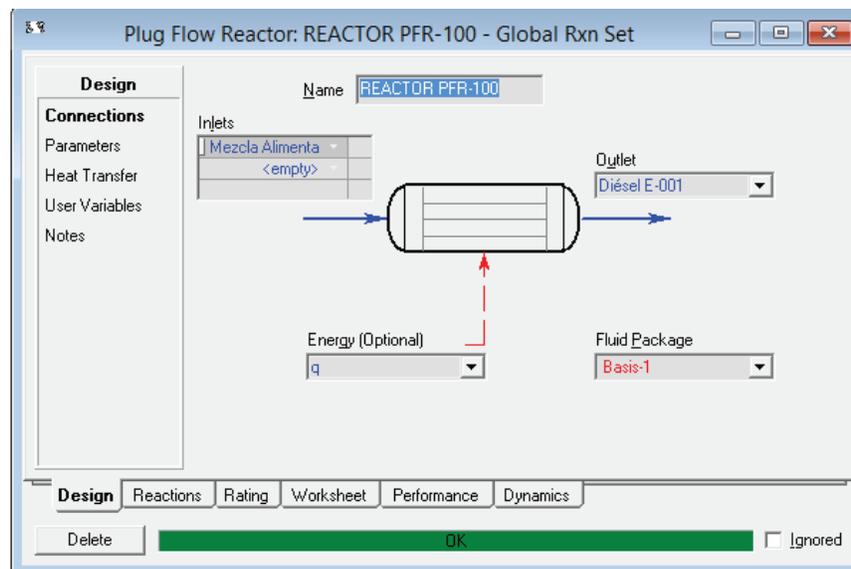


Figura 4.7 Corrientes de entrada y salida R-001

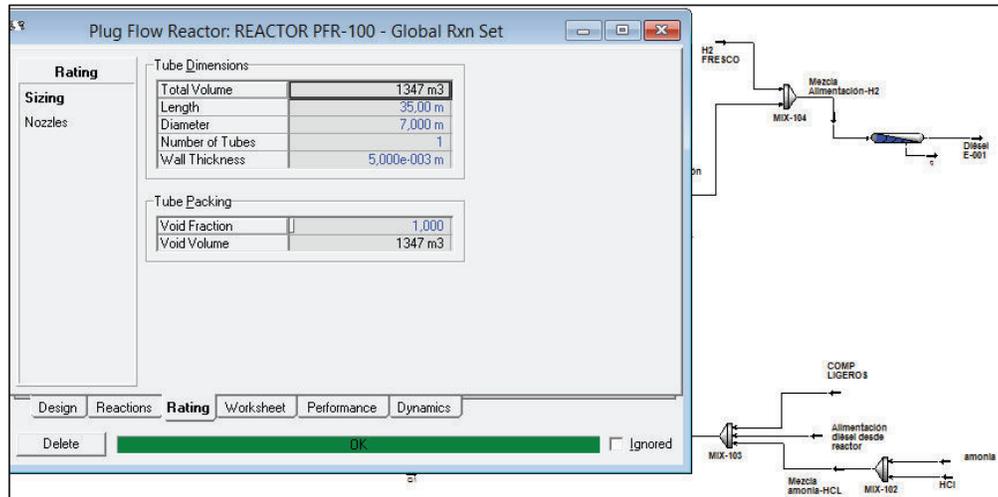


Figura 4.8 Dimensiones del reactor

Tabla 4.8 Condiciones de las corrientes de entrada y salida al reactor

Name	Mezcla Aliment	Diésel E-001	q
Vapour	0,9332	0,9902	< empty >
Temperature [C]	340,9	425,0	< empty >
Pressure [kPa]	5500	5450	< empty >
Molar Flow [kgmole/h]	2,982e+004	2,982e+004	< empty >
Mass Flow [kg/h]	1,013e+006	1,013e+006	< empty >
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1869	1869	< empty >
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,253e+004	-2,036e+004	< empty >
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	219,2	237,8	< empty >
Heat Flow [kJ/h]	-9,702e+008	-6,072e+008	-3,630e+008

Enfriador E-002

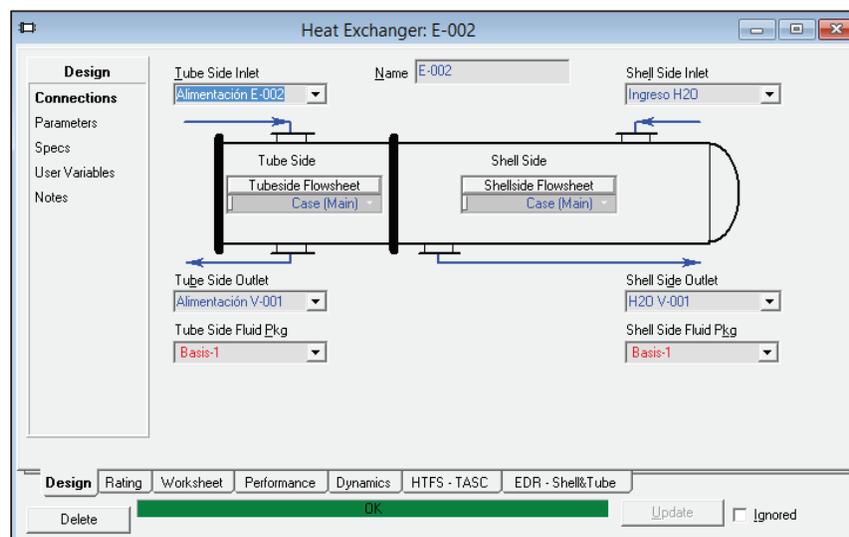


Figura 4.9 Corrientes de entrada y salida

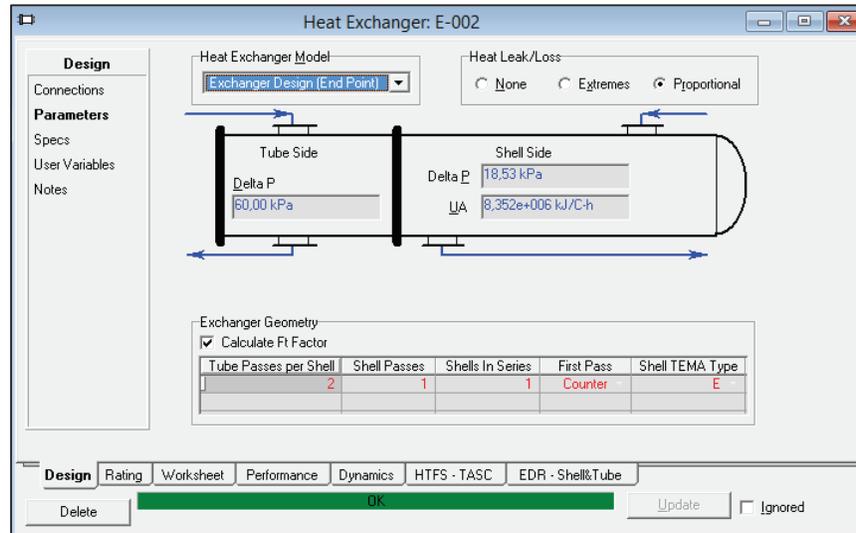


Figura 4.10 Parámetro de diseño

Tabla 4.9 Corrientes de entrada y salida del enfriador

Name	Alimentación E-	Alimentación V-	Ingreso H2O	H2O V-001
Vapour	0,9795	0,8895	0,0000	0,0000
Temperature [C]	355,6	70,00	25,88	60,00
Pressure [kPa]	5433	5373	5392	5373
Molar Flow [kgmole/h]	4,377e+004	4,377e+004	3151	3151
Mass Flow [kg/h]	1,087e+006	1,087e+006	5,677e+004	5,677e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2319	2319	56,88	56,88
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,911e+004	-4,636e+004	-2,861e+005	-2,834e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	192,3	136,0	53,86	62,25
Heat Flow [kJ/h]	-8,365e+008	-2,029e+009	-9,015e+008	-8,931e+008

Diseño de la bomba P-002

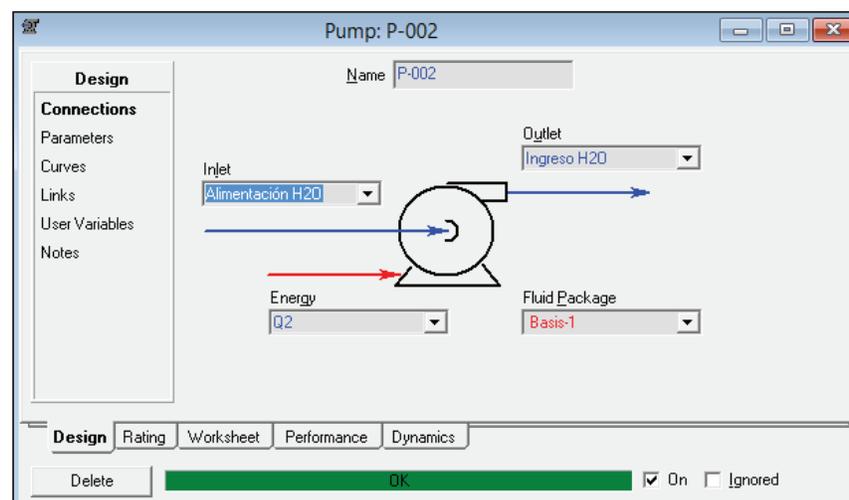


Figura 4.11 Corrientes de entrada y salida

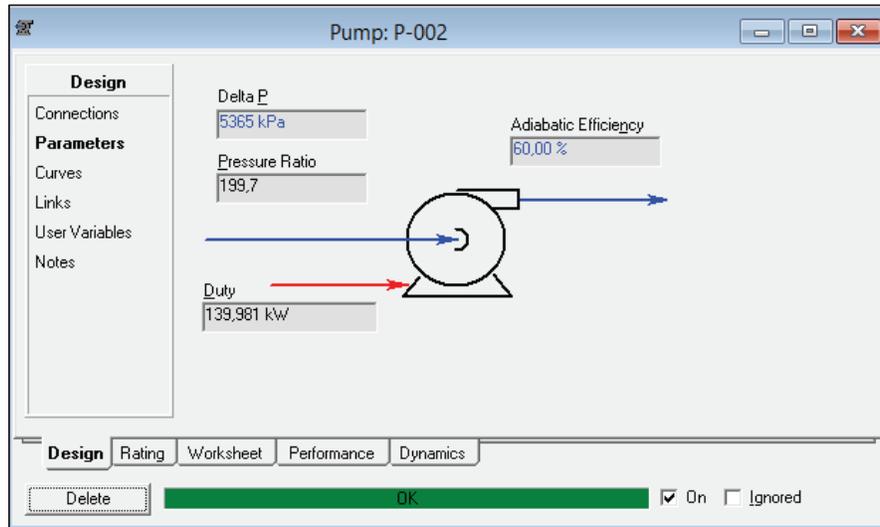


Figura 4.12 Parámetro de diseño

Tabla 4.10 Corrientes de entrada y salida

Name	Alimentación H	Ingreso H2O	Q2
Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	25,00	25,88	<empty>
Pressure [kPa]	27,00	5392	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	3151	3151	<empty>
Mass Flow [kg/h]	5,677e+004	5,677e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	56,88	56,88	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,862e+005	-2,861e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	53,71	53,86	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	-9,020e+008	-9,015e+008	5,039e+005

Diseño del separador V-001

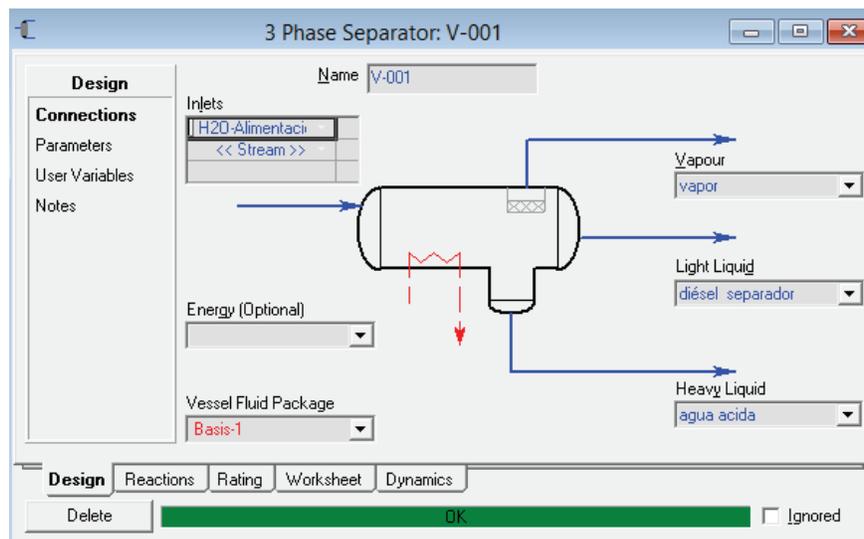


Figura 4.13 Corrientes de entrada y salida

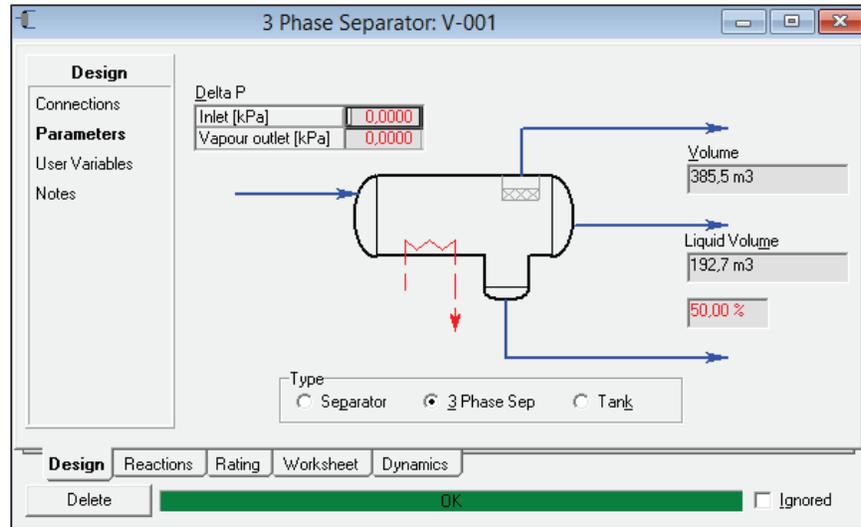


Figura 4.14 Parámetro de diseño

Tabla 4.11 Corrientes de entrada y salida

Name	H2O-Alimentac	diésel separac	vapor
Vapour	0,8321	0,0000	1,0000
Temperature [C]	67,48	67,48	67,48
Pressure [kPa]	5373	5373	5373
Molar Flow [kgmole/h]	4,692e+004	4835	3,904e+004
Mass Flow [kg/h]	1,143e+006	9,668e+005	1,220e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2376	1154	1166
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6,228e+004	-4,112e+005	-2613
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	131,2	447,9	97,04
Heat Flow [kJ/h]	-2,922e+009	-1,988e+009	-1,020e+008

Especificaciones despojador

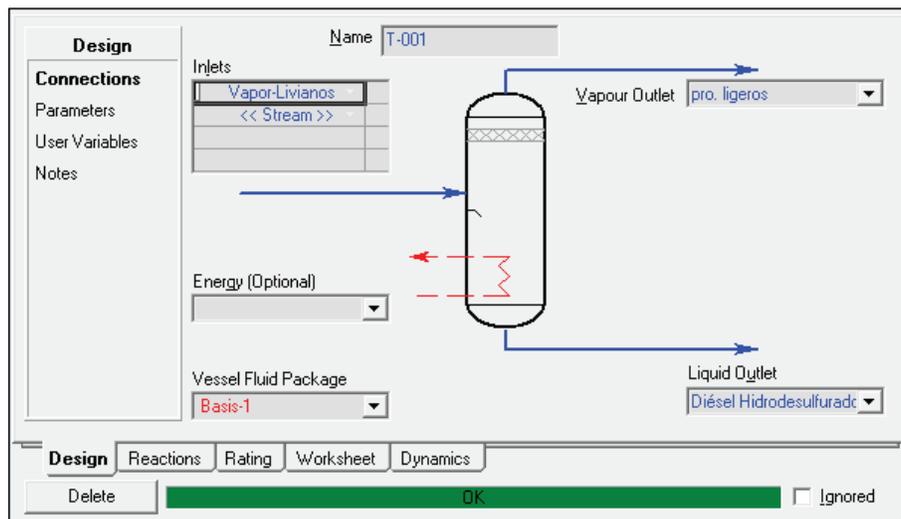
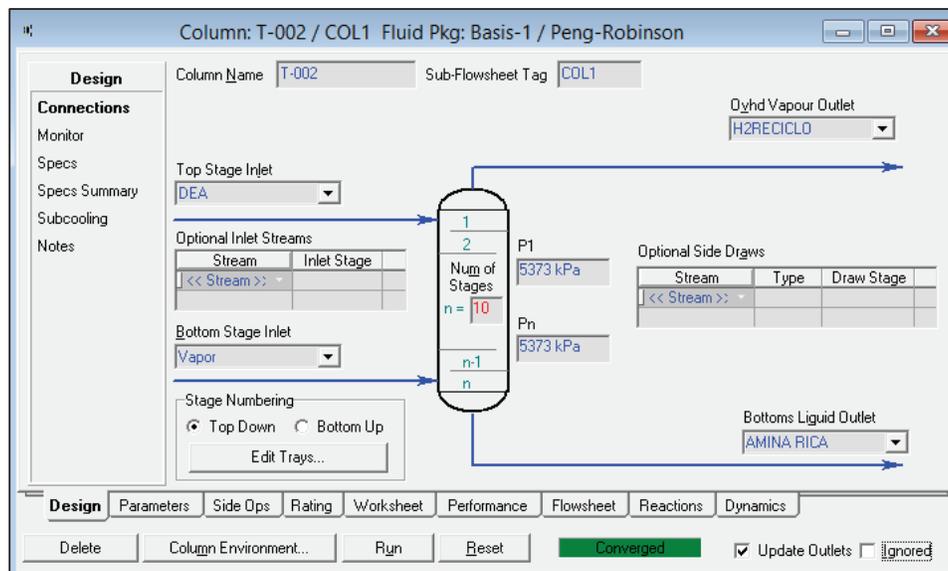


Figura 4.15 Corrientes de entrada y salida

Tabla 4.12 Corrientes de entrada y salida

Name	Vapor-Livianos	Diésel Hidrode	pro. ligeros
Vapour	0,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	68,34	68,34	68,34
Pressure [kPa]	5373	5373	5373
Molar Flow [kgmole/h]	5029	5029	0,0000
Mass Flow [kg/h]	9,703e+005	9,703e+005	0,0000
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1157	1157	0,0000
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,059e+005	-4,059e+005	-2651
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	434,0	434,0	97,09
Heat Flow [kJ/h]	-2,042e+009	-2,042e+009	-0,0000

Diseño del absorbedor**Figura 4.16** Corrientes de entrada y salida**Tabla 4.10** Corrientes de entrada y salida

Name	DEA @COL1	vapor @COL1	H2RECICLO @	AMINA RICA @
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	30,00	67,48	67,49	67,49
Pressure [kPa]	5373	5373	5373	5373
Molar Flow [kgmole/h]	2,611	3,904e+004	3,904e+004	3,335
Mass Flow [kg/h]	274,5	1,220e+005	1,219e+005	305,1
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,2507	1166	1166	0,2909
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,914e+005	-2613	-2609	-4,278e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-62,67	97,04	97,03	6,037
Heat Flow [kJ/h]	-1,283e+006	-1,020e+008	-1,019e+008	-1,427e+006

Tabla 4.11 Hidrogeno reciclo 95 % saliente de la torre de amina

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Methane	0,0000	0,0000
Properties	Ethane	0,0021	0,0021
Composition	Propane	0,0094	0,0094
Oil & Gas Feed	n-Butane	0,0025	0,0025
Petroleum Assay	Hydrogen	0,9671	0,9671
K Value	H2S	0,0016	0,0016
User Variables	Ammonia	0,0059	0,0059
Notes	H2O	0,0060	0,0060
Cost Parameters	i-Pentane	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	n-Pentane	0,0008	0,0008
	HCl	0,0038	0,0038
	NBP[0]78*	0,0001	0,0001
	NBP[0]92*	0,0001	0,0001
	NBP[0]106*	0,0001	0,0001
	NBP[0]121*	0,0001	0,0001
	NBP[0]135*	0,0001	0,0001
	NBP[0]151*	0,0001	0,0001
	NBP[0]165*	0,0001	0,0001
	NBP[0]177*	0,0000	0,0000

Tabla 4.12 Propiedades de las corrientes en la torre de aminas

Worksheet		H2RECICLO	Vapour Phase
Conditions	Stream Name		
Properties	Molecular Weight	3,123	3,123
Composition	Molar Density [kgmole/m3]	1,865	1,865
Oil & Gas Feed	Mass Density [kg/m3]	5,825	5,825
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-835,4	-835,4
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	31,07	31,07
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	30,01	30,01
Notes	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	9,607	9,607
Cost Parameters	Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	1,000
Normalized Yield:	Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	2,093e+004	2,093e+004
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	33,49	33,49
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	30,01	30,01
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	9,232e+005	9,232e+005
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	104,6	104,6
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	1,017	1,017

DEA

Tabla 4.13 Corriente amina rica

Worksheet		Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	NBP[0]376*	0,0000	0,0000
Conditions	NBP[0]390*	0,0000	0,0000
Properties	NBP[0]405*	0,0000	0,0000
Composition	NBP[0]422*	0,0000	0,0000
Oil & Gas Feed	NBP[0]439*	0,0000	0,0000
Petroleum Assay	NBP[0]461*	0,0000	0,0000
Petroleum Assay	NBP[0]499*	0,0000	0,0000
K Value	NBP[0]533*	0,0000	0,0000
User Variables	NBP[0]553*	0,0000	0,0000
User Variables	NBP[0]584*	0,0000	0,0000
Notes	NBP[0]613*	0,0000	0,0000
Cost Parameters	NBP[0]641*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]678*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]729*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]782*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]835*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]887*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]938*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]990*	0,0000	0,0000
Normalized Yield:	NBP[0]1043*	0,0000	0,0000
	CO2	0,0000	0,0000
	Air	0,0000	0,0000
	Nitrogen	0,0000	0,0000
	SO2	0,0000	0,0000
	Oxygen	0,0000	0,0000
	CO	0,0000	0,0000
	DEAmine	0,7749	0,7749

Corrientes de salida del stripper o despojador

Tabla 4.14 Flujos de masa

Worksheet		Mass Flows	Liquid Phase
Conditions	Methane	0,0000	0,0000
Conditions	Ethane	208,2160	208,2159
Properties	Propane	3882,5772	3882,5772
Composition	n-Butane	3838,6353	3838,6353
Oil & Gas Feed	Hydrogen	383,2469	383,2469
Petroleum Assay	H2S	292,6233	292,1494
Petroleum Assay	Ammonia	634,5329	634,5329
K Value	H2O	3726,0256	226,0223
User Variables	i-Pentane	0,0000	0,0000
Notes	n-Pentane	4227,8482	4227,8482
Cost Parameters	HCl	515,6994	515,2567
Normalized Yield:	NBP[0]78*	3000,3285	3000,3285
Normalized Yield:	NBP[0]92*	2628,4687	2628,4687
Normalized Yield:	NBP[0]106*	5416,2708	5416,2708
Normalized Yield:	NBP[0]121*	9533,4984	9533,4984
Normalized Yield:	NBP[0]135*	14033,3656	14033,3656
Normalized Yield:	NBP[0]151*	20475,3635	20475,3635
Normalized Yield:	NBP[0]165*	24731,2660	24731,2660
Normalized Yield:	NBP[0]177*	23382,7793	23382,7793
Normalized Yield:	NBP[0]192*	34425,0079	34425,0079
Normalized Yield:	NBP[0]206*	36103,1614	36103,1614
Normalized Yield:	NBP[0]220*	41114,1396	41114,1396
Normalized Yield:	NBP[0]235*	45458,2192	45458,2192
Normalized Yield:	NBP[0]249*	50849,9910	50849,9910
Normalized Yield:	NBP[0]263*	55619,9864	55619,9864
Normalized Yield:	NBP[0]277*	60296,1206	60296,1206
Normalized Yield:	NBP[0]292*	64114,1432	64114,1432

4.5 ESTIMACIÓN DE COSTOS DE EQUIPOS PRINCIPALES

4.5.1 HORNO

Material de construcción = Acero inoxidable 316

Calor absorbido, $S = 6,41 \times 10^8$ kJ/h = 178055,56 KJ/s

De la tabla anexa se obtiene el costo básico:

Tabla 4.15 Costo de compra de varios equipos (tiempo basado 2004) ¹³¹

Equipment	Size unit, S	Size range	Constant		Index n	Comment
			C,£	C,\$		
Agitators						
Propeller	driver	5-75	1200	1900	0.5	
Turbine	power, kW		1800	3000	0.5	
Boilers						
Packaged						oil or gas fired
up to 10 bar	kg/h steam	$(5-50) \times 10^3$	70	120	0.8	
10 to 60 bar			60	100	0.8	
Centrifuges						
Horizontal basket	dia., m	0.5- 1.0	35,000	58,000	1.3	carbon steel
Vertical basket			35,000	58,000	1.0	$\times 1.7$ for ss
Compressors						
Centrifugal	driver power, kW	20-500	1160	1920	0.8	electric, max. press. 50 bar
Reciprocating			1600	2700	0.8	
Conveyors						
Belt	length, m	2-40				
0.5 m wide			1200	1900	0.75	
1.0 m wide			1800	2900	0.75	
Crushers						
Cone	t/h	20-200	2300	3800	0.85	
Pulverisers	kg/h		2000	3400	0.35	
Dryers						
Rotary	area, m ²	5-30	21,000	35,000	0.45	direct gas fired
Pan		2-10	4700	7700	0.35	
Evaporators						
Vertical tube	area, m ²	10-100	12,000	20,000	0.53	carbon steel
Falling film			6500	10,000	0.52	
Filters						
Plate and frame	area, m ²	5-50	5400	8800	0.6	cast iron
Vacuum drum		1-10	21,000	34,000	0.6	carbon steel
Furnaces						
Process						
Cylindrical	heat abs, kW	10^3-10^4	330	540	0.77	carbon steel
Box		10^3-10^5	340	560	0.77	$\times 2.0$ ss
Reactors						
Jacketed, agitated	capacity, m ³	3-30	9300	15,000	0.40	carbon steel
			18,500	31,000	0.45	glass lined
Tanks						
Process	capacity, m ³					
vertical		1-50	1450	2400	0.6	atmos. press.
horizontal		10-100	1750	2900	0.6	carbon steel
Storage						
floating roof		50-8000	2500	4350	0.55	$\times 2$ for stainless
cone roof		50-8000	1400	2300	0.55	

¹³¹ R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Constante de costo, $C = 560 \$$

Índice de costos, $n = 0,77$

Costo de compra, $C_e = CS^n$

Costo de compra, $C_e = 6181811,99 \$$

4.5.2 INTERCAMBIADOR DE CALOR

Material de construcción = Acero inoxidable

Tipo = Coraza y tubo

Área de transferencia de calor = 816 m^2

De la siguiente figura se obtiene el costo básico:

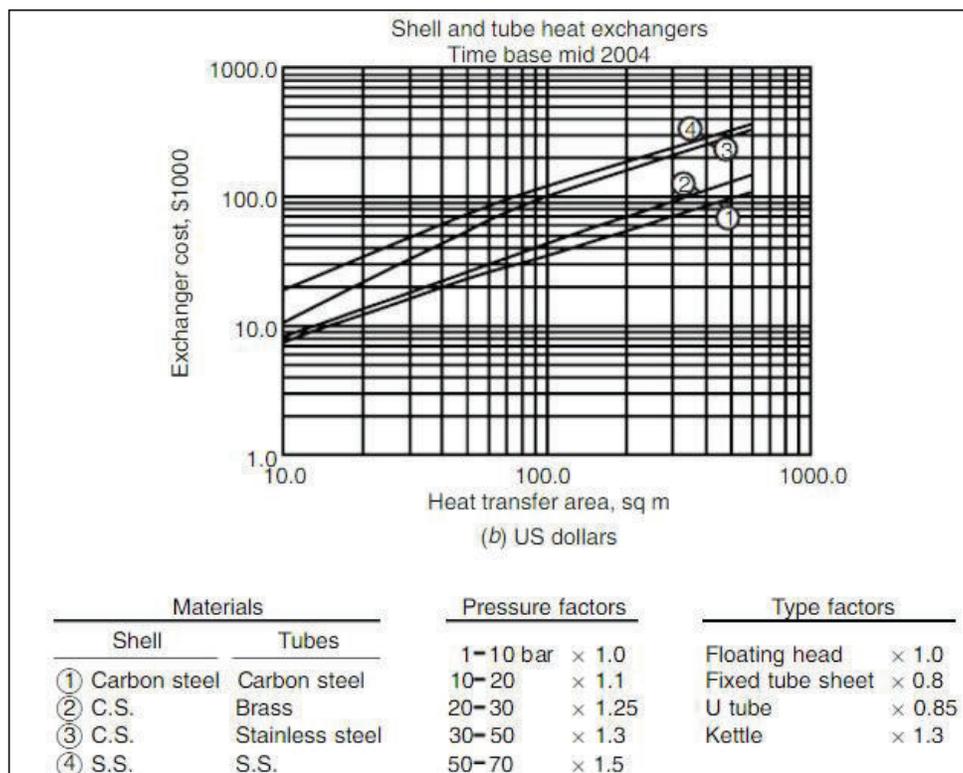


Figura 4.17 Intercambiadores de calor de tubo y coraza (basado 2004) ¹³²

Costo básico = 525000 \$

Tipo de factor = 0,85

¹³² R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Factor de presión = 1

Costo de compra (basado en el 2004) = Costo básico * tipo de factor * Factor de presión

Costo de compra = 446250 \$

4.5.3 SEPARADOR

Presión = 5373 kPa = 53,7 bar

Diámetro = 5 m

Longitud = 16 m

Material de construcción = Acero inoxidable

De la siguiente figura se obtiene el costo básico:

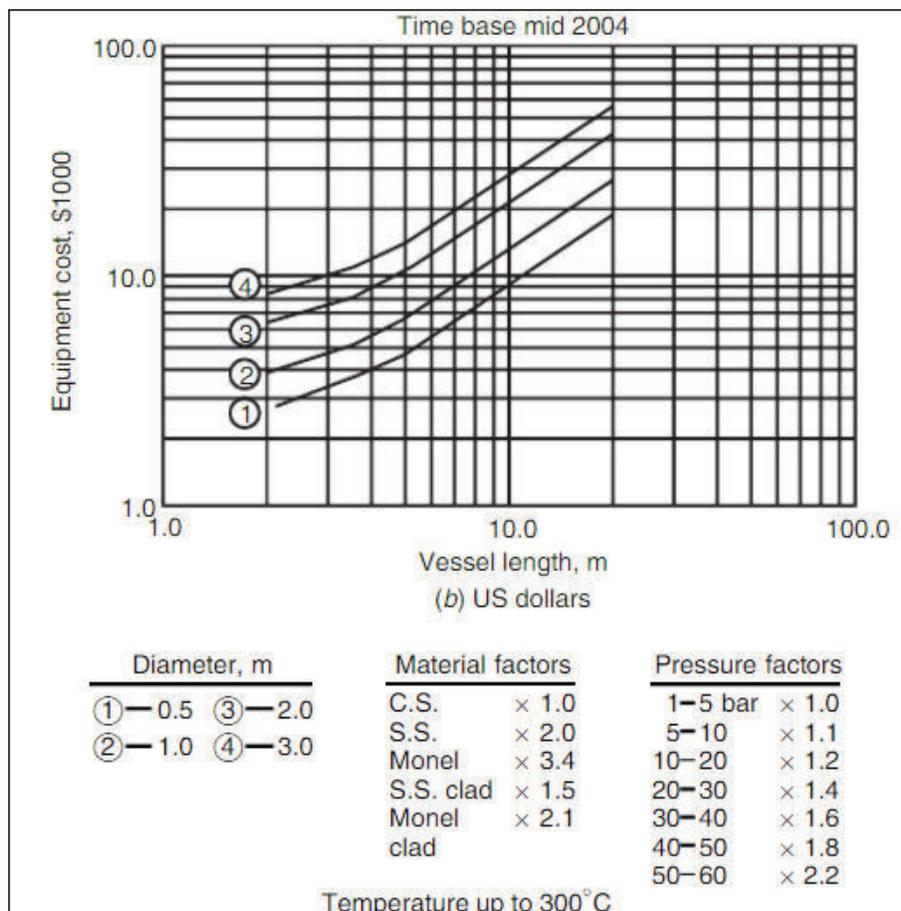


Figura 4.18 Recipientes a presión horizontales (Tiempo basado 2004) ¹³³

¹³³ R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Costo básico = 50000\$

Factor de presión = 2,2

Factor del material = 2

Costo de compra (basado 2004) = Costo básico * Factor del material * Factor de presión

Costo de compra = 220000\$

4.5.4 REACTOR

Longitud del reactor= 35 m

Diámetro: 7 m

De la siguiente figura se obtiene el costo básico:

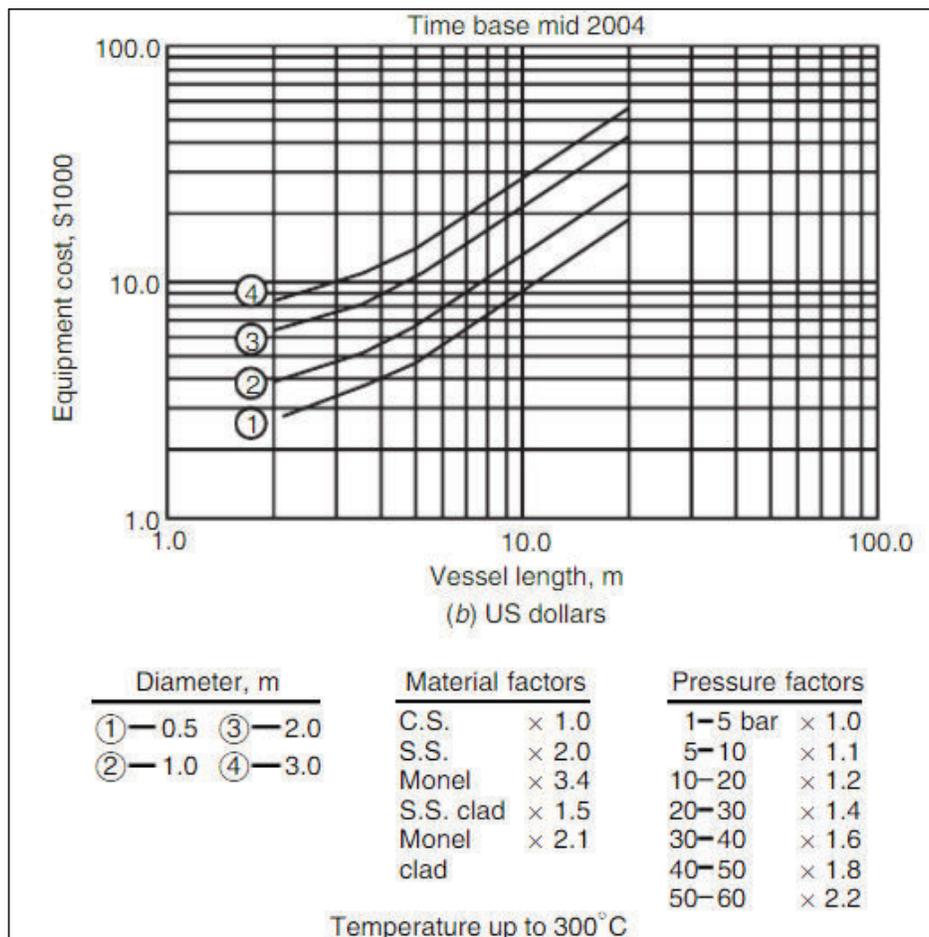


Figura 4.19 Recipientes a presión verticales (Tiempo basado 2004) ¹³⁴

¹³⁴ R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Costo básico = 10000000 \$

Factor del material = 2

Factor de presión = 2,2

Costo de compra (basado 2004) = Costo básico * Factor del material * Factor de presión

Costo de compra = 44000000 \$

4.5.5 ABSORBEDOR

Presión = 53,73 bar

Longitud = 21 m

Diámetro = 3,3 m

Material de construcción = Acero inoxidable

De la figura anexa se obtiene el costo básico:

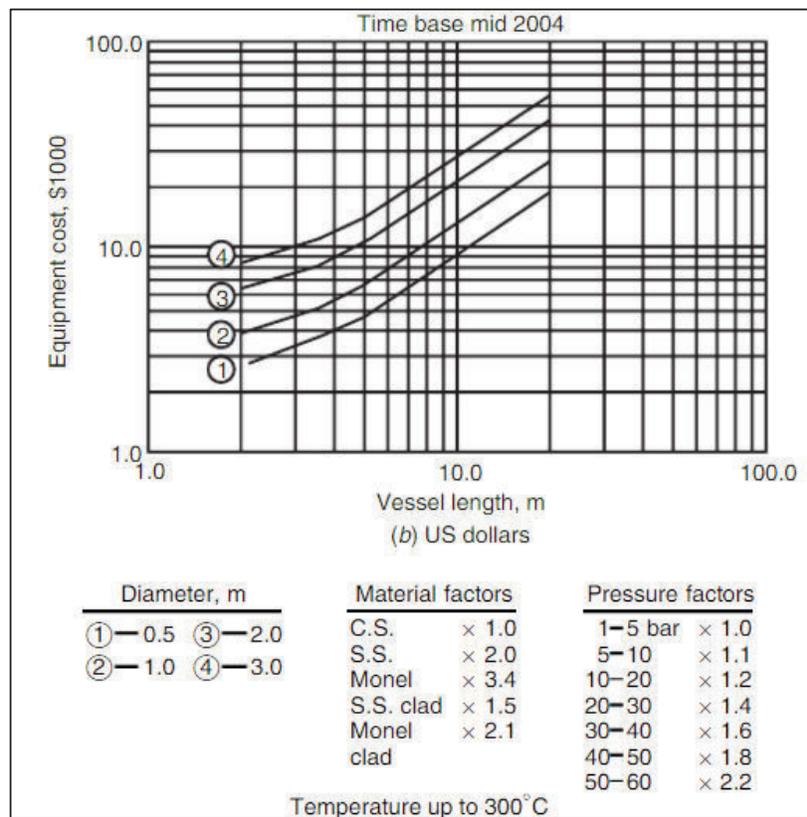


Figura 4.20 Recipientes a presión horizontales (Tiempo basado 2004) ¹³⁵

¹³⁵ R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Costo básico = 60000\$

Factor de presión = 2,2

Factor del material = 2

Costo de compra (basado 2004) = Costo básico * Factor del material * Factor de presión

Costo de compra = 264000\$

4.5.6 INTERCAMBIADOR DE CALOR (ENFRIADOR)

Material de construcción = Acero inoxidable

Tipo = Coraza y tubo

Área de transferencia de calor = 176,2 m²

Costo básico = 170000\$ (Obtenido de figura)

Tipo de factor = 0,85

Factor de presión = 1

Costo de compra (basado 2004) = Costo básico * Factor del material * Factor de presión=144500 \$

4.5.7 STRIPPER

Presión = 53,73 bar

Altura del stripper, H = 23m

Costo básico = 115000\$

Factor del material = 2

Factor de presión = 1,2

Costo de compra (basado 2004) = Costo básico * Factor del material * Factor de presión= 276000\$

4.5.8 COSTO TOTAL DE LOS EQUIPOS

PCE = Reactor + Intercambiadores de calor + Separador + Absorbedor + Horno + Stripper= 51532562\$

4.5.9 ESTIMACIÓN DEL CAPITAL FIJO Y DE TRABAJO

Tabla. 4.17 Factores típicos para la estimación de proyectos de coste fijo. ¹³⁶

Item	Process type		
	Fluids	Fluids– solids	Solids
1. Major equipment, total purchase cost	PCE	PCE	PCE
f_1 Equipment erection	0.4	0.45	0.50
f_2 Piping	0.70	0.45	0.20
f_3 Instrumentation	0.20	0.15	0.10
f_4 Electrical	0.10	0.10	0.10
f_5 Buildings, process	0.15	0.10	0.05
* f_6 Utilities	0.50	0.45	0.25
* f_7 Storages	0.15	0.20	0.25
* f_8 Site development	0.05	0.05	0.05
* f_9 Ancillary buildings	0.15	0.20	0.30
2. Total physical plant cost (PPC) PPC = PCE (1 + f_1 + ... + f_9) = PCE ×	3.40	3.15	2.80
f_{10} Design and Engineering	0.30	0.25	0.20
f_{11} Contractor's fee	0.05	0.05	0.05
f_{12} Contingency	0.10	0.10	0.10
Fixed capital = PPC (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12}) = PPC ×	1.45	1.40	1.35

Costo total de la planta física (PPC) = PCE * (1+f₁+f₂+f₃+f₄+f₅+f₆)

PPC = 157174314,1 \$

Capital fijo = PPC* (1+f₁₀+f₁₁+f₁₂)

Capital fijo = 227902755,4 \$

Costo de capital de trabajo = 5% de capital fijo

Costo de capital de trabajo = 11395137,77 \$

4.5.10 INVERSIÓN TOTAL REQUERIDA

Inversión total requerida para el proyecto = 239297893,2\$

Costo (2004) = 239297893,2\$

Aumento de los costos (inflación)

¹³⁶ R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

$$\text{Costo}_{2015} = \text{Costo}_{2004} * \left(\frac{\text{Índice}_{\text{costo}_{2015}}}{\text{Índice}_{\text{costo}_{2004}}} \right)$$

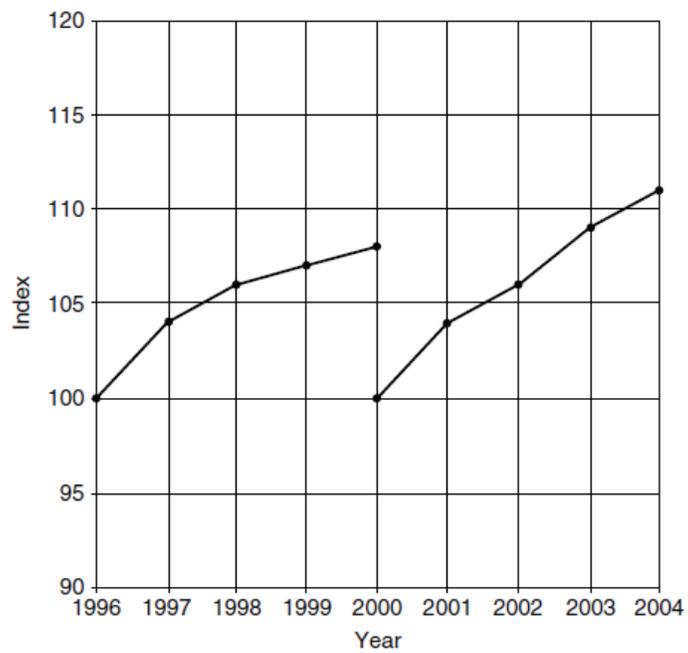


Figura 4.21 Índice de ingeniería de procesos ¹³⁷

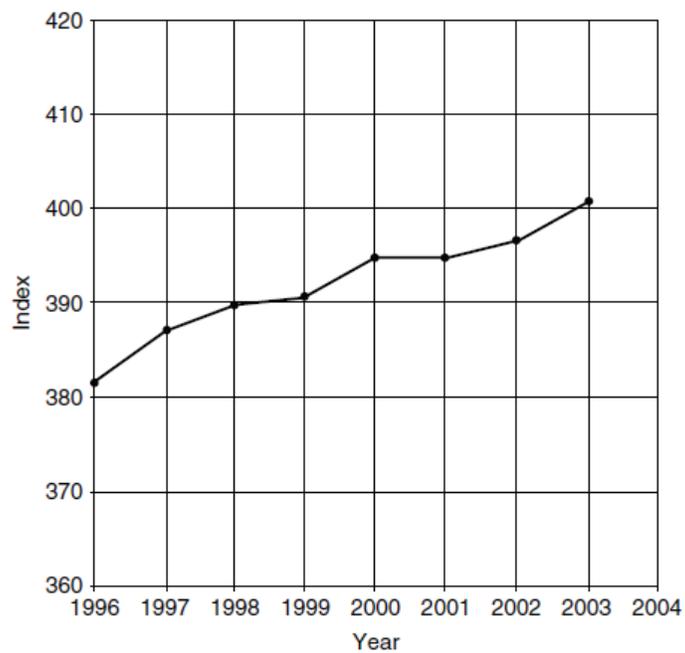


Figura 4.22 Índice CPE

¹³⁷ R. Sinnott, G. Towler. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Las figuras anteriores muestran el incremento promedio de costos, que se encuentra alrededor del 2,5% por año; se usa este valor para predecir el incremento del costo en 2015.

De la figura anterior, se obtiene que el índice en 2004 = 111

Índice de costo en 2015 = 142

$$\text{Costo}_{2015} = 239297893,2 * \left(\frac{142}{111}\right)$$

Inversión total requerida para el proyecto (2015) = 306128836,3 US \$

RESUMEN IV

Previo al diseño de equipos se realizó un balance de materia y energía, tomando en cuenta las reacciones primarias con el fin de determinar el H₂ requerido para la remoción de azufre (mercaptanos, sulfuros, disulfuros, sulfuros cíclicos, tiofenos), nitrógeno (piridina, pirrol, quinoleína), olefinas (lineales, cíclicas), aromáticos y haluros.

La simulación de los equipos mayores que conforman la planta hidrodesulfuradora se lleva a cabo por medio del paquete termodinámico Peng-Robinson, realizándola en estado estacionario, la cual arroja los flujos másicos, propiedades y composición de cada corriente.

Finalmente se emplea el método utilizado por R. K. Sinnott para determinar el coste por equipo, culminado con la inversión total de planta.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- Un incremento de la temperatura ($320^{\circ}C \leq T \leq 425^{\circ}C$) a presión constante ($P \approx 5350kPa$), aumenta el grado de hidrodesulfuración, coadyuvando en las mezclas con alto contenido de contaminantes; por el contrario, con un bajo contenido de contaminantes, un pequeño gradiente de temperatura removerá una cantidad muy pequeña de azufre, siendo poco factible, debido a la cantidad de gas natural que requeriría el horno.
- La variable más influyente en el proceso de hidrodesulfuración es la presión de operación ($P \approx 5350kPa$), pues afecta al catalizador y está relacionada con el consumo de hidrógeno.
- Mediante el balance de masa de los equipos principales: reactor, separador y del stripper, se pudo constatar la reducción de azufre contenido en el diésel (entrada $\rightarrow 7000$ ppm, salida $\rightarrow 292$ ppm).
- El nivel de hidrodesulfuración depende de factores como: la naturaleza del diésel a tratar (composición y tipos de compuestos de azufre presentes), de la selectividad y actividad del tipo de catalizador, de las condiciones de reacción (presión, temperatura, relación hidrocarburo/hidrógeno), del diseño del proceso y de la cantidad de agua de lavado que ingresa al separador.
- El crudo ecuatoriano tiene un contenido promedio de 2,35%, de azufre siendo un crudo amargo, esto revela que los destilados como gasolinas, diésel, fuel oil, entre otros contengan altas concentraciones de azufre después de su destilación; por esta razón la carga del diésel a la entrada a la unidad hidrodesulfuradora está en el orden de los 7000 ppm de azufre.
- El contenido de azufre resultante luego del diseño y simulación de la planta hidrodesulfuradora arrojó 292 ppm, el cual aún debe ser

superado para alcanzar límites ≤ 50 ppm, para de esta manera sea amigable con el medio ambiente.

- Para la alimentación de diésel al horno y el agua de lavado al separador se ha dispuesto para cada subproceso dos bombas centrífugas que cumplan con la potencia requerida, tomando en consideración los back-ups respectivos.
- Las potencias de las bombas fueron calculadas a flujo total y dependerá del vendedor de las bombas para instalar una sola bomba que cubra su potencia y cabeza o varias bombas en serie que satisfagan las condiciones.
- El combustible utilizado (gas natural) en el horno es un subproducto de la refinería, con lo cual se economiza la compra de combustible.
- El diseño del horno de alimentación al reactor se lo hizo en base a la norma API 560 (Fired heaters for general refinery service), API 560 2.2 sección 2.2.1, este equipo utiliza un 20% de aire en exceso debido a que emplea un combustible gaseoso.
- Se eligió intercambiadores tipo tubo-coraza, ya que se tienen dos componentes a diferentes presiones y al espacio disponible.
- Se elige los modelos según TEMA para los intercambiadores de calor y se prioriza los diferenciales de temperatura evitando el cruce de corrientes para respetar procesos termodinámicos.
- El paquete P&R se utiliza con el fin de caracterizar la fracción, empleando datos como la destilación ASTM D-86, densidad, factor de caracterización Kuop, generando un listado de componentes hipotéticos con sus respectivas composiciones y propiedades, mientras que el paquete SRK se emplea con la finalidad de simular el reactor, mismo que trabaja con un listado de componentes propios de la biblioteca de Aspen Hysys.
- El simulador utilizado solo presenta una licencia del estado estacionario y de igual manera los productos del reactor se calcularon estequiométricamente, debido a que en el reactor no se considera datos de una mezcla de catalizadores heterogéneos, cuya formulación

es exclusiva del constructor del equipo que posee regalías sobre este diseño.

- El reactor seleccionado para la simulación es el PFR (Plug Flow Reactor, or Tubular Reactor) que consiste en un banco de tubos y para obtener la solución del PFR y los perfiles a través de la longitud del reactor, este se divide en varios sub-volúmenes.
- En la simulación del reactor se toma en consideración el balance estequiométrico de los productos que ingresan al mismo, al cual se lo considera de flujo pistón por ser un lecho catalítico y usar para su dimensionamiento reacciones catalíticas heterogéneas.
- Se ingresaron estequiométricamente las corrientes, debido que no se pudo obtener una corriente completa en el reactor por no tener la licencia.
- Para simular un reactor de hidrotratamiento en la versión de Aspen Hysys V7.3, se necesita la licencia para descargar el paquete termodinámico SRK, el cual permite cargar las ecuaciones de la hidrodesulfuración.
- El alcance del proceso se encuentra delimitado a equipos principales, en los cuales, la corriente a desulfurar se ve inmersa; las otros corrientes son sub-corrientes del proceso que requieren tratamiento para recuperar productos que pueden tener valor energético, o puedan contribuir como materia prima de otra corriente.
- De los resultados se infiere que hubo un craqueo hacia naftas, lo que produjo una densidad de 828 kg/m^3 , esto pudo deberse a que, las condiciones del reactor, éste convirtió al contenido de diésel en fracciones más pequeñas, pero su factor KUOP refleja que es un diésel al igual que su corte.

5.2 RECOMENDACIONES

- Los recipientes a presión a instalarse como el reactor catalítico, separador, absorbedor, stripper deben tener un sistema de control de presión para mantenerlos dentro de los rangos normales de operación, permitiendo el envío del gas (hidrógeno molecular) separado en los equipos a los sistemas de captación y/o reliquefacción.
- Diseñar y simular una planta de hidrógeno puesto que es indispensable para llevar a cabo las reacciones de hidrodeshulfuración, y así alcanzar los límites establecidos por la normativa Euro VI.
- Realizar una simulación para reducir el contenido de azufre de los valores actuales a 50 ppm mediante procesos como la hidrodeshulfuración ultra-profunda y destilación reactiva, procesos que son muy comunes y empleados en las grandes refinerías del mundo, con resultados exitosos.
- Diseñar la planta hidrodeshulfuradora con toda la instrumentación, utilizando el manual de refinería sobre instalación de instrumentos y sistemas de control (secciones 1-14) API, práctica recomendada 550.
- Realizar el estudio del procesamiento en el tratamiento del gas amargo, de las aguas ácidas provenientes del separador trifásico de la planta hidrodeshulfuradora.
- Rediseñar e innovar la ingeniería del proceso de hidrodeshulfuración con el objetivo de reducir la cantidad de azufre para cumplimiento de la legislación ambiental.
- Seguir la relación longitud/diámetro $L/\Phi = 2,75$ máx. la cual es dictaminada por la norma API 560 sección 2.3.6, que también establece la longitud máxima de tubos de hornos verticales = 18,3 m (60 ft), al igual que para hornos horizontales, $L = 12,2$ m (40 ft), la distancia entre los tubos de radiación debe ser igual a $1,5 \Phi$ nominal, y no menor a 4 pulgadas.
- Referirse a la normativa API 14E para el diseño de velocidades en tuberías (3-15 ft/s).

- Tomar muy en cuenta el gradiente de presión ΔP , el mismo que será decisivo en el diseño de equipos de plantas hidrodesulfuradoras (2-4 psi/100 ft)
- El dimensionamiento de los equipos para el proceso de hidrodesulfuración son mínimos, siendo responsabilidad del suplidor del equipo el cual proveerá las dimensiones exactas requeridas para que cubran las especificaciones dadas por el PFD.
- Se recomienda llevar a cabo la simulación de los compresores C-001 y C-002, en los cuales únicamente se ha calculado la potencia.

5.3 ABREVIATURAS

API American Petroleum Institute

ASME Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos

ASTM Sociedad Americana para pruebas y materiales

Bpd Barriles por día

BTU Unidad Térmica Británica

BTX Abreviatura de los hidrocarburos aromáticos: benceno, tolueno y xileno.

C3 Propano y propileno. C3+ incluye más pesados

C4 Butanos y butenos

C5 Pentanos, pentenos y pentadienos

C6 Hexanos, hexenos, hexadienos y benceno

C7 Heptanos, heptenos, heptadienos y tolueno

C8 Octanos, octenos, octadienos y xilenos

CSt Centistocks

Cp Calor específico

D_b Diámetro del haz

DBT Dibenzotiofeno.

d_e Diámetro hidráulico

d_i Diámetro interno

DMDS Dimetil Disulfuro

d_o Diámetro externo

D_s Diámetro de la carcaza

e Espesor

Q Calor

ΔT_{lm} LMTD

k Conductividad térmica

l_b Espaciamiento deflector

λ Calor latente

μ Viscosidad

μ_w Viscosidad a la temperatura de la pared

Re Número de Reynolds

Pr Número de Prandtl

U Coeficiente global de transferencia de calor
H_{od} Factor de ensuciamiento externo
H_{id} Factor de ensuciamiento interno
 ΔP_s Caída de presión en la carcasa
J_f Factor de fricción
 ΔP_t Caída de presión del lado del tubo
f Esfuerzo de diseño
J Eficiencia de la junta soldada
P_i Presión de diseño
L_v Longitud del recipiente
D_v Diámetro del recipiente
u_l Velocidad del líquido
u_v Velocidad del vapor
t_r Tiempo de residencia
m Tasa de flujo másico
F_t Factor de corrección de temperatura
LHSV Velocidad espacial del líquido
GHSV Velocidad espacial del gas
FCC Desintegración Catalítica de Lecho Fluidizado
GLP Gas Licuado del Petróleo
GLR Gas Licuado de Refinería
HDS Hidrodesulfuradora
MMPC Millones de pies cúbicos
MON Número de octano que se mide simulando las condiciones de manejo en carretera
MTBE Metil-terbutil-éter
DMTBE Dimetil-terbutil-éter
ppm Partes por millón
RON Número de octano que se mide simulando las condiciones de manejo en una ciudad.
TCC Desintegración Térmica Catalítica
LPG Gas licuado de petróleo
SCFB Pie cúbico estándar por barril de alimentación.

5.4 GLOSARIO DE TÉRMINOS

Aceites amargos (Sour oils) Aceites que contienen altos niveles de ácido sulfhídrico o mercaptanos. Se le conoce como endulzamiento al tratamiento de dichos aceites para convertirlos en productos comerciales.

Altura piezométrica. Concepto que relaciona la energía de un fluido incompresible con la altura de una columna estática equivalente de ese fluido. Del principio de Bernoulli, la energía total en un punto dado en un fluido es la energía asociada con el movimiento del fluido, más la energía de la presión en el fluido, más la energía de la altura del fluido relativa a un dato, el cabezal se expresa en unidades de longitud.

Alúmina. Óxido de aluminio (Al_2O_3), junto con la sílice, es el componente más importante en la constitución de las arcillas y los esmaltes, confiriéndoles resistencia y aumentando su temperatura de maduración. El óxido de aluminio existe en la naturaleza en forma de corindón y de esmeril. Tiene la particularidad de ser más duro que el aluminio y el punto de fusión de la alúmina son $2072\text{ }^\circ\text{C}$ ($2345,15\text{ K}$) frente a los $660\text{ }^\circ\text{C}$ ($933,15\text{ K}$) del aluminio, por lo que su soldadura debe hacerse a corriente alterna.

Alquilación. Procedimiento en donde se combinan olefinas con parafinas para formar isoparafinas de alto peso molecular. Es usual, la alquilación del isobutileno (olefina) con isobutano para producir una mezcla del isobutano con isooctano. Es un proceso muy importante en la refinación del petróleo porque produce un número de octanos superior a 87.

Aromáticos. Los hidrocarburos aromáticos son aquellos hidrocarburos que poseen las propiedades especiales asociadas con el núcleo o anillo del benceno, en el cual hay seis grupos de carbono-hidrógeno unidos a cada uno de los vértices de un hexágono. Los enlaces que unen estos seis grupos al anillo presentan características intermedias, respecto a su comportamiento, entre los enlaces simples y los dobles.

Aromatización (Aromatization). Proceso mediante el cual se convierten olefinas ligeras a aromáticos. Mediante este proceso las naftas ligeras son tratadas para reducir las olefinas presentes con producción controlada de aromáticos incrementando el número de octano de 6 a 9 RON y de 7 a 13 MON.

Bpd. (Barriles por día). En términos de producción, el número de barriles de aceite que produce un pozo en un período de 24 horas, normalmente se toma una cifra promedio de un período de tiempo largo. (En términos de refinación, el número de barriles recibidos o la producción de una refinería durante un año, divididos por trescientos sesenta y cinco días menos el tiempo muerto utilizado para mantenimiento).

BTU (British Thermal Unit). Unidad Térmica Británica. La cantidad de calor que se requiere para incrementar en un grado Fahrenheit la temperatura de una libra de agua pura bajo condiciones normales de presión y temperatura.

Butano (Butane) Un hidrocarburo que consiste de cuatro átomos de carbono y diez átomos de hidrógeno. Normalmente se encuentra en estado gaseoso pero se licúa fácilmente para transportarlo y almacenarlo; se utiliza en gasolinas, y también para cocinar y para calentar.

Calor específico (Specific heat). Cantidad de calor necesaria para elevar la temperatura de una unidad de masa de una sustancia en un grado. En el Sistema Internacional de unidades, el calor específico se expresa en julios por kilogramo y grados Kelvin; en ocasiones también se expresa en calorías por gramo y grado centígrado. El calor específico del agua es una caloría por gramo y grado centígrado, es decir, hay que suministrar una caloría a un gramo de agua para elevar su temperatura en un grado centígrado.

Catalizador. Sustancia que está presente en una reacción química en contacto físico con los reactivos, y acelera, induce o propicia dicha reacción sin actuar en la misma.

Cetano. El número o índice de cetano guarda relación con el tiempo que transcurre entre la inyección del carburante y el comienzo de su combustión, denominado "Intervalo de encendido". Una combustión de calidad ocurre cuando se produce una ignición rápida seguida de un quemado total y uniforme del carburante. Cuanto más elevado es el número de cetano, menor es el retraso de la ignición y mejor es la calidad de combustión. Por el contrario, aquellos carburantes con un bajo número de cetano requieren mayor tiempo para que ocurra la ignición y después queman muy rápidamente, produciendo altos índices de elevación de presión. Si el número de cetano es demasiado bajo, la combustión es inadecuada y da lugar a ruido excesivo, aumento de las

emisiones, reducción en el rendimiento del vehículo y aumento de la fatiga del motor. Humo y ruido excesivos son problemas comunes en los vehículos diésel, especialmente bajo condiciones de arranque en frío. En definitiva, es un indicativo de la eficiencia de la reacción que se lleva a cabo en los motores diésel.

Coalescedor. Contenedor que acelera la unión o la cohesión de dos o más partículas dispersas para formar partículas más grandes. Los coalescedores más comunes pasan las fases a través de algún tipo de cama sólida, red o manta de fibra, cedazos metálicos o membranas.

Compuestos saturados. Es un compuesto químico que tiene una cadena de átomos de carbono unidos entre sí por enlaces simples y tiene átomos de hidrógeno ocupando las valencias libres de los otros átomos de carbono, los alcanos son un ejemplo de compuestos saturados.

Convección. Es una de las tres formas de transferencia de calor y se caracteriza porque se produce por medio de un fluido (líquido o gas) que transporta el calor entre zonas con diferentes temperaturas. La convección se produce únicamente por medio de materiales, la evaporación del agua o fluidos. Lo que se llama convección en sí, es el transporte de calor por medio del movimiento del fluido.

Craqueo. Proceso químico industrial mediante el cual se disocian, a temperatura y presión elevada, los hidrocarburos más pesados del petróleo con el fin de obtener una proporción mayor de productos ligeros que se pueden mezclar con combustibles.

Craqueo catalítico fluidizado (FCC). El proceso FCC es la operación central de las refinerías en donde se usa un catalizador para convertir fracciones pesadas de petróleo y de bajo valor comercial en productos de alta calidad, como la gasolina de alto octano y las olefinas. El proceso consiste de varias etapas: precalentamiento de la alimentación, vaporización de la alimentación, reacción de desintegración, la separación de los productos del catalizador y regeneración del catalizador.)

Densidad API. Es la medida de la densidad de los productos líquidos del petróleo, derivado de la densidad relativa de acuerdo con la siguiente ecuación: $\text{densidad API} = (141,5 / \text{densidad relativa}) - 131,5$. La densidad API se expresa en grados, la densidad relativa 1,0 es equivalente a 10 grados API.

Desintegración (Cracking). El proceso de rompimiento de moléculas grandes de aceite en otras más pequeñas. Cuando este proceso se alcanza por la aplicación de calor únicamente, se conoce como desintegración térmica. Si se utiliza un catalizador se conoce como desintegración catalítica; si se realiza en una atmósfera de hidrógeno se conoce como un proceso de hidrodeseintegración.

Desintegración catalítica (Catalytic Cracking, TCC). Proceso que se lleva a cabo a temperaturas en el intervalo de 455-540°C y a presiones ligeramente arriba de la atmosférica, pero en presencia de un catalizador. El proceso convierte una carga (generalmente de gasóleos) en gasolina de mayor calidad que la obtenida en la desintegración térmica, además de otros hidrocarburos olefínicos ligeros y destilados.

Desintegración térmica (Thermal cracking). Proceso utilizado originalmente para la producción de gasolinas y destilados ligeros; actualmente usado para la reducción de viscosidad de fracciones residuales o para la producción de coque. Se llama térmica debido a que la carga se somete a temperaturas elevadas de 455°C y presiones arriba de la atmosférica. Como en el caso de la desintegración catalítica los productos contienen hidrocarburos olefínicos.

Destilación (Distillation). Proceso que consiste en calentar un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase vapor y, a continuación, enfriar el vapor para recuperar dichos componentes en forma líquida por medio de la condensación.

Destilación al vacío (Vacuum flashing). Proceso de refinación cuya carga son residuos provenientes de la destilación atmosférica y que se efectúa a baja presión y por tanto a temperaturas normales para evitar la descomposición o desintegración del material que está siendo destilado, incrementado así la obtención de destilados ligeros más valiosos.

Destilación atmosférica (Atmospheric distillation). Es un proceso primario empleado en la refinación del petróleo crudo para separar los componentes del mismo, que se lleva a cabo a presión atmosférica, temperaturas entre 315 y 374°C (dependiendo de la naturaleza del crudo y productos deseados) en presencia de vapor de agua; con extracciones de productos en diferentes puntos de la torre de destilación, correspondientes a las diferentes temperaturas de

ebullición de la mezcla (cortes o fracciones) para ser enfriadas y condensadas posteriormente.

Destilados ligeros (Light distillates). Grupo de productos que por sus características de composición se identifican con su intervalo de ebullición que va de los 0°C a 280°C. Esta fracción está formada por: gas licuado (GLP), gasolinas, naftas y gasavión.

Destilados pesados (Heavy distillates). Grupo de productos que por sus características de composición se identifican con su intervalo de ebullición que va de los 330°C a 500°C. Esta fracción está formada por: lubricantes, parafinas, grasas, asfaltos, coque, gasóleo de vacío, combustóleo y otros.

Diésel premium. Combustible utilizado en motores de alto régimen que requieren de bajo contenido de azufre.

Disulfuros. Unión covalente de dos átomos de azufre, el anión disulfuro cuya fórmula química es S_2^{2-} puede además presentarse en forma gaseosa con una estructura similar al oxígeno gaseoso, además con este término suele hacerse referencia a compuestos que presentan en alguna parte de su estructura el compuesto químico enlace disulfuro, como el disulfuro difenil, $C_6H_5S-SC_6H_5$. Es importante distinguirlo del sulfuro, con número de oxidación -2 y fórmula química S^{2-} , el sulfuro tiene una configuración electrónica de gas noble idéntica a la del argón.

Endulzamiento químico. El endulzamiento del gas se hace con el fin de eliminar el H_2S y el CO_2 del gas natural. Como se sabe el H_2S y el CO_2 son gases que pueden estar presentes en el gas natural y pueden en algunos casos, especialmente el H_2S , ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas; por esto hay que eliminarlos para llevar el contenido de estos gases ácidos a los niveles exigidos por los consumidores del gas. El H_2S y el CO_2 se conocen como gases ácidos, porque en presencia de agua forman ácidos, y un gas natural que posea estos contaminantes se conoce como gas agrio.

Etano (Ethane) Un hidrocarburo que consiste de dos átomos de carbono y seis átomos de hidrógeno. Normalmente este gas está presente en la mayor parte de los casos referentes al gas natural.

Eyector. Bomba de vacío, generalmente movida por vapor, que no tiene partes móviles y que es capaz de alcanzar presiones absolutas de entre 1 micrón y 30 pulgadas de Hg.

Fluidizado. Es un proceso por el cual una corriente ascendente de fluido (líquido, gas o ambos) se utiliza para suspender partículas sólidas. Desde un punto de vista macroscópico, la fase sólida (o fase dispersa) se comporta como un fluido, de ahí el origen del término fluidización. Al conjunto de partículas fluidizadas se le denomina también lecho fluidizado.

Fracciones ligeras (Light fractions). Las fracciones de bajo peso molecular y bajo punto de ebullición que emergen de la parte superior de la columna de fraccionamiento durante la refinación del aceite.

Fraciones pesadas (Heavy fractions). También conocidas como productos pesados, estos son los aceites formados de moléculas grandes que emergen del fondo de una columna fraccionadora, durante la refinación del aceite.

presión para poder ser destilado y así obtener las fracciones más pesadas del petróleo, como los aceites lubricantes y el asfalto, entre otros.

Gas amargo (Sour gas) Gas natural que contiene cantidades significativas de ácido sulfhídrico. El gas amargo se trata usualmente con trietanolamina para remover los elementos indeseables.

Gasóleo. Diésel, también denominado gasoil, es un hidrocarburo líquido de densidad sobre 832 kg/m^3 ($0,832 \text{ g/cm}^3$), compuesto fundamentalmente por parafinas y utilizado principalmente como combustible en calefacción y en motores diésel. Su poder calorífico inferior es de $35,86 \text{ MJ/l}$ ($43,1 \text{ MJ/kg}$), que depende de su composición comercial.

Gravedad API (API/ gravity) La escala utilizada por el Instituto Americano del Petróleo para expresar la gravedad específica de los aceites.

Gravedad específica (Specific Gravity) La relación de la densidad de una sustancia a determinada temperatura con la densidad de agua a 4°C .

Haluros. Compuesto binario en el cual una parte es un átomo halógeno y la otra es un elemento, catión o grupo funcional que es menos electronegativo que el halógeno. Según el átomo halógeno que forma el haluro éste puede ser un fluoruro, cloruro, bromuro o yoduro, todos elementos del grupo XVII en estado

de oxidación -1. Sus características químicas y físicas se suelen parecer para el cloruro hasta el yoduro siendo una excepción el fluoruro.

Hidrocraqueo. Craqueo realizado en presencia de hidrógeno, que permite obtener productos más ligeros tras su destilación al vacío. En este proceso se lleva a cabo por medio de catalizadores tales como el platino sobre una base sólida de sílice y alúmina, o de cloruro de zinc. El rendimiento del proceso es muy superior al del craqueo catalítico.

Hidrodeshidrogenación (Hydrodenitrogenation). Proceso que se lleva a cabo en forma simultánea a los procesos de hidrogenación en el que se eliminan el nitrógeno y el oxígeno, con lo que se mejora la calidad de las fracciones de la desintegración catalítica.

Hidrodeshulfuración (Hydrodesulphurisation-HDS) Proceso para remover azufre de las moléculas utilizando hidrógeno bajo presión y un catalizador.

Hidrotratamiento (HDT): Proceso que utiliza un catalizador que es sensible a ciertos contaminantes, como el azufre, nitrógeno, agua, compuestos halogenados, hidrocarburos insaturados y ciertos metales. Este proceso se realiza en presencia de hidrógeno y un catalizador.

Hidrogenación. Es un tipo de reacción química (redox) cuyo resultado final visible es la adición de hidrógeno (H_2) a otro compuesto. Los objetivos habituales de esta reacción son compuestos orgánicos insaturados, como alquenos, alquinos, cetonas, nitrilos, y aminas. La mayoría de las hidrogenaciones se producen mediante la adición directa de hidrógeno diatómico bajo presión y en presencia de un catalizador.

Isobárico. Proceso termodinámico que ocurre a presión constante, la Primera ley de la termodinámica, para este caso, queda expresada como: $\Delta Q = \Delta U + P \Delta V$. En un diagrama P-V, un proceso isobárico aparece como una línea horizontal.

Isotrópico. Característica de algunos cuerpos cuyas propiedades físicas no dependen de la dirección en que son examinadas. Es decir, se refiere al hecho de que ciertas magnitudes vectoriales conmensurables dan resultados idénticos independientemente de la dirección escogida para dicha medida. Cuando una determinada magnitud no presenta isotropía se dice que presenta anisotropía.

Lavado (Scrubbing) Proceso de purificación de un gas o un líquido por medio de un lavado dentro de un recipiente de contacto.

LHSV. La velocidad espacial se refiere al cociente de la entrada tasa de flujo volumétrico de los reactivos dividido por el reactor volumen (o el catalizador de volumen de lecho) lo que indica cuántos volúmenes de reactor de alimentación pueden ser tratados en una unidad de tiempo.

Licuefacción del gas (Gas liquefaction) El proceso de enfriamiento del gas natural a una temperatura de -162°C , con lo cual se reduce su volumen por un factor de 600, convirtiéndose en líquido. El gas natural licuado resultante es entonces transportable en buques diseñados para tal propósito, o puede ser almacenado en tanques.

Mercaptanos. El mercaptano es un compuesto sulfurado que se usa como aromatizante del gas natural de uso hogareño, que es el metano; el metano no tiene olor, si se lo enviara así por las cañerías, una fuga no se detectaría y al acumularse el gas podría provocar explosiones, el mercaptano es inflamable pero no tóxico.

MTBE Metil-terbutil-éter. (Methyl-Tert-Butyl-Ether). Líquido incoloro de densidad igual a 0.746 gr/cm^3 . Se obtiene a partir del isobutileno contenido en el corte de butano – butileno de la unidad catalítica FCC y el metanol, utilizando como catalizador una resina catiónica ácida fuerte, pudiendo alimentar corrientes con mayores concentraciones de isobutileno, favoreciendo con esto la producción de MTBE. Es utilizado para incrementar el octanaje de las gasolinas y el porcentaje de oxígeno en las mezclas para reducir las emisiones hacia la atmósfera de hidrocarburos no quemados en los motores de combustión y cumplir con las especificaciones ambientales vigentes.

NPSH. Acrónimo de Net Positive Suction Head, también conocido como ANPA (Altura Neta Positiva en la Aspiración) y CNPA (Carga Neta Positiva en Aspiración). Es la caída interna de presión que sufre un fluido cuando este ingresa al interior de una bomba centrífuga, es un parámetro importante en el diseño de un circuito de bombeo: si la presión en el circuito es menor que la presión de vapor del líquido, éste entrará en algo parecido a la ebullición: se vaporiza, produciéndose el fenómeno de cavitación, que puede dificultar o impedir la circulación de líquido, y causar daños en los elementos del circuito.

Olefinas. Hidrocarburos con dobles enlaces carbono – carbono, se encuentran en los procesos industriales más importantes, existen muchos tipos de olefinas pero las más importantes son el etileno y el propileno. El etileno o eteno ($H_2C=CH_2$) es un compuesto químico orgánico formado por dos átomos de carbono enlazados mediante un doble enlace. Es uno de los productos químicos más importantes de la industria química. Se halla de forma natural en las plantas. El propeno ($CH_2=CH-CH_3$) es un hidrocarburo perteneciendo a los alquenos, incoloro e inodoro. Es un homólogo del etileno. Como todos los alquenos presenta el doble enlace como grupo funcional.

Partes por millón (ppm). Es una unidad de medida con la que se mide la concentración. Se refiere a la cantidad de unidades de una determinada sustancia (agente) que hay por cada millón de unidades del conjunto.

Piridina. Líquido incoloro de olor desagradable, pertenece a la familia de los compuestos aromáticos heterocíclicos, y está estructuralmente relacionada al benceno, siendo la única diferencia entre ellos el reemplazo de un grupo CH del anillo bencénico por un átomo de nitrógeno.

Pirrol. Compuesto químico orgánico aromático y heterocíclico, un anillo de cinco miembros con la fórmula C_4H_5N . Los pirroles son compuestos de anillos aromáticos más largos, incluyendo las porfirinas de hemo, las clorinas y bacterioclorinas, de clorofilas y el anillo de corrina.

Poder calorífico (Calorific value). Cantidad de calor producida por la combustión completa de una sustancia combustible. Esta puede ser medida seca o saturada con vapor de agua; “neta” o “bruta”. El término bruta significa que el vapor de agua producido durante la combustión ha sido condensado a líquido, liberando así su calor latente. Por otro lado, “neta” significa que el agua se mantiene como vapor.

Punto de ebullición. Temperatura a la cual un combustible líquido hierve bajo condiciones normales.

Quench. Recipiente de enfriamiento brusco.

Queroseno (Kerosene). Combustible líquido constituido por la fracción del petróleo crudo que se destila entre los 150 y 300°C. Se usa como combustible para la cocción de alimentos, el alumbrado, en motores, en equipos de

refrigeración y como solvente para betunes e insecticidas de uso doméstico. Se maneja por medio de auto-tanques y tambores de 200 l.

Quinoleína. Compuestos orgánicos heterocíclicos formados por la unión de un núcleo derivado del benceno y otro piridínico; además estos compuestos poseen un isómero denominado isoquinoleína. Estos compuestos provienen de la naftalina y sólo habría que cambiar un átomo de nitrógeno por un grupo CH.

Reacción endotérmica. Cualquier reacción química que absorbe energía, si hablamos de entalpía (H), una reacción endotérmica es aquella que tiene un incremento de entalpía o ΔH positivo. Es decir, la energía que poseen los productos es mayor a la de los reactivos.

Reacción exotérmica. Reacción química que desprenda energía, ya sea como luz o calor, o lo que es lo mismo: con una variación negativa de la entalpía; es decir: $-\Delta H$. El prefijo exo significa «hacia fuera». Por lo tanto se entiende que las reacciones exotérmicas liberan energía.

Refinación: Conjunto de procesos mediante los cuales los hidrocarburos constitutivos del petróleo se separan y se transforman individualmente o en fracciones, para su posterior aprovechamiento.

Reformado catalítico. Es un proceso químico utilizado en el refinado del petróleo, fundamental en la producción de gasolina, su objetivo es aumentar el número de octano de la nafta pesada obtenida en la destilación atmosférica del crudo. Esto se consigue mediante la transformación de hidrocarburos parafínicos y nafténicos en isoparafínicos y aromáticos. Estas reacciones producen también hidrógeno, un subproducto valioso que se aprovecha en otros procesos de refinado. Para ello se utilizan altas temperaturas (490-530 °C), presiones moderadas (10-25 bar) y catalizadores sólidos de platino y otros metales nobles soportados sobre alúmina.

Sulfuros. Este compuesto es un gas con olor a huevos podridos y es altamente tóxico, pertenece también a la categoría de los ácidos por lo que, en disolución acuosa, se le denomina ácido sulfhídrico. En la Naturaleza, se forma en las zonas pantanosas y en el tratamiento de lodos de aguas residuales, mediante transformaciones anaeróbicas del azufre contenido en las proteínas o bien por reducción bacteriana de sulfatos. Se desprende también en las emisiones

gaseosas de algunos volcanes y es asimismo un subproducto de algunos procesos industriales.

Sulfuro de hidrógeno. Es un gas incoloro, inflamable y extremadamente peligroso con olor a "huevo podrido", ocurre de forma natural en petróleo crudo y gas natural, y puede ser producido por la descomposición de materia orgánica y desechos humanos/animales, por ejemplo, aguas negras.

Temperatura crítica (Critical temperature). Temperatura a partir de la cual dejan de presentarse dos fases fluidas (líquido y gas) existiendo solo una fase fluida.

Temperatura de cabeza. Es la temperatura en la zona superior de la columna fraccionadora, se controla con el reflujo de cabeza, este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido-vapor.

Temperatura del corte. Es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de cabeza y reflujo circulantes. Estos últimos tienen un efecto semejante que el reflujo de cabeza y además precalientan el crudo, recuperando energía.

Tiofeno. Compuesto heterocíclico con fórmula C_4H_4S . Es un anillo plano de cinco miembros, aromático. Relacionados al tiofeno están el benzotiofeno y el dibenzotiofeno, que contienen el anillo de tiofeno unido a uno o dos anillos de benceno respectivamente.

Torre atmosférica. Es una columna de destilación que opera a una presión cercana a la atmosférica.

Torre de despojamiento. Es un recipiente cilíndrico vertical usado para estabilizar o despojar componentes livianos de una carga líquida.

Torre de fraccionamiento. Es un recipiente cilíndrico vertical usado en la separación de los componentes de una mezcla líquida por medio de destilación.

BIBLIOGRAFÍA

- Alvarez, A. Ancheyta, J. Centeno, G. y Marroquín, G. (2011). *A modeling study on the effect of reactor configuration on the cycle length of heavy oil fixed-bed hydroprocessing*. Instituto Mexicano del petróleo. Atepehuacan, México: Elsevier.
- Amaya, A. y Chanatasig, D. (2009). *Programa de diseño de bombeo hidráulico para la selección de bombas Jet y pistón usada en las operaciones de Petroproducción*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en petróleos). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
- Ancheyta, J. Betancourt, G. Marroquín, G. Centeno, J.A. Muñoz, F. (2010). *Process for the catalytic hydrotreatment of heavy hydrocarbons of petroleum*. New York. USA: CRC press, Taylor & Francis Group.
- Ancheyta, J. (2011). *Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining*. New York. USA: CRC press, Taylor & Francis Group.
- Ancheyta, J. (2013). *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. (1ra. Ed.). New York. USA: CRC press, Taylor & Francis group.
- Alvarado, M. (2005). *Manual del usuario Hysys Plant*. Recuperado de: <http://es.slideshare.net/ricor91/manual-de-usuariohysys-1>. (Noviembre, 2015).
- API. (2014). *Axial and Centrifugal Compressors and Expander-compressors*. Recuperado de: <https://www.api.org> » *New Refining Publications*. (Febrero, 2015)
- ASME. (1999). *Sección VIII, Division 1, Subsección A, Requerimientos Generales*, parte UG-25 (b). Recuperado de: <http://es.slideshare.net/siceaingenieria/guia-del-codigo-asme-seccion-viii-division-1-tomo->. (Septiembre, 2015)
- Banyeras, L. (2005). *Bombas, ventiladores y compresores*. (2da. Ed). Barcelona, España: Ediciones CEAC.

- Barajas, M. (2006). *Alternativas tecnológicas para producir diésel de ultra bajo azufre en el Sistema nacional de refinerías*. Instituto Politécnico Nacional, Escuela superior de Ingeniería y arquitectura. México, D.F.
- Boesen, R. (2010). *Investigation and Modelling of Diesel Hydrotreating Reactions*. (Tesis Doctoral). Department of Chemical and Biochemical Engineering, Technical University of Denmark, Denmark.
- Caballero, L. (2012). “*Planta de Hidrodesulfuración para reducir la cantidad de compuestos azufrados presentes en crudo pesado*”. Venezuela: Institucional.
- Costa, J. Cervera, S. y Cunill, F. (2010). *Curso de ingeniería química: introducción a los procesos, las operaciones unitarias y fenómenos de transporte*. Recuperado de: <https://books.google.com.ec>. (Septiembre, 2015).
- Couper, J. Penney, W. y Fair, J. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. (3ra. Ed.). Oxford, USA: Elsevier.
- De Troya, J. Carral, L. Álvarez, C. y Rodríguez, M. (2010). “*Estudio comparativo del uso de hidrógeno frente a combustibles fósiles en motores de combustión interna en buques*” (pag.3). Coruña, España. Recuperado de <http://desarrollo.uces.edu.ar:8180/dspace/handle/123456789/625> (Junio, 2015)
- Echeverría, J. y Jiménez, F. (2014). *Estudio técnico económico para mejorar la distribución de productos limpios del poliducto Quito-Ambato*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en petróleos). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
- EPPETROECUADOR. (2015). Co-Director del Proyecto E. Jiménez. (Junio, 2015).
- Fogler, S. (2001). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. (3ra. Ed.) Pearson Education.
- Garzón, L. y Peña, N. (2011). *Separadores de la industria Petrolera*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/91985276/Separadores-de-la-industria-petrolera>. (Febrero, 2015).

- García, L. Hudebine, C. Schweitzer, D. Verstraete, J. y Ferré, D. (2010). *In depth modeling of gasoil hydrotreating: From feedstock reconstruction to reactor stability analysis*. (1ra.Ed.). Elsevier B.V.
- Himmelblau, D. (1996). *Basic principles and calculations in chemical engineering*. (6ta. Ed.) Prentice Hall PTR.
- INEN. Instituto Nacional Ecuatoriano de Normalización. (2012). *Productos derivados del petróleo requisitos del diésel*, (cuarta revisión) INEN 1489.
- Izquierdo, J. (2004). *Cinética de las reacciones químicas*. Barcelona. España: Ediciones Universitat Barcelona.
- Kreith, F. Manglik, R. y Bohn, M. (2012). *Principios de transferencia de calor*. (7ma.Ed). Santa Fé, México: Cengage Learning.
- León, J. (2001). *Diseño y cálculo de recipientes a presión: definición de conceptos*. (edición 2001).
- Marafi, E. Stanislaus, A. y Furimsky, E. (2010). *Kinetics and modeling of petroleum residues hydroprocessing*. *Catal. Rev. Sci. Eng.*
- Mederos, F. Elizalde, I. y Ancheyta, J. (2009). *Steady-state and dynamic reactor models for hydrotreatment of oil fractions: a review*. *Catal. Rev. Sci. Eng.*
- Medina, J. y Taco, J.H. (2012). *Diseño y construcción de un horno de cubilote con aire precalentado para fines didácticos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
- Muhammad, S. R. (2013). *Hydrodesulfurization of diésel oil*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). University of the Punjab, Lahore, Pakistán.
- Narváez, R. (2010). *Simulación del proceso de destilación atmosférica de crudo a instalarse en refinería Amazonas empleando Hysys 3.2*. (Trabajo de Grado previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Universidad Central del Ecuador. Escuela de Ingeniería Química, Quito, Ecuador.
- Pazmiño, I. (2012). *Diseño de una propuesta de mejoramiento de la operación de la unidad de viscorreducción 1 a través del estudio del destilado medio y del residuo de la fraccionadora TV-V2 de la refinería*

Esmeraldas (RE). (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

- PEMEX. (2010). *Diseño y Construcción de recipientes a presión*. Comité de normalización de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios, NRF-028-PEMEX-2010 REV:0, p. 19.
- Peñaloza, J. y Urgilés, F. (2009). *Diseño y construcción de un intercambiador de calor de tubería aletada para el laboratorio de térmicas de la Facultad de Mecánica*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador.
- Requena, J. y Rodríguez, M. (2006). *Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Petróleo). Universidad Central de Venezuela, Ingeniería Escuela de Ingeniería de Petróleo. Caracas, Venezuela.
- Rodríguez, J. y Valverde, M. (2008). *Diseño de una unidad de hidrosulfuración profunda de diésel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.
- Romero, I.A. (2012). *Estudio de factibilidad técnica para el ahorro energético en el proceso de refinación de crudo de la planta universal de la refinería la libertad de EP Petroecuador*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
- Sadighi, S. Arshad, A. y Rashidzadeh, M. (2010). *4-Lump Kinetic model for vacuum gas oil hydrocracker involving hydrogen consumption*. Kor. J.Chem. Inglaterra.
- Santos, L. García, T. y Molina, C. (2005). *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química*. Universidad de Antioquia, Colombia.
- Scenna, N. (2003). *Simulación de un proceso de refinación de petróleo*. Universidad Tecnológica Nacional. Departamento de Ingeniería Química. Argentina. (p. 6).

- Sinnott, R. K. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.
- Svrcek, W y Monnery, W. (1993). *Chemical engineering progress, Fluids/solids handling, Design Two-Phase Separator within the right limits*, University of Calgary. Canadá
- Vallejo, Pérez, M. J. (2014). *Diseño de una planta de recuperación de platino a partir de un catalizador que fue utilizado en la unidad de continuous catalytic reforming (CCR)*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
- Víctor, M. y Passini, I. (2010). *Hidrotratamiento de nafta y diésel en la refinería Bahía Blanca*. Recuperado de: <http://www.petrotecnica.com.ar/abril10/Sin/Hidrotratamiento.pdf>. (Noviembre, 2014).
- Villalpando, G. (2008). *Diseño de una planta para la hidrodeshidrosulfuración de diésel*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.
- Vire, Sánchez, C.M. (2006). *Elaboración del proceso de fabricación de un intercambiador de calor para la planta de gas del complejo industrial Shushufindi*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
- Walas, S. (2013). *Phase Equilibria in Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann.
- Yris, González, K. T. (2011). *Modelado cinético de petróleo y agrupamiento; Enfoque: Caracterización del gasóleo en un proceso de hidrotreatmento*. (Tesis Doctoral). Universidad Politécnica de Madrid. España.

ANEXO A



Designation: D 86 – 07

An American National Standard

Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure¹

This standard is issued under the fixed designation D 86; the number immediately following the designation indicates the year of original adoption or, in the case of revision, the year of last revision. A number in parentheses indicates the year of last reapproval. A superscript epsilon (ϵ) indicates an editorial change since the last revision or reapproval.

This standard has been approved for use by agencies of the Department of Defense.

1. Scope*

1.1 This test method covers the atmospheric distillation of petroleum products using a laboratory batch distillation unit to determine quantitatively the boiling range characteristics of such products as light and middle distillates, automotive spark-ignition engine fuels, aviation gasolines, aviation turbine fuels, 1-D and 2-D regular and low sulfur diesel fuels, special petroleum spirits, naphthas, white spirits, kerosines, and Grades 1 and 2 burner fuels.

1.2 The test method is designed for the analysis of distillate fuels; it is not applicable to products containing appreciable quantities of residual material.

1.3 This test method covers both manual and automated instruments.

1.4 Unless otherwise noted, the values stated in SI units are to be regarded as the standard. The values given in parentheses are provided for information only.

1.5 *This standard does not purport to address all of the safety concerns, if any, associated with its use. It is the responsibility of the user of this standard to establish appropriate safety and health practices and determine the applicability of regulatory limitations prior to use.*

2. Referenced Documents

2.1 All standards are subject to revision, and parties to agreement on this test method are to apply the most recent edition of the standards indicated below, unless otherwise specified, such as in contractual agreements or regulatory rules where earlier versions of the method(s) identified may be required.

2.2 ASTM Standards:²

D 97 Test Method for Four Point of Petroleum Products
 D 323 Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method)
 D 2892 Test Method for Distillation of Crude Petroleum (15-Theoretical Plate Column)
 D 4057 Practice for Manual Sampling of Petroleum and Petroleum Products
 D 4177 Practice for Automatic Sampling of Petroleum and Petroleum Products
 D 4953 Test Method for Vapor Pressure of Gasoline and Gasoline-Oxygenate Blends (Dry Method)
 D 5190 Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Automatic Method)
 D 5191 Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Mini Method)
 D 5842 Practice for Sampling and Handling of Fuels for Volatility Measurement
 D 5949 Test Method for Pour Point of Petroleum Products (Automatic Pressure Pulsing Method)
 D 5950 Test Method for Pour Point of Petroleum Products (Automatic Tilt Method)
 D 5985 Test Method for Pour Point of Petroleum Products (Rotational Method)
 E 1 Specification for ASTM Liquid-in-Glass Thermometers
 E 77 Test Method for Inspection and Verification of Thermometers
 E 1272 Specification for Laboratory Glass Graduated Cylinders
 E 1405 Specification for Laboratory Glass Distillation Flasks
 2.3 *Energy Institute Standards:*³
 IP 69 Determination of Vapour Pressure—Reid Method
 IP 123 Petroleum Products—Determination of Distillation Characteristics
 IP 394 Determination of Air Saturated Vapour Pressure
 IP Standard Methods for Analysis and Testing of Petroleum and Related Products 1996—Appendix A

¹ This test method is under the jurisdiction of ASTM Committee D02 on Petroleum Products and Lubricants and is the direct responsibility of Subcommittee D02.08/04 on Distillation.

In the IP, the equivalent test method is published under the designation IP 123. It is under the jurisdiction of the Standardization Committee.

Current edition approved Jan. 15, 2007. Published February 2007. Originally approved in 1921. Last previous edition approved in 2005 as D 86-05.

² For referenced ASTM standards, visit the ASTM website, www.astm.org, or contact ASTM Customer Service at service@astm.org. For Annual Book of ASTM Standards volume information, refer to the standard's Document Summary page on the ASTM website.

³ Available from Energy Institute, 61 New Cavendish St., London, W1G 7AR, U.K., <http://www.energyinst.org.uk>.


D 86 - 07
TABLE 1 Preparation of Apparatus

	Group 1	Group 2	Group 3	Group 4
Flask, mL	125	125	125	125
ASTM distillation thermometer	7C (7F)	7C (7F)	7C (7F)	8C (8F)
IP distillation thermometer range	low	low	low	high
Flask support base ^a	B	B	C	C
Flask support base ^a	58	58	50	50
Temperature at start of test				
Flask °C	13-18	13-18	13-18	not above
Flask °F	55-65	55-65	55-65	ambient
Flask support and shield	not above ambient	not above ambient	not above ambient	
Receiving cylinder and 100 mL charge				
°C	13-18	13-18	13-18 ^A	13-ambient ^A
°F	55-65	55-65	55-65 ^A	55-ambient ^A

^A See 10.3.1.1 for exceptions.

3. Terminology

3.1 Definitions:

3.1.1 *charge volume, n*—the volume of the specimen, 100 mL, charged to the distillation flask at the temperature specified in Table 1.

3.1.2 *decomposition, n*—of a hydrocarbon, the pyrolysis or cracking of a molecule yielding smaller molecules with lower boiling points than the original molecule.

3.1.2.1 *Discussion*—Characteristic indications of thermal decomposition are evolution of fumes and erratic temperature readings that usually decrease after any attempt is made to adjust the heat.

3.1.3 *decomposition point, n*—the corrected thermometer reading that coincides with the first indications of thermal decomposition of the liquid in the flask.

3.1.3.1 *Discussion*—The decomposition point, as determined under the conditions of this test method, does not necessarily correspond to the decomposition temperature in other applications.

3.1.4 *dry point, n*—the corrected thermometer reading that is observed at the instant the last drop of liquid (exclusive of any drops or film of liquid on the side of the flask or on the temperature sensor), evaporates from the lowest point in the distillation flask.

3.1.4.1 *Discussion*—The end point (final boiling point), rather than the dry point, is intended for general use. The dry point can be reported in connection with special purpose naphthas, such as those used in the paint industry. Also, it is substituted for the end point (final boiling point) whenever the sample is of such a nature that the precision of the end point (final boiling point) cannot consistently meet the requirements given in the precision section.

3.1.5 *dynamic holdup, n*—the amount of material present in the neck of the flask, in the sidearm of the flask, and in the condenser tube during the distillation.

3.1.6 *emergent stem effect, n*—the offset in temperature reading caused by the use of total immersion mercury-in-glass thermometers in the partial immersion mode.

3.1.6.1 *Discussion*—In the partial immersion mode, a portion of the mercury thread, that is, the emergent portion, is at a lower temperature than the immersed portion, resulting in a shrinkage of the mercury thread and a lower temperature reading.

3.1.7 *end point (EP) or final boiling point (FBP), n*—the maximum corrected thermometer reading obtained during the test.

3.1.7.1 *Discussion*—This usually occurs after the evaporation of all liquid from the bottom of the flask. The term maximum temperature is a frequently used synonym.

3.1.8 *front end loss, n*—loss due to evaporation during transfer from receiving cylinder to distillation flask, vapor loss during the distillation, and uncondensed vapor in the flask at the end of the distillation.

3.1.9 *initial boiling point (IBP), n*—the corrected thermometer reading that is observed at the instant the first drop of condensate falls from the lower end of the condenser tube.

3.1.10 *percent evaporated, n*—the sum of the percent recovered and the percent loss.

3.1.11 *percent loss (or observed loss), n*—one hundred minus the percent total recovery.

3.1.11.1 *corrected loss, n*—percent loss corrected for barometric pressure.

3.1.12 *percent recovered, n*—the volume of condensate observed in the receiving cylinder, expressed as a percentage of the charge volume, associated with a simultaneous temperature reading.

3.1.13 *percent recovery, n*—the maximum percent recovered, as observed in accordance with 10.18.

3.1.13.1 *corrected percent recovery, n*—the percent recovery, adjusted for the difference between the observed loss and the corrected loss, as described in Eq 8.

3.1.13.2 *percent total recovery, n*—the combined percent recovery and residue in the flask, as determined in accordance with 11.1.

3.1.14 *percent residue, n*—the volume of residue in the flask, measured in accordance with 10.19, and expressed as a percentage of the charge volume.

3.1.15 *rate of change (or slope), n*—the change in temperature reading per percent evaporated or recovered, as described in 13.2.

3.1.16 *temperature lag, n*—the offset between the temperature reading obtained by a temperature sensing device and the true temperature at that time.

3.1.17 *temperature measurement device, n*—a thermometer, as described in 6.3.1, or a temperature sensor, as described in 6.3.2.

TABLE 2 Group Characteristics

	Group 1	Group 2	Group 3	Group 4
Sample characteristics				
Distillate type				
Vapor pressure at				
37.8°C, kPa	≥66.6	<65.5	<65.5	<65.5
100°F, psf	≥9.5	<9.5	<9.5	<9.5
(Test Methods D 523, D 4863, D 5190, D 5191, D 5482, IP 69 or IP 384)				
Distillate, IBP °C			≤100	>100
°F			≤212	>212
EP °C	≤290	≥290	≥290	≥290
°F	≥482	≥482	≥482	≥482

at weather stations and airports, since these are precorrected to give sea level readings.)

7. Sampling, Storage, and Sample Conditioning

7.1 Determine the Group characteristics that correspond to the sample to be tested (see Table 2). Where the procedure is dependent upon the group, the section headings will be so marked.

7.2 Sampling:

7.2.1 Sampling shall be done in accordance with Practice D 4057 or D 4177 and as described in Table 3.

7.2.1.1 *Group 1*—Condition the sample container to below 10°C, preferably by filling the bottle with the cold liquid sample and discarding the first sample. If this is not possible because, for instance, the product to be sampled is at ambient temperature, the sample shall be drawn into a bottle prechilled to below 10°C, in such a manner that agitation is kept at a minimum. Close the bottle immediately with a tight-fitting closure. (**Warning**—Do not completely fill and tightly seal a cold bottle of sample because of the likelihood of breakage on warming.)

7.2.1.2 *Groups 2, 3, and 4*—Collect the sample at ambient temperature. After sampling, close the sample bottle immediately with a tight-fitting closure.

7.2.1.3 If the sample received by the testing laboratory has been sampled by others and it is not known whether sampling has been performed as described in 7.2, the sample shall be assumed to have been so sampled.

7.3 Sample Storage:

7.3.1 If testing is not to start immediately after collection, store the samples as indicated in 7.3.2, 7.3.3, and Table 3. All samples shall be stored away from direct sunlight or sources of direct heat.

7.3.2 *Group 1*—Store the sample at a temperature below 10°C.

Note 6—If there are no, or inadequate, facilities for storage below 10°C, the sample may also be stored at a temperature below 20°C, provided the operator ensures that the sample container is tightly closed and leak-free.

7.3.3 *Group 2*—Store the sample at a temperature below 10°C.

Note 7—If there are no, or inadequate, facilities for storage below

10°C, the sample may also be stored at a temperature below 20°C, provided the operator ensures that the sample container is tightly closed and leak-free.

7.3.4 *Groups 3 and 4*—Store the sample at ambient or lower temperature.

7.4 Sample Conditioning Prior to Analysis:

7.4.1 Samples shall be conditioned to the temperature shown in Table 3 before opening the sample container.

7.4.1.1 *Groups 1 and 2*—Samples shall be conditioned to a temperature of less than 10°C (50°F) before opening the sample container.

7.4.1.2 *Groups 3 and 4*—If the sample is not fluid at ambient temperature, it is to be heated to a temperature of 9 to 21°C above its pour point (Test Method D 97, D 5949, or D 5985) prior to analysis. If the sample has partially or completely solidified during storage, it shall be vigorously shaken after melting prior to opening the sample container to ensure homogeneity.

7.4.1.3 If the sample is not fluid at room temperature, the temperature ranges shown in Table 3 for the flask and for the sample do not apply.

7.5 Wet Samples:

7.5.1 Samples of materials that visibly contain water are not suitable for testing. If the sample is not dry, obtain another sample that is free from suspended water.

7.5.2 *Groups 1 and 2*—If such a sample cannot be obtained, the suspended water can be removed by maintaining the sample at 0 to 10°C, adding approximately 10 g of anhydrous sodium sulfate per 100 mL of sample, shaking the mixture for approximately 2 min, and then allowing the mixture to settle for approximately 15 min. Once the sample shows no visible signs of water, use a decanted portion of the sample, maintained between 1 and 10°C, for the analysis. Note in the report that the sample has been dried by the addition of a desiccant.

Note 8—Suspended water in hazy samples in Groups 1 and 2 can be removed by the addition of anhydrous sodium sulfate and separating the liquid sample from the drying agent by decanting without statistically affecting the results of the test.⁴

7.5.3 *Groups 3 and 4*—In cases in which a water-free sample is not practical, the suspended water can be removed by shaking the sample with anhydrous sodium sulfate or other suitable drying agent and separating it from the drying agent by decanting. Note in the report that the sample has been dried by the addition of a desiccant.

8. Preparation of Apparatus

8.1 Refer to Table 1 and prepare the apparatus by choosing the appropriate distillation flask, temperature measuring device, and flask support board, as directed for the indicated group. Bring the temperature of the receiving cylinder, the flask, and the condenser bath to the indicated temperature.

8.2 Make any necessary provisions so that the temperature of the condenser bath and the receiving cylinder will be maintained at the required temperatures. The receiving cylinder shall be in a bath such that either the liquid level is at least

⁴ Supporting data have been filed at ASTM International Headquarters and may be obtained by requesting Research Report RR: D03-1455.


D 86 - 07
TABLE 3 Sampling, Storage, and Sample Conditioning

		Group 1	Group 2	Group 3	Group 4
Temperature of sample bottle	°C	<10			
	°F	<50			
Temperature of stored sample	°C	<10 ^a	<10	ambient	ambient
	°F	<50 ^a	<50	ambient	ambient
Temperature of sample after conditioning prior to analysis	°C	<10	<10	Ambient or 9 to 21°C above pour point ^b	Ambient or 9 to 21°C above pour point ^b
	°F	<50	<50	Ambient or 48 to 70°F above pour point ^b	Ambient or 48 to 70°F above pour point ^b
If sample is wet		resample	resample		dry in accordance with 7.5.3
If resample is still wet ^c			dry in accordance with 7.5.2		

^a Under certain circumstances, samples can also be stored at temperatures below 20°C (68°F). See also 7.3.2 and 7.3.3.

^b If sample is (semi-)solid at ambient temperature, see also 10.3.1.1.

^c If sample is known to be wet, resampling may be omitted. Dry sample in accordance with 7.5.2 and 7.5.3.

as high as the 100-mL mark or the entire receiving cylinder is surrounded by an air circulation chamber.

8.2.1 *Groups 1, 2, and 3*—Suitable media for low temperature baths include, but are not limited to, chopped ice and water, refrigerated brine, and refrigerated ethylene glycol.

8.2.2 *Group 4*—Suitable media for ambient and higher bath temperatures include, but are not limited to, cold water, hot water, and heated ethylene glycol.

8.3 Remove any residual liquid in the condenser tube by swabbing with a piece of soft, lint-free cloth attached to a cord or wire.

9. Calibration and Standardization

9.1 *Temperature Measurement System*—Temperature measurement systems using other than the specified mercury-in-glass thermometers shall exhibit the same temperature lag, emergent stem effect, and accuracy as the equivalent mercury-in-glass thermometer. Confirmation of the calibration of these temperature measuring systems shall be made at intervals of not more than six months, and after the system has been replaced or repaired.

9.1.1 The accuracy and the calibration of the electronic circuitry or computer algorithms, or both, shall be verified by the use of a standard precision resistance bench. When performing this verification, no algorithms shall be used to correct the temperature for lag and the emergent stem effect (see manufacturer's instructions).

9.1.2 Verification of the calibration of temperature measuring devices shall be conducted by distilling toluene in accordance with Group 1 of this test method and comparing the 50 % recovered temperature with that shown in Table 4.³

9.1.2.1 If the temperature reading is not within the values shown in Table 4 for the respective apparatus being used (see Note 10 and Table 4), the temperature measurement system shall be considered defective and shall not be used for the test.

Note 9—Toluene is used as a verification fluid for calibration; it will yield almost no information on how well an electronic measurement system simulates the temperature lag of a liquid-in-glass thermometer.

9.1.2.2 Reagent grade toluene and hexadecane (cetane), conforming to the specifications of the Committee on Analyti-

cal Reagents of the American Chemical Society,⁶ shall be used. However, other grades may also be used, provided it is first ascertained that the reagent is of sufficient purity to permit its use without lessening the accuracy of the determination.

Note 10—At 101.3 kPa, toluene is shown in reference manuals as boiling at 110.6°C when measured using a partial immersion thermometer. Because this test method uses thermometers calibrated for total immersion, the results typically will be lower and, depending on the thermometer and the situation, may be different for each thermometer. At 101.3 kPa, hexadecane is shown in reference manuals as boiling at 287.0°C when measured using a partial immersion thermometer. Because this test method uses thermometers calibrated for total immersion, the results typically will be lower, and, depending on the thermometer and the situation, may be different for each thermometer.

9.1.3 A procedure to determine the magnitude of the temperature lag is described in Annex A3.

9.1.4 A procedure to emulate the emergent stem effect is described in Appendix X4.

9.1.5 To verify the calibration of the temperature measurement system at elevated temperatures, use hexadecane. The temperature measurement system shall indicate, at 50% recovered, a temperature comparable to that shown in Table 4 for the respective apparatus under Group 4 distillation conditions.

Note 11—Because of the high melting point of hexadecane, Group 4 verification distillations will have to be carried out with condenser temperatures >20°C.

9.2 Automated Method:

9.2.1 *Level Follower*—For an automated distillation apparatus, the level follower/recording mechanism of the apparatus shall have a resolution of 0.1 mL or better with a maximum error of 0.3 mL between the 5 and 100 mL points. The calibration of the assembly shall be verified in accordance with manufacturer's instructions at intervals of not more than three months and after the system has been replaced or repaired.

Note 12—The typical calibration procedure involves verifying the output with the receiver containing 5 and 100 mL of material respectively.

9.2.2 *Barometric Pressure*—At intervals of not more than six months, and after the system has been replaced or repaired,

⁶ Reagent Chemicals, American Chemical Society Specifications, American Chemical Society, Washington, DC. For suggestions on the testing of reagents not listed by the American Chemical Society, see *Analyst's Standard for Laboratory Chemicals*, BDH Ltd., Poole, Dorset, U.K., and the *United States Pharmacopeia and National Formulary*, U.S. Pharmacopial Convention, Inc. (USPC), Rockville, MD.

³ Supporting data have been filed at ASTM International Headquarters and may be obtained by requesting Research Report RR: D02-1580.

 D 86 - 07
TABLE 4 True and Min and Max D 86 50 % Recovered Boiling Points (°C)^a

		Manual		Automated	
		Distillation conditions min D 86 50 % boiling point	Distillation conditions max D 86 50 % boiling point	Distillation conditions min D 86 50 % boiling point	Distillation conditions max D 86 50 % boiling point
Toluene	ASTMIP true boiling point	Group 1, 2, and 3			
		105.9	111.8	108.6	109.7
Hexadecane	ASTMIP true boiling point	Group 4	Group 4	Group 4	Group 4
		272.2	263.1	277.0	280.0

^a The manual and automated temperatures show in this table are the values for the 95 % tolerance interval for the 90 % population coverage. The proposed tolerance is approximately $3 \times \sigma$. Information on the values in this table can be found in RR-D09-1680.

the barometric reading of the instrument shall be verified against a barometer, as described in 6.6.

10. Procedure

10.1 Record the prevailing barometric pressure.

10.2 *Groups 1 and 2*—Fit a low range thermometer provided with a snug-fitting cork or stopper of silicone rubber, or equivalent polymeric material, tightly into the neck of the sample container and bring the temperature of the sample to the temperature indicated in Table 3.

10.3 *Groups 1, 2, 3, and 4*—Check that the temperature of the sample is as shown in Table 3. Pour the specimen precisely to the 100-mL mark of the receiving cylinder, and transfer the contents of the receiving cylinder as completely as practical into the distillation flask, ensuring that none of the liquid flows into the vapor tube.

Note 13—It is important that the difference between the temperature of the specimen and the temperature of the bath around the receiving cylinder is as small as practically possible. A difference of 5°C can make a difference of 0.7 mL.

10.3.1 *Groups 3 and 4*—If the sample is not fluid at ambient temperature, it is to be heated to a temperature between 9 and 21°C above its pour point (Test Methods D 97, D 5949, D 5950, or D 5985) prior to analysis. If the sample has partially or completely solidified in the intervening period, it shall be vigorously shaken after melting, and prior to sampling, to ensure homogeneity.

10.3.1.1 If the sample is not fluid at ambient temperatures, disregard the temperature range shown in Table 1 for the receiving cylinder and sample. Prior to analysis, heat the receiving cylinder to approximately the same temperature as the sample. Pour the heated specimen precisely to the 100-mL mark of the receiving cylinder, and transfer the contents of the receiving cylinder as completely as practical into the distillation flask, ensuring that none of the liquid flows into the vapor tube.

Note 14—Any material that evaporates during the transfer will contribute to the loss; any material that remains in the receiving cylinder will contribute to the observed recovery volume at the time of the IBP.

10.4 If the sample can be expected to demonstrate irregular boiling behavior, that is, bumping, add a few boiling chips to the specimen. The addition of a few boiling chips is acceptable for any distillation.

10.5 Fit the temperature sensor through a snug-fitting device, as described in 6.4, to mechanically center the sensor in the neck of the flask. In the case of a thermometer, the bulb is centered in the neck and the lower end of the capillary is level with the highest point on the bottom of the inner wall of the vapor tube (see Fig. 5). In the case of a thermocouple or resistance thermometer, follow the manufacturer's instructions as to placement (see Fig. 6).

Note 15—If vacuum grease is used on the mating surface of the centering device, use the minimum amount of grease that is practical.

10.6 Fit the flask vapor tube, provided with a snug-fitting cork or rubber stopper of silicone, or equivalent polymeric material, tightly into the condenser tube. Adjust the flask in a vertical position so that the vapor tube extends into the condenser tube for a distance from 25 to 50 mm. Raise and adjust the flask support board to fit it snugly against the bottom of the flask.

10.7 Place the receiving cylinder that was used to measure the specimen, without drying the inside of the cylinder, into its temperature-controlled bath under the lower end of the condenser tube. The end of the condenser tube shall be centered in the receiving cylinder and shall extend therein for a distance of at least 25 mm, but not below the 100-mL mark.

10.8 Initial Boiling Point:

10.8.1 *Manual Method*—To reduce evaporation loss of the distillate, cover the receiving cylinder with a piece of blotting paper, or similar material, that has been cut to fit the condenser tube snugly. If a receiver deflector is being used, start the distillation with the tip of the deflector just touching the wall of the receiving cylinder. If a receiver deflector is not used, keep the drip tip of the condenser away from the wall of the receiving cylinder. Note the start time. Observe and record the IBP to the nearest 0.5°C (1.0°F). If a receiver deflector is not being used, immediately move the receiving cylinder so that the tip of the condenser touches its inner wall.

10.8.2 *Automated Method*—To reduce evaporation loss of the distillate, use the device provided by the instrument manufacturer for this purpose. Apply heat to the distillation flask and contents with the tip of the receiver deflector just touching the wall of the receiving cylinder. Note the start time. Record the IBP to the nearest 0.1°C (0.2°F).

 D 86 - 07

TABLE 5 Conditions During Test Procedure

		Group 1	Group 2	Group 3	Group 4
Temperature of cooling bath ^a	°C	0-1	0-5	0-5	0-62
	°F	32-34	32-40	32-40	32-140
Temperature of bath around receiving cylinder	°C	13-18	13-18	13-18	+3
	°F	55-65	55-65	55-65	+5
					of charge temperature
Time from first application of heat to initial boiling point, min		5-10	5-10	5-10	5-15
Time from initial boiling point to 5 % recovered, s		60-100	60-100		
to 10 % recovered, min					
Uniform average rate of condensation from 5 % recovered to 5 mL in flask, mL/min		4-6	4-6	4-5	4-5
Time recorded from 5 mL residue to end point, min		5 max	5 max	5 max	5 max

^a The proper condenser bath temperature will depend upon the wax content of the sample and of its distillation fractions. The test is generally performed using one single condenser temperature. Wax formation in the condenser can be deduced from (a) the presence of wax particles in the distillate coming off the drip lip, (b) a higher distillation loss than what would be expected based on the initial boiling point of the specimen, (c) an erratic recovery rate and (d) the presence of wax particles during the removal of residual liquid by swabbing with a lint-free cloth (see 8.3). The minimum temperature that permits satisfactory operation shall be used. In general, a bath temperature in the 0 to 4°C range is suitable for kerosene, Grade No. 1 fuel oil and Grade No. 1-D diesel fuel oil. In some cases involving Grade No. 2 fuel oil, Grade No. 2-D diesel fuel oil, gas oils and similar distillates, it may be necessary to hold the condenser bath temperature in the 38 to 62°C range.

change in slope (C) of the data points described in 10.14.2 in that particular area is greater than 0.6 (change of slope (F) is greater than 1.0) as calculated by Eq 1 (Eq 2).

$$\text{Change of Slope } (C) = \frac{(C_3 - C_2)(V_3 - V_2) - (C_2 - C_1)(V_2 - V_1)}{(V_3 - V_2) - (V_2 - V_1)} \quad (1)$$

$$\text{Change of Slope } (F) = \frac{(F_3 - F_2)(V_3 - V_2) - (F_2 - F_1)(V_2 - V_1)}{(V_3 - V_2) - (V_2 - V_1)} \quad (2)$$

where:

C_1 = temperature at the volume % recorded one reading prior to the volume % in question, °C,

C_2 = temperature at the volume % recorded in question, °C,

C_3 = temperature at the volume % recorded following the volume % in question, °C,

F_1 = temperature at the volume % recorded one reading prior to the volume % in question, °F,

F_2 = temperature at the volume % recorded in question, °F,

F_3 = temperature at the volume % recorded following the volume % in question, °F,

V_1 = volume % recorded one reading prior to the volume % in question,

V_2 = volume % recorded at the volume % in question, and

V_3 = volume % recorded following the volume % in question.

10.15 When the residual liquid in the flask is approximately 5 mL, make a final adjustment of the heat. The time from the 5 mL of liquid residue in the flask to the EP (FBP) shall be within the limits prescribed in Table 5. If this condition is not satisfied, repeat the test with appropriate modification of the final heat adjustment.

10.15.1 If the actual front end loss differs more than 2 mL from the estimated value, the test shall be rerun.

10.16 Observe and record the EP (FBP) or the dry point, or both, as required, and discontinue the heating.

10.17 Allow the distillate to drain into the receiving cylinder, after heating has been discontinued.

10.17.1 *Manual Method*—While the condenser tube continues to drain into the graduated cylinder, observe and note the volume of condensate to the nearest 0.5 mL at 2 min intervals until two successive observations agree. Measure the volume in the receiving cylinder accurately, and record it to the nearest 0.5 mL.

10.17.2 *Automated Method*—The apparatus shall continually monitor the recovered volume until this volume changes by no more than 0.1 mL in 2 min. Record the volume in the receiving cylinder accurately to the nearest 0.1 mL.

10.18 Record the volume in the receiving cylinder as percent recovery. If the distillation was previously discontinued under the conditions of a decomposition point, deduct the percent recovered from 100, report this difference as the sum of percent residue and percent loss, and omit the procedure given in 10.19.

10.19 After the flask has cooled and no more vapor is observed, disconnect the flask from the condenser, pour its contents into a 5-mL graduated cylinder, and with the flask suspended over the cylinder, allow the flask to drain until no appreciable increase in the volume of liquid in the cylinder is observed. Measure the volume in the graduated cylinder to the nearest 0.1 mL, and record as percent residue.

10.19.1 If the 5-mL graduated cylinder does not have graduations below 1 mL and the volume of liquid is less than 1 mL, prefill the cylinder with 1 mL of a heavy oil to allow a better estimate of the volume of the material recovered.

10.19.1.1 If a residue greater than expected is obtained, and the distillation was not purposely terminated before the EP,

correspond with an amount of 93.5 mL in the receiving cylinder. This amount has to be adjusted for the estimated amount of front end loss.

10.15.1 If the actual front end loss differs more than 2 mL from the estimated value, the test shall be rerun.

10.16 Observe and record the EP (FBP) or the dry point, or both, as required, and discontinue the heating.

10.17 Allow the distillate to drain into the receiving cylinder, after heating has been discontinued.

10.17.1 *Manual Method*—While the condenser tube continues to drain into the graduated cylinder, observe and note the volume of condensate to the nearest 0.5 mL at 2 min intervals until two successive observations agree. Measure the volume in the receiving cylinder accurately, and record it to the nearest 0.5 mL.

10.17.2 *Automated Method*—The apparatus shall continually monitor the recovered volume until this volume changes by no more than 0.1 mL in 2 min. Record the volume in the receiving cylinder accurately to the nearest 0.1 mL.

10.18 Record the volume in the receiving cylinder as percent recovery. If the distillation was previously discontinued under the conditions of a decomposition point, deduct the percent recovered from 100, report this difference as the sum of percent residue and percent loss, and omit the procedure given in 10.19.

10.19 After the flask has cooled and no more vapor is observed, disconnect the flask from the condenser, pour its contents into a 5-mL graduated cylinder, and with the flask suspended over the cylinder, allow the flask to drain until no appreciable increase in the volume of liquid in the cylinder is observed. Measure the volume in the graduated cylinder to the nearest 0.1 mL, and record as percent residue.

10.19.1 If the 5-mL graduated cylinder does not have graduations below 1 mL and the volume of liquid is less than 1 mL, prefill the cylinder with 1 mL of a heavy oil to allow a better estimate of the volume of the material recovered.

10.19.1.1 If a residue greater than expected is obtained, and the distillation was not purposely terminated before the EP,

D 86 - 07

check whether adequate heat was applied towards the end of the distillation and whether conditions during the test conformed to those specified in Table 5. If not, repeat test.

Note 18—The distillation residues of this test method for gasoline, kerosene, and distillate diesel are typically 0.9–1.3, 0.9–1.3, and 1.0–1.4 volume %, respectively.

Note 19—The test method is not designed for the analysis of distillate fuels containing appreciable quantities of residual material (see 1.2).

10.19.2 Groups 1, 2, 3, and 4—Record the volume in the 5-mL graduated cylinder, to the nearest 0.1 mL, as percent residue.

10.20 If the intent of the distillation is to determine the percent evaporated or percent recovered at a predetermined corrected temperature reading, modify the procedure to conform to the instructions described in Annex A4.

10.21 Examine the condenser tube and the side arm of the flask for waxy or solid deposits. If found, repeat the test after making adjustments described in Footnote A of Table 5.

11. Calculations

11.1 The percent total recovery is the sum of the percent recovery (see 10.18) and the percent residue (see 10.19). Deduct the percent total recovery from 100 to obtain the percent loss.

11.2 Do not correct the barometric pressure for meniscus depression, and do not adjust the pressure to what it would be at sea level.

Note 20—The observed barometric reading does not have to be corrected to a standard temperature and to standard gravity. Even without performing these corrections, the corrected temperature readings for the same sample between laboratories at two different locations in the world will, in general, differ less than 0.1°C at 100°C. Almost all data obtained earlier have been reported at barometric pressures that have not been corrected to standard temperature and to standard gravity.

11.3 Correct temperature readings to 101.3 kPa (760 mm Hg) pressure. Obtain the correction to be applied to each temperature reading by means of the Sydney Young equation as given in Eq 3, Eq 4, or Eq 5, as appropriate, or by the use of Table 6. For Celsius temperatures:

$$C_c = 0.0009 (101.3 - P_k) (273 + t_o) \quad (3)$$

$$C_c = 0.00012 (760 - P) (273 + t_o) \quad (4)$$

For Fahrenheit temperatures:

$$C_c = 0.00012 (760 - P) (460 + t_o) \quad (5)$$

where:

- t_o = the observed temperature reading in °C,
- t_o = the observed temperature reading in °F,
- C_c and C_f = corrections to be added algebraically to the observed temperature readings,
- P_k = barometric pressure, prevailing at the time and location of the test, kPa, and
- P = barometric pressure, prevailing at the time and location of the test, mm Hg.

After applying the corrections and rounding each result to the nearest 0.5°C (1.0°F) or 0.1°C (0.2°F), as appropriate to the

TABLE 6 Approximate Thermometer Reading Correction

Temperature Range		Correction ^a per 1.3 kPa (10 mm Hg) Difference in Pressure	
°C	°F	°C	°F
10–30	50–86	0.35	0.63
30–60	86–142	0.38	0.68
60–70	142–158	0.40	0.72
70–90	158–194	0.42	0.76
90–110	194–230	0.45	0.81
110–130	230–266	0.47	0.86
130–150	266–302	0.50	0.90
150–170	302–338	0.52	0.94
170–190	338–374	0.54	0.98
190–210	374–410	0.57	1.02
210–230	410–446	0.59	1.07
230–250	446–482	0.62	1.11
250–270	482–518	0.64	1.15
270–290	518–554	0.66	1.20
290–310	554–590	0.69	1.24
310–330	590–626	0.71	1.28
330–350	626–662	0.74	1.33
350–370	662–698	0.76	1.37
370–390	698–734	0.78	1.41
390–410	734–770	0.81	1.46

^a Values to be added when barometric pressure is below 101.3 kPa (760 mm Hg) and to be subtracted when barometric pressure is above 101.3 kPa.

apparatus being used, use the corrected temperature readings in all further calculations and reporting.

Note 21—Temperature readings are not corrected to 101.3 kPa (760 mm Hg) when product definitions, specifications, or agreements between the parties involved indicate, specifically, that such correction is not required or that correction shall be made to some other base pressure.

11.4 Correct the actual loss to 101.3 kPa (760 mm Hg) pressure when temperature readings are corrected to 101.3 kPa pressure. The corrected loss, L_c , is calculated from Eq 6 or Eq 7, as appropriate, or can be read from the tables presented as Fig. X3.1 or Fig. X3.2.

$$L_c = 0.5 + (L - 0.5) \left[1 + (101.3 - P_k) / 8.00 \right] \quad (6)$$

$$L_c = 0.5 + (L - 0.5) \left[1 + (760 - P) / 60.0 \right] \quad (7)$$

where:

- L = observed loss,
- L_c = corrected loss,
- P_k = pressure, kPa, and
- P = pressure, mm Hg.

Note 22—Eq 6 and 7 above have been derived from the data in Table 7 and Eqs 5 and 6 in Test Method D 86–95 and earlier versions. It is probable that Eq 6 and 7 shown were the original empirical equations from which the table and equations in the Test Method D 86–95 and earlier versions were derived.

11.4.1 Calculate the corresponding corrected percent recovery in accordance with the following equation:

$$R_c = R + (L - L_c) \quad (8)$$

where:

- L = percent loss or observed loss,
- L_c = corrected loss,
- R = percent recovery, and
- R_c = corrected percent recovery.

D 86 - 07

TABLE 7 Data Points for Determining Slope, S_c , or S_p

Slope at %	IBP	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	95	EP
T_L at %	0	0	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	95
T_U at %	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	95		V_{95}
V_U, V_L	5	10	20	20	20	20	20	20	20	20	10	5	V_{95-95}

11.5 To obtain the percent evaporated at a prescribed temperature reading, add the percent loss to each of the observed percent recovered at the prescribed temperature readings, and report these results as the respective percent evaporated, that is:

$$P_e = P_r + L \quad (9)$$

where:

L = observed loss,
 P_e = percent evaporated, and
 P_r = percent recovered.

11.6 To obtain temperature readings at prescribed percent evaporated, and if no recorded temperature data is available within 0.1 volume % of the prescribed percent evaporated, use either of the two following procedures, and indicate on the report whether the arithmetical procedure or the graphical procedure has been used.

11.6.1 *Arithmetical Procedure*—Deduct the observed loss from each prescribed percent evaporated to obtain the corresponding percent recovered. Calculate each required temperature reading as follows:

$$T = T_L + (T_H - T_L)(R - R_L)/(R_H - R_L) \quad (10)$$

where:

R = percent recovered corresponding to the prescribed percent evaporated,

R_H = percent recovered adjacent to, and higher than R ,

R_L = percent recovered adjacent to, and lower than R ,

T = temperature reading at the prescribed percent evaporated,

T_H = temperature reading recorded at R_H , and

T_L = temperature reading recorded at R_L .

Values obtained by the arithmetical procedure are affected by the extent to which the distillation graphs are nonlinear. Intervals between successive data points can, at any stage of the test, be no wider than the intervals indicated in 10.18. In no case shall a calculation be made that involves extrapolation.

11.6.2 *Graphical Procedure*—Using graph paper with uniform subdivisions, plot each temperature reading corrected for barometric pressure, if required (see 11.3), against its corresponding percent recovered. Plot the IBP at 0% recovered. Draw a smooth curve connecting the points. For each prescribed percent evaporated, deduct the distillation loss to obtain the corresponding percent recovered and take from the graph the temperature reading that this percent recovered indicates. Values obtained by graphical interpolation procedures are affected by the care with which the plot is made.

Note 23—See Appendix X1 for numerical examples illustrating the arithmetical procedure.

11.6.3 In most automated instruments, temperature-volume data are collected at 0.1 volume % intervals or less and stored in memory. To report a temperature reading at a prescribed percent evaporated, neither of the procedures described in 11.6.1 and 11.6.2 have to be used. Obtain the desired temperature directly from the database as the temperature closest to and within 0.1 volume % of the prescribed percent evaporated.

12. Report

12.1 Report the following information (see Appendix X5 for examples of reports):

12.2 Report the barometric pressure to the nearest 0.1 kPa (1 mm Hg).

12.3 Report all volumetric readings in percentages.

12.3.1 *Manual Method*—Report volumetric readings to the nearest 0.5, and all temperature readings to the nearest 0.5°C (1.0°F).

12.3.2 *Automated Method*—Report volumetric readings to the nearest 0.1, and all temperature readings to the nearest 0.1°C (0.2°F) or less.

12.4 After barometric corrections of the temperature readings have been made, the following data require no further calculation prior to reporting: IBP, dry point, EP (FBP), decomposition point, and all pairs of corresponding values involving percent recovered and temperature readings.

12.4.1 The report shall state if the temperature readings have not been corrected for barometric pressure.

12.5 When the temperature readings have not been corrected to 101.3 kPa (760 mm Hg) pressure, report the percent residue and percent loss as *observed* in accordance with 10.19 and 11.1, respectively.

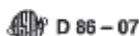
12.6 Do not use the corrected loss in the calculation of percent evaporated.

12.7 It is advisable to base the report on relationships between temperature readings and percent evaporated when the sample is a gasoline, or any other product classified under Group 1, or in which the percent loss is greater than 2.0. Otherwise, the report can be based on relationships between temperature readings and percent evaporated or percent recovered. Every report must indicate clearly which basis has been used.

12.7.1 In the manual method, if results are given in percent evaporated versus temperature readings, report if the arithmetical or the graphical procedure was used (see 11.6).

12.8 Report if a drying agent, as described in 7.5.2 or 7.5.3, was used.

12.9 Fig. X1.1 is an example of a tabular report. It shows the percent recovered versus the corresponding temperature reading and versus the corrected temperature reading. It also shows the percent loss, the corrected loss, and the percent evaporated versus the corrected temperature reading.



D 86 - 07

TABLE 8 Repeatability and Reproducibility for Group 1

Evaporated Point, %	Manual Repeatability ^a		Manual Reproducibility ^a		Automated Repeatability ^a		Automated Reproducibility ^a	
	°C	°F	°C	°F	°C	°F	°C	°F
IBP	3.3	6	5.6	10	3.9	7	7.2	13
5	1.9+0.86S _C	3.4+0.86S _F	3.1+1.74S _C	5.6+1.74S _F	2.1+0.67S _C	3.8+0.67S _F	4.4+2.0S _C	7.9+2.0S _F
10	1.2+0.86S _C	2.2+0.86S _F	2.0+1.74S _C	3.6+1.74S _F	1.7+0.67S _C	3.0+0.67S _F	3.3+2.0S _C	6.0+2.0S _F
20	1.2+0.86S _C	2.2+0.86S _F	2.0+1.74S _C	3.6+1.74S _F	1.1+0.67S _C	2.0+0.67S _F	3.3+2.0S _C	6.0+2.0S _F
30-70	1.2+0.86S _C	2.2+0.86S _F	2.0+1.74S _C	3.6+1.74S _F	1.1+0.67S _C	2.0+0.67S _F	2.6+2.0S _C	4.7+2.0S _F
80	1.2+0.86S _C	2.2+0.86S _F	2.0+1.74S _C	3.6+1.74S _F	1.1+0.67S _C	2.0+0.67S _F	1.7+2.0S _C	3.0+2.0S _F
90	1.2+0.86S _C	2.2+0.86S _F	0.8+1.74S _C	1.4+1.74S _F	1.1+0.67S _C	2.0+0.67S _F	0.7+2.0S _C	1.2+2.0S _F
95	1.2+0.86S _C	2.2+0.86S _F	1.1+1.74S _C	1.9+1.74S _F	2.5+0.67S _C	4.5+0.67S _F	2.6+2.0S _C	4.7+2.0S _F
FBP	3.9	7	7.2	13	4.4	8	8.9	16

^a S_C or S_F is the average slope (or rate of change) calculated in accordance with 13.2.

13. Precision and Bias

13.1 Precision:

13.1.1 The precision of this test method has been determined by the statistical examination of interlaboratory test results obtained by 26 laboratories on 14 gasolines, by 4 laboratories on 8 samples of kerosine by the manual procedure, 3 laboratories on 6 samples of kerosine by the automated procedure, and 5 laboratories on 10 samples of diesel fuel by both the manual and automated procedures. Table A1.1 lists which tables and figures are to be used for the different fuel groups, distillation methods, and temperature scales.

13.1.2 The following terms are used in this section: (1) *r* = repeatability and (2) *R* = reproducibility. The value of any of these terms will depend upon whether the calculations were carried out in °C or °F.

13.2 Slope or Rate of Change of Temperature:

13.2.1 To determine the precision of a result, it is generally necessary to determine the slope or rate of change of the temperature at that particular point. This variable, denoted as S_C or S_F, is equal to the change in temperature, either in °C or in °F, respectively, per percent recovered or evaporated.

13.2.2 For Group 1 in the manual method and for all groups in the automated method, the precision of the IBP and EP does not require any slope calculation.

13.2.3 With the exception stated in 13.2.2 and in 13.2.4, the slope at any point during the distillation is calculated from the following equations, using the values shown in Table 7:

$$S_C \text{ (or } S_F) = (T_U - T_L) / (V_U - V_L) \quad (11)$$

where:

- S_C = is the slope, °C/volume %,
- S_F = is the slope, °F/volume %,
- T_U = is the upper temperature, °C (or °F),
- T_L = is the lower temperature, °C (or °F),
- V_U = is the volume % recovered or evaporated corresponding to T_U,
- V_L = is the volume % recovered or evaporated corresponding to T_L, and
- V_{EP} = is the volume % recovered or evaporated corresponding to the end point.

13.2.4 In the event that the distillation end point occurs prior to the 95 % point, the slope at the end point is calculated as follows:

$$S_C \text{ (or } S_F) = (T_{EP} - T_{HR}) / (V_{EP} - V_{HR}) \quad (12)$$

where:

T_{EP} or T_{HR} is the temperature, in °C or °F at the percent volume recovered indicated by the subscript,

V_{EP} or V_{HR} is the volume % recovered.

13.2.4.1 The subscripts in Eq 12 refer to:

- EP = end point
- HR = highest reading, either 80 % or 90 %, prior to the end point.

13.2.5 For points between 10 to 85 % recovered which are not shown in Table 7, the slope is calculated as follows:

$$S_C \text{ (or } S_F) = 0.65 (T_{(V+10)} - T_{(V-10)}) \quad (13)$$

13.2.6 For samples in Group 1, the precision data reported are based on slope values calculated from percent evaporated data.

13.2.7 For samples in Group 2, 3, and 4, the precision data reported (Table 8) are based on slope values calculated from percent recovered data.

13.2.8 When results are reported as volume % recovered, slope values for the calculation of precision are to be determined from percent recovered data; when results are reported as volume % evaporated slope values are to be determined from % evaporated data.

13.3 Manual Method:

13.3.1 Repeatability:

13.3.1.1 *GROUP 1*—The difference between successive results obtained by the same operator with the same apparatus under constant operating conditions on identical test material would, in the long run, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from Table 9 in only one case in twenty.

13.3.1.2 *GROUPS 2, 3, and 4*—The difference between successive results obtained by the same operator with the same apparatus under constant operating conditions on identical test material would, in the long run, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from the values in Table 9 in only one case in twenty.

13.3.2 Reproducibility:


D 86 – 07
TABLE 9 Repeatability and Reproducibility for Groups 2, 3 and 4 (Manual Method)

	Repeatability ^a		Reproducibility ^a	
	°C	°F	°C	°F
IBP	1.0±0.35S _D	1.9±0.36S _F	2.6±0.93S _D	5.0±0.93S _F
5–95 %	1.0±0.41S _D	1.8±0.41S _F	1.6±1.33S _D	3.3±1.33S _F
FBP	0.7±0.36S _D	1.3±0.36S _F	3.1±0.42S _D	5.7±0.42S _F
% volume at temperature reading	0.7±0.22S _D	0.7±1.06S _F	1.5±1.79S _D	1.53±3.20S _F

^a Calculate S_D or S_F from 13.2.

13.3.2.1 *GROUP 1*—The difference between two single and independent results obtained by different operators working in different laboratories on identical test material would, in the normal and correct operation of this method, exceed the values calculated from Table 9 in only one case in twenty.⁷

13.3.2.2 *GROUPS 2, 3, and 4*—The difference between two single and independent results obtained by different operators working in different laboratories on identical test material would, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from the data in Table 9 in only one case in twenty.⁸

13.4 Automated Method:

13.4.1 Repeatability:

13.4.1.1 *GROUP 1*—The difference between successive results obtained by the same operator with the same apparatus under constant operating conditions on identical test material would, in the long run, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from Table 8 in only one case in twenty.

13.4.1.2 *GROUPS 2, 3, and 4*—The difference between successive results obtained by the same operator with the same apparatus under constant operating conditions on identical test material would, in the long run, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from Table 10 in only one case in twenty.

13.4.2 Reproducibility:

13.4.2.1 *GROUP 1*—The difference between two single and independent results obtained by different operators working in different laboratories on identical test material would, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from Table 8 in only one case in twenty.⁷

13.4.2.2 *GROUPS 2, 3, and 4*—The difference between two single and independent results obtained by different operators working in different laboratories on identical test material would, in the normal and correct operation of this test method, exceed the values calculated from Table 10 in only one case in twenty.

13.5 Bias:

13.5.1 *Bias*—Due to the use of total immersion thermometers, or temperature sensing systems designed to emulate them, the distillation temperatures in this test method are somewhat lower than the true temperatures. The amount of bias depends on the product being distilled and the thermometer used.

13.5.2 *Relative Bias*—There exists a bias between the empirical results of distillation properties obtained by this test method and the true boiling point distillation curve obtained by Test Method D 2892. The magnitude of this bias, and how it relates to test precision, has not been rigorously studied.

13.5.3 *Relative Bias*—An interlaboratory study⁵ conducted in 2003 using manual and automated apparatus has concluded that there is no statistical evidence to suggest that there is a bias between manual and automated results.

⁷ Precision data obtained from RR study on both manual and automated D 86 units by North American and IP Laboratories.

⁸ Table 9 has been derived from the micrographs in Figs. 6 and 7 in ASTM D 86-07.

14. Keywords

14.1 batch distillation; distillates; distillation; laboratory distillation; petroleum products

D 86 - 07
TABLE 10 Repeatability and Reproducibility for Groups 2, 3 and 4 (Automated)

Collected, %	Repeatability ^a		Reproducibility ^a	
	°C	°F	°C	°F
IBP	3.5	6.3	6.5	15.3
2%	3.5	6.3	2.6 + 1.92S _D	4.7 + 1.92S _P
5%	1.1 + 1.08S _D	2.0 + 1.08S _P	2.0 + 2.53S _D	3.6 + 2.53S _P
10%	1.2 + 1.42S _D	2.2 + 1.42S _P	3.0 + 2.84S _D	5.4 + 2.84S _P
20-70%	1.2 + 1.42S _D	2.2 + 1.42S _P	2.8 + 3.97S _D	5.2 + 3.97S _P
80%	1.2 + 1.42S _D	2.2 + 1.42S _P	3.0 + 2.84S _D	5.4 + 2.84S _P
90-95%	1.1 + 1.08S _D	2.0 + 1.08S _P	2.0 + 2.53S _D	3.6 + 2.53S _P
FBP	3.5	6.3	10.5	18.9

^a S_D or S_P is the average slope (or rate of change) calculated in accordance with 13.6.

ANNEXES
(Mandatory Information)
A1. REPEATABILITY AND REPRODUCIBILITY DEFINITION AIDS

A1.1 Table A1.1 is an aid for determining which repeatability and reproducibility table or section, is to be used.

TABLE A1.1 Summary of Aids for Definition of Repeatability and Reproducibility

Group	Method	Temperature Scale	Table or Section to Use	
			Repeatability	Reproducibility
1	Manual	°C	Table 8	Table 8
		°F	Table 8	Table 8
1	Automated	°C	Table 8	Table 8
		°F	Table 8	Table 8
2,3,4	Manual	°C	Table 9	Table 9
		°F	Table 9	Table 9
2,3,4	Automated	°C	Table 10	Table 10
		°F	Table 10	Table 10

A2. DETAILED DESCRIPTION OF APPARATUS

A2.1 *Distillation Flasks*—Flasks shall be of heat resistant glass, constructed to the dimensions and tolerances shown in Fig. A2.1 and shall otherwise comply with the requirements of Specification E 1405. Flask A (100 mL) may also be constructed with a ground glass joint, in which case the diameter of the neck shall be the same as the 125-mL flask.

Note A2.1—For tests specifying dry point, specially selected flasks with bottoms and walls of uniform thickness are desirable.

A2.2 *Condenser and Condenser Bath*—Typical types of condenser and condenser baths are illustrated in Figs. 1 and 2.

A2.2.1 The condenser shall be made of seamless noncorrosive metal tubing, 560 ± 5 mm in length, with an outside diameter of 14 mm and a wall thickness of 0.8 to 0.9 mm.

Note A2.2—Brass or stainless steel has been found to be a suitable material for this purpose.

A2.2.2 The condenser shall be set so that 393 ± 3 mm of the tube is in contact with the cooling medium, with 50 ± 3 mm outside the cooling bath at the upper end, and with 114 ± 3 mm outside at the lower end. The portion of the tube projecting at the upper end shall be set at an angle of 75 ± 3° with the vertical. The portion of the tube inside the condenser bath shall be either straight or bent in any suitable continuous smooth curve. The average gradient shall be 15 ± 1° with respect to the horizontal, with no 10-cm section having a gradient outside of the 15 ± 3° range. The projecting lower portion of the condenser tube shall be curved downward for a length of 76 mm and the lower end shall be cut off at an acute angle. Provisions shall be made to enable the flow of the distillate to run down the side of the receiving cylinder. This can be accomplished by using a drip-deflector, which is attached to the outlet of the tube. Alternatively, the lower portion of the condenser tube can be curved slightly backward to ensure



A3. DETERMINATION OF THE DIFFERENCE IN LAG TIME BETWEEN AN ELECTRONIC TEMPERATURE MEASUREMENT SYSTEM AND A MERCURY-IN-GLASS THERMOMETER

A3.1 The response time of an electronic temperature measuring device is inherently more rapid than that of a mercury-in-glass thermometer. The temperature measuring device assembly in general use, consisting of the sensor and its casing, or an electronic system and its associated software, or both, is so designed that the temperature measuring system will simulate the temperature lag of the mercury-in-glass thermometer.

A3.2 To determine the difference in lag time between such a temperature measuring system and a mercury-in-glass thermometer, analyze a sample such as gasoline, kerosene, jet fuel, or light diesel fuel with the electronic temperature measurement system in place and in accordance with the procedures described in this test method. In most cases this is the standard distillation step performed with an automated unit.

A3.2.1 Do not use a single pure compound, a very narrow boiling range product, or a synthetic blend of less than six compounds for this test.

A3.2.2 Best results are obtained with a sample that is typical of the sample load of the laboratory. Alternatively, use a full-range mixture with a 5 to 95 % boiling range of at least 100°C.

A3.3 Replace the electronic temperature measuring device with a low range or a high range mercury-in-glass thermometer, depending on the boiling range of the sample.

A3.4 Repeat the distillation with this thermometer, and manually record the temperature at the various percent recovered as described in 10.14.

A3.5 Calculate the values for the repeatability for the observed slope ($\Delta T/\Delta V$) for the different readings in the test.

A3.6 Compare the test data obtained using these two temperature measuring devices. The difference at any point shall be equal to, or less than, the repeatability of the method at that point. If this difference is larger, replace the electronic temperature measuring device or adjust the electronics involved, or both.

A4. PROCEDURE TO DETERMINE THE PERCENT EVAPORATED OR PERCENT RECOVERED AT A PRESCRIBED TEMPERATURE READING

A4.1 Many specifications require specific percentages evaporated or recovered at prescribed temperature readings, either as maxima, minima, or ranges. The procedures to determine these values are frequently designated by the terms Exxx or Rxxx, where xxx is the desired temperature.

Note A4.1—Regulatory standards on the certification of reformulated gasoline under the complex model procedure require the determination of E 200 and E 300, defined as the percent evaporated fuel at 93.3°C (200°F) and 148.9°C (300°F), respectively. E 158, the percent evaporated at a distillation temperature of 70°C (158°F), is also used in describing fuel volatility characteristics. Other typical temperatures are R 200 for kerosenes and R 250 and R 350 for gas oils, where R 200, R 250, and R 350 are the percent recovered fuel at 200°C, 250°C, and 350°C, respectively.

A4.2 Determine the barometric pressure, and calculate the correction to the desired temperature reading using Eq 3, Eq 4, or Eq 5 for $t = \text{xxx}^\circ\text{C}$ (or $t_f = \text{xxx}^\circ\text{F}$).

A4.2.1 *Manual Method*—Determine this correction to 0.5°C (1°F).

A4.2.2 *Automated Method*—Determine this correction to 0.1°C (0.2°F).

A4.3 Determine the expected temperature reading to yield xxx°C (or xxx°F) after the barometric correction. To obtain the expected value, add the absolute value of the calculated correction to the desired temperature if the barometric pressure is above 101.3 kPa. If the barometric pressure is below 101.3 kPa, subtract the absolute value of the calculated correction from the desired temperature.

A4.4 Perform the distillation, as described in Section 10,

while taking into account A4.5 and A4.6.

A4.5 *Manual Distillation:*

A4.5.1 In the region between about 10°C below and 10°C above the desired expected temperature reading determined in A4.3 record the temperature reading in intervals of 1 volume %.

A4.5.2 If the intent of the distillation is to solely determine the value of Exxx or Rxxx, discontinue the distillation after at least another 2 mL of distillate have been collected. Otherwise, continue the distillation, as described in Section 10, and determine the observed loss, as described in 11.1.

A4.5.2.1 If the intent of the distillation is to determine the value of Exxx and the distillation was terminated after about 2 mL of distillate was collected beyond the desired temperature, allow the distillate to drain into the receiving graduate. Allow the contents of the flask to cool to below approximately 40°C and then drain its contents into the receiving graduate. Note the volume of product in the receiving graduate to the nearest 0.5 mL at 2 min intervals until two successive observations agree.

A4.5.2.2 The amount recovered in the receiving graduate is the percent recovery. Determine the amount of observed loss by subtracting the percent recovery from 100.0.

A4.6 *Automated Distillation:*

A4.6.1 In the region between about 10°C below and 10°C above the desired expected temperature reading determined in A4.3, collect temperature-volume data at 0.1 volume % intervals or less.


D 86 - 07

A4.6.2 Continue the distillation, as described in Section 10, and determine the percent loss, as described in 11.1.

A4.7 Calculations:

A4.7.1 Manual Method—If a volume % recovered reading is not available at the exact temperature calculated in A4.3, determine the percent recovered by interpolation between the two adjacent readings. Either the linear, as described in 11.6.1, or the graphical procedure, as described in 11.6.2, is permitted. The percent recovered is equal to Rxxx.

A4.7.2 Automated Method—Report the observed volume to 0.1 volume % corresponding to the temperature closest to the expected temperature reading. This is the percent recovered, or Rxxx.

A4.7.3 Manual and Automated Methods—To determine the value of Exxx, add the observed loss to the percent recovered, Rxxx, as determined in A4.7.1 or A4.7.2 and as described in Eq 9.

A4.7.3.1 As prescribed in 12.6, do not use the corrected loss.

A4.8 Precision:

A4.8.1 The statistical determination of the precision of the volume % evaporated or recovered at a prescribed temperature has not been directly measured in an interlaboratory program. It can be shown that the precision of the volume % evaporated or recovered at a prescribed temperature is equivalent to the precision of the temperature measurement at that point divided by the rate of change of temperature versus volume % evaporated or recovered. The estimation of precision becomes less precise at high slope values.

A4.8.2 Calculate the slope or rate of change in temperature reading, S_C (or S_T), as described in 13.2 and Eq 11 and using temperature values bracketing the desired temperature.

A4.8.3 Calculate the repeatability, r , or the reproducibility, R , from the slope, S_C (or S_T), and the data in Table 8, Table 9, or Table 10.

A4.8.4 Determine the repeatability or reproducibility, or both, of the volume % evaporated or recovered at a prescribed temperature from the following formulas:

$${}^r\text{volume \%} = r/S_C(S_T) \quad (\text{A4.1})$$

$${}^R\text{volume \%} = R/S_C(S_T) \quad (\text{A4.2})$$

where:

${}^r\text{volume \%}$ = repeatability of the volume % evaporated or recovered,

${}^R\text{volume \%}$ = reproducibility of the volume % evaporated or recovered,

r = repeatability of the temperature at the prescribed temperature at the observed percent distilled,

R = reproducibility of the temperature at the prescribed temperature at the observed percent distilled, and

$S_C(S_T)$ = rate of change in temperature reading in °C (°F) per the volume % evaporated or recovered.

A4.8.5 Examples on how to calculate the repeatability and the reproducibility are shown in Appendix X2.

APPENDICES

(Nonmandatory Information)

X1. EXAMPLES ILLUSTRATING CALCULATIONS FOR REPORTING OF DATA

X1.1 The observed distillation data used for the calculation of the examples below are shown in the first three columns of Fig. X1.1.

X1.1.1 Temperature readings corrected to 101.3 kPa (760 mm Hg) pressure (see 11.3) are as follows:

$$\text{correction } (^\circ\text{C}) = 0.0009(101.3 - 98.6)(273 + t_e) \quad (\text{X1.1})$$

$$\text{correction } (^\circ\text{F}) = 0.00012(760 - 740)(460 + t_e) \quad (\text{X1.2})$$

X1.1.2 Loss correction to 101.3 kPa (see 11.4) are as follows. The data for the examples are taken from Fig. X1.1.

$$\text{corrected loss} = (0.5 + (4.7 - 0.5)V) \quad (\text{X1.3})$$

$$\{1 + (101.3 - 98.6)/8.0\} = 3.6$$

X1.1.3 Recovery correction to 101.3 kPa (see 11.4.1) are as follows:

$$\text{corrected recovery} = 94.2 + (4.7 - 3.6) = 95.3 \quad (\text{X1.4})$$

X1.2 Temperature Readings at Prescribed Percent Evaporated:

X1.2.1 Temperature reading at 10 % evaporated (4.7 % observed loss = 5.3 % recovered) (see 11.6.1) are as follows:

$$T_{10\%} (^\circ\text{C}) = 33.7 + [(40.3 - 33.7) \quad (\text{X1.5})$$

$$(5.3 - 5)/(10 - 5)] = 34.1^\circ\text{C}$$

$$T_{10\%} (^\circ\text{F}) = 92.7 + [(104.5 - 92.7) \quad (\text{X1.6})$$

$$(5.3 - 5)/(10 - 5)] = 93.1^\circ\text{F}$$

X1.2.2 Temperature reading at 50 % evaporated (45.3 % recovered) (see 11.6.1) are as follows:

$$T_{50\%} (^\circ\text{C}) = 93.9 + [(108.9 - 93.9) \quad (\text{X1.7})$$

$$(45.3 - 40)/(50 - 40)] = 101.9^\circ\text{C}$$

$$T_{50\%} (^\circ\text{F}) = 201 + [(228 - 201) \quad (\text{X1.8})$$

$$(45.3 - 40)/(50 - 40)] = 215.3^\circ\text{F}$$

X1.2.3 Temperature reading at 90 % evaporated (85.3 % recovered) (see 11.6.1) are as follows:

$$T_{90\%} (^\circ\text{C}) = 181.6 + [(201.6 - 181.6) \quad (\text{X1.9})$$

$$(85.3 - 85)/(90 - 85)] = 182.8^\circ\text{C}$$

D 86 - 07

$$T_{90} (^{\circ}F) = 358.9 + [(394.8 - 358.9) / (85.3 - 85)(90 - 85)] = 361.0^{\circ}F \quad (X1.10)$$

X1.2.4 Temperature reading at 90 % evaporated (85.3 % recovered) not corrected to 101.3 kPa pressure (see 11.6.1) are as follows:

$$T_{90} (^{\circ}C) = 180.5 + [(200.4 - 180.5) / (85.3 - 85)(90 - 85)] = 181.7^{\circ}C \quad (X1.11)$$

$$T_{90} (^{\circ}F) = 357 + [(392 - 357) / (85.3 - 85)(90 - 85)] = 359.1^{\circ}F \quad (X1.12)$$

Note X1.1—Results calculated from $^{\circ}C$ data may not correspond exactly to results calculated from $^{\circ}F$ data because of errors in rounding.

Sample 10:
Date analyzed:
Equipment No:
Remarks:

Barometric pressure: 98.6 kPa
Analyst:

X recovered	Barometric pressure observed 98.6 kPa 740 mm Hg		Barometric pressure corrected 101.3 kPa 750 mm Hg		X evaporated	procedure	
	$^{\circ}C$	$^{\circ}F$	$^{\circ}C$	$^{\circ}F$		arithmetic	graphical
10	25.5	78	26.2	79.2	5	26.7	80.0
5	35.0	91	35.7	92.7	10	36.1	93.4
10	39.5	103	40.3	104.5	15	40.7	105.2
15	44.0	111	44.8	110.2	20	47.5	117.1
20	54.5	130	55.3	131.5	30	65.7	150.2
30	75.0	165	75.8	166.7	40	86.9	188.9
40	95.0	199	95.9	211.8	50	101.0	219.5
50	108.0	226	108.9	228.0	60	116.9	242.4
60	125.0	253	126.0	255.1	70	136.1	273.3
70	142.0	288	143.0	289.4	80	156.0	312.8
80	166.5	332	167.6	333.6	85	168.4	335.1
85	188.5	357	181.6	358.9	90	182.8	361.0
90	206.4	395	201.6	394.8	95	203.4	396.3
95	215.8	419	216.2	421.1			
recovered, %	96.2		95.3				
residue, %	1.1		1.1				
loss, %	4.7		5.0				

FIG. X1.1 Example of Test Report

D 86 - 07

X2. EXAMPLES OF CALCULATION OF REPEATABILITY AND REPRODUCIBILITY OF VOLUME % (RECOVERED OR EVAPORATED) AT A PRESCRIBED TEMPERATURE READING

X2.1 Some specifications require the reporting of the volume % evaporated or recovered at a prescribed temperature. Table X2.1 shows the distillation data of a Group 1 sample as obtained by an automated unit.

X2.2 Example Calculation:

X2.2.1 For a Group 1 sample exhibiting distillation characteristics as per Table X2.1, as determined by an automated unit, the reproducibility of the volume evaporated, V_e volume %, at 93.3 $^{\circ}C$ (200 $^{\circ}F$) is determined as follows:

X2.2.1.1 Determine first the slope at the desired temperature:

$$S_C \% = 0.1 (T_{(20)} - T_{(10)}) \quad (X2.1)$$

$$= 0.1 (94 - 83)$$

$$= 1.1$$

$$S_F \% = 0.1 (T_{(20)} - T_{(10)})$$

$$= 0.1 (201 - 182)$$

$$= 1.9$$

X2.2.2 From Table 9, determine the value of R , the reproducibility at the observed percentage distilled. In this case, the observed percentage distilled is 18 % and

$$R = 3.3 + 2.0 (S_C) \quad (X2.2)$$

$$= 3.3 + 2.0 \times 1.1$$

$$= 5.5$$

$$R = 6.0 + 2.0 (S_F)$$

$$= 6.0 + 2.0 \times 1.9$$

$$= 9.8$$

X2.2.3 From the calculated value of R , determine the value of volume, as described in A4.8.4.

$$R \text{ volume \%} = R(S_C) \quad (X2.3)$$

$$= 5.5(1.1)$$

$$= 6.0$$

$$R \text{ volume \%} = R(S_F)$$

$$= 9.8(1.9)$$

$$= 18.8$$

TABLE X2.1 Distillation Data from a Group 1 Sample Automated Distillation

Distillation Point Recovered, mL	Temperature ^a C	Temperature ^a F	Volume (mL) Recovered at 93.3 $^{\circ}C$ (200 $^{\circ}F$)
10	84	183	18.0
20	94	202	
30	103	217	
40	112	233	

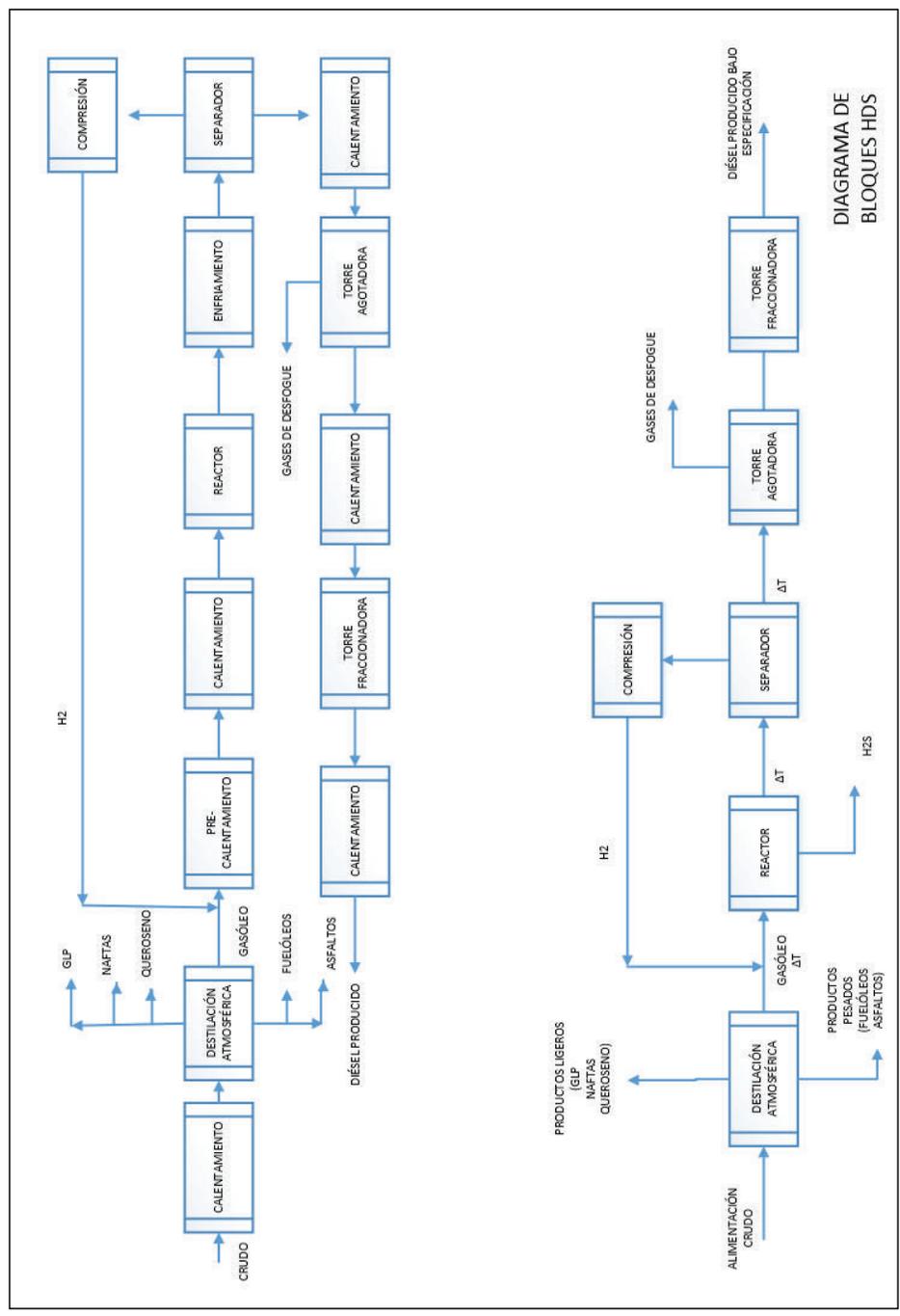
Distillation Point Evaporated, mL	Temperature ^a C	Temperature ^a F	Volume (mL) Evaporated at 93.3 $^{\circ}C$ (200 $^{\circ}F$)
10	83	182	18.4
20	94	201	
30	103	217	
40	111	232	

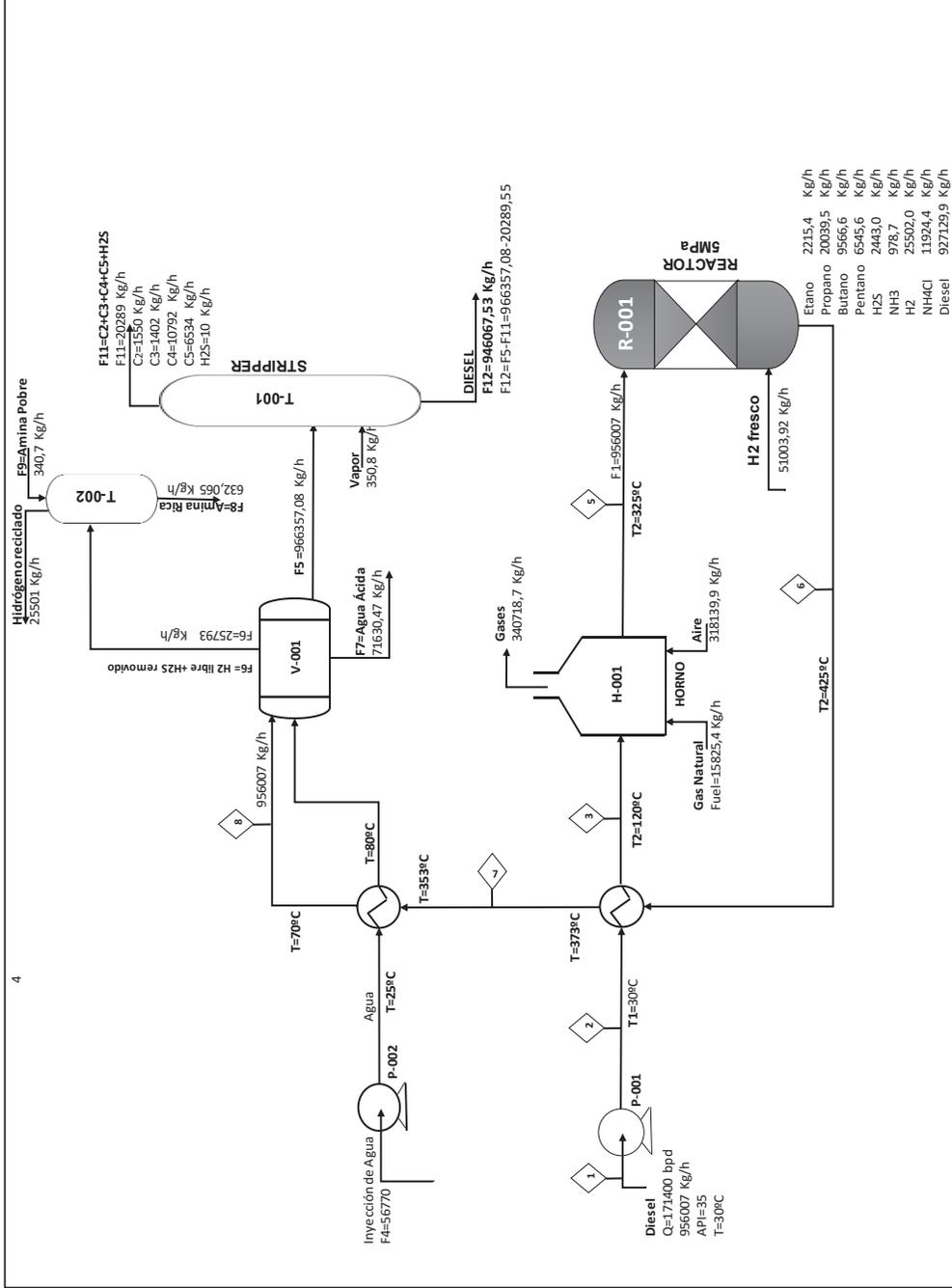
X3. TABLES OF CORRECTED LOSS FROM MEASURED LOSS AND BAROMETRIC PRESSURE

X3.1 The table presented as Fig. X3.1 can be used to determine the corrected loss from the measured loss and the barometric pressure in kPa.

X3.2 The table presented as Fig. X3.2 can be used to determine the corrected loss from the measured loss and the barometric pressure in mm Hg.

ANEXO B





ANEXO C

Version 8.4.13

SIMDIS HT750 ASTM D 7169 1

Sample name	: diesel	Vial	: 108
Acquired on	: 2/14/2013 9:06:59 AM	Injection	: 1
Processed on	: 6/9/2015 8:19:34 AM	Sample (g)	: 0.22580
Sample type	: Crude	Solvent (g)	: 5.01220
Method name	: ASTM D7169A-7890	ISTD (g)	: 0.00000
Operator	: FIQ-DSA		
Sequence name	: C:\CHEM32\2\SEQUENCE\2013-02-0131.S		

Data File : 2013-02-131\108F0201.D\

General Variables-Hydrocarbon

Analysis Type	Sample analysis
Application Name	ASTMD 7169

Sample Type Name	Crude
Used Blank	2013-02-08\101F0101.D\

BP Distribution table - Percent

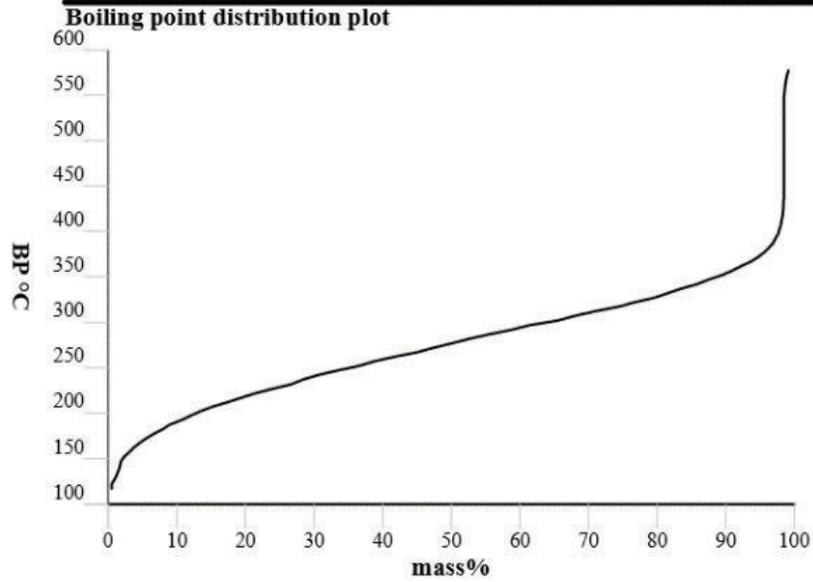
Recovered mass%	BP °C						
IBP	117.0	26.0	230.6	52.0	281.0	78.0	324.8
1.0	129.6	27.0	232.8	53.0	282.6	79.0	326.2
2.0	151.0	28.0	235.4	54.0	283.4	80.0	328.0
3.0	157.4	29.0	238.6	55.0	285.6	81.0	330.6
4.0	165.0	30.0	240.8	56.0	287.8	82.0	333.2
5.0	170.0	31.0	242.8	57.0	289.6	83.0	335.8
6.0	174.6	32.0	244.4	58.0	290.8	84.0	338.4
7.0	179.2	33.0	246.0	59.0	292.4	85.0	339.8
8.0	182.6	34.0	248.0	60.0	294.4	86.0	342.6
9.0	187.4	35.0	249.2	61.0	296.4	87.0	345.4
10.0	190.0	36.0	250.8	62.0	297.8	88.0	348.4
11.0	194.2	37.0	253.0	63.0	298.6	89.0	351.4
12.0	197.2	38.0	255.2	64.0	299.4	90.0	353.6
13.0	201.0	39.0	257.6	65.0	301.2	91.0	357.0
14.0	203.4	40.0	259.2	66.0	303.4	92.0	360.8
15.0	206.4	41.0	260.8	67.0	305.0	93.0	364.0
16.0	209.8	42.0	262.6	68.0	306.6	94.0	368.4
17.0	211.0	43.0	264.8	69.0	308.8	95.0	374.0
18.0	213.4	44.0	266.2	70.0	311.0	96.0	379.6
19.0	216.0	45.0	267.2	71.0	312.2	97.0	388.2
20.0	218.6	46.0	269.0	72.0	313.0	98.0	405.8
21.0	221.2	47.0	271.2	73.0	314.4	99.0	572.0
22.0	223.0	48.0	273.2	74.0	316.4	FBP	587.0
23.0	224.6	49.0	275.0	75.0	318.2		
24.0	227.2	50.0	276.8	76.0	320.4		
25.0	229.6	51.0	278.8	77.0	322.6		

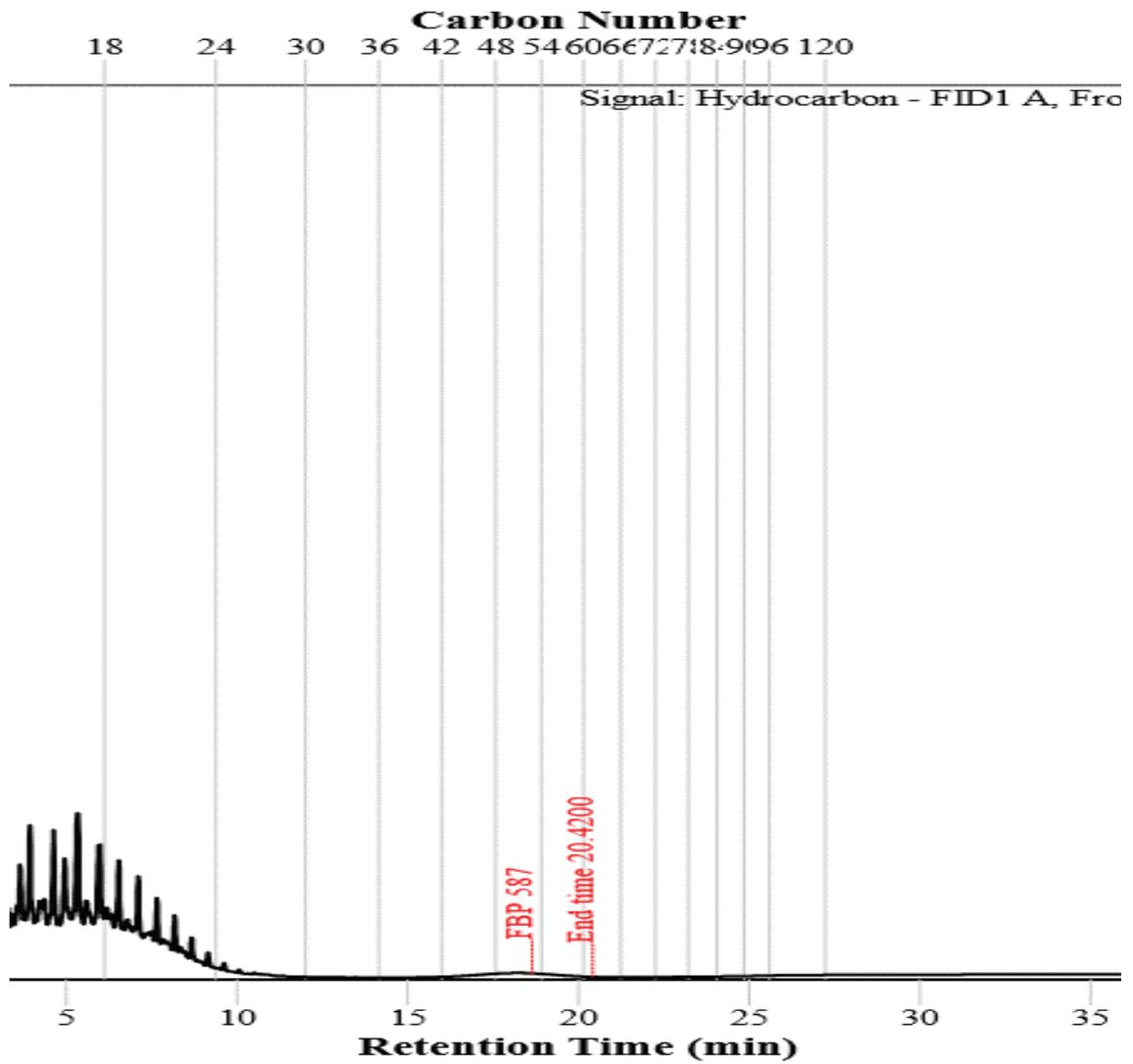
Version 3.4.1.0

SIMDIS HT750 ASTM D 7169

2

Sample name	: diesel	Vial	: 108
Acquired on	: 2/14/2013 9:06:59 AM	Injection	: 1
Processed on	: 6/9/2015 8:19:34 AM		
Data File	: 2013-02-131\108F0201.D\		





ANEXO D

DISEÑO EQUIPOS

1. DISEÑO DEL HORNO

El horno es diseñado para calentar la alimentación desde los 120 °C a 365 °C, el combustible usado en el horno es el gas natural.

Para el diseño del horno se aplica el método de Lobo y Evans.

1.1. Cálculo de calor requerido del combustible

Temperatura de entrada = $T_1 = 120\text{ }^{\circ}\text{C}$

Temperatura de salida = $T_2 = 365\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$T_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 242,5^{\circ}\text{C}$$

Tasa de alimentación $m=F_1 = 9,615 \cdot 10^5\text{ Kg/h}$

$$C_p @ 242,5^{\circ}\text{C} = 2,62 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}}$$

Calor del horno = $Q = mC_p\Delta T =$

$$9,615 \cdot 10^5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 2,62 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^{\circ}\text{C}} * 242,5^{\circ}\text{C} = 610,89 \cdot 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

La eficiencia de los hornos modernos está entre 70 a 80%, eficiencia = 78%.

$$\eta = 0,78$$

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Calor a bsorbido}}{\text{Calor su ministrado}} * 100$$

$$Q_{\text{sup lido}} = \frac{Q_{\text{absorbido}}}{\eta} = \frac{610,89 \cdot 10^6}{0,78} = 783,19 \cdot 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

1.2. Calculo del Combustible requerido y balance de material

Tipo de combustible: Gas natural

Tabla 1 Componentes del gas natural

Componente del Combustible (%mol)	
CH ₄	90,75
C ₂ H ₆	5,25
C ₃ H ₈	1,90
C ₄ H ₁₀	0,90
N ₂	0,65
H ₂ S	0,50

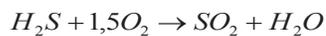
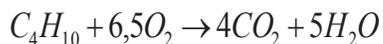
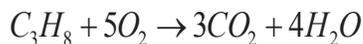
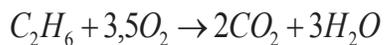
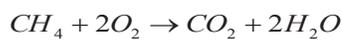
Calor combustible = 44976 KJ/Kg-h

$$\text{Calor liberado} = \frac{1 * 711765596 \frac{KJ}{h}}{44976 \frac{KJ}{Kgh}} = 15825 \frac{Kg}{h} \text{ combustible req.}$$

Peso molecular del combustible = 17,83 Kg/K_{mol}

$$\text{Flujo molar del combustible} = 15825,4 \frac{Kgcomb.}{h} * \frac{1Kmol}{17,83Kgcomb.} = 887,57 \frac{Kmol}{h}$$

Aire usado en exceso = 20%¹³⁸



¹³⁸ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

Tabla 2 Balance de material

Componente	Fracción molar	Kmol/h	Kg/h	O2 requerido (Kmol)	CO2 producido (Kmol)	H2O Producido (Kmol)	SO2 Producido (Kmol)
CH ₄	0,9075	805,469	12887,5	1610,94	805,469	1610,94	-
C ₂ H ₆	0,0525	46,597	1397,91	163,09	93,194	139,79	-
C ₃ H ₈	0,0190	16,864	742,02	84,32	50,592	67,46	-
C ₄ H ₁₀	0,0095	8,431	488,99	54,80	33,724	42,16	
N ₂	0,0065	5,7692	161,54	-	-	-	-
H ₂ S	0,0050	4,4379	150,89	6,66	-	4,44	4,44
Total	1,0000	887,57	15828,85	1919,81	982,979	1864,79	4,44

O₂ requerido = 1919,81 Kmól/h

Usando el 20% de aire en exceso

$$\text{O}_2 \text{ suplido} = 1919,81 * 1,2 = 2303,772 \text{ Kmól/h} \frac{32 \text{ Kg O}_2}{1 \text{ Kmól O}_2} = 73720,7 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{h}}$$

$$\text{aire suplido} = 73720,704 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{h}} * \frac{29 \text{ Kg aire}}{1 \text{ Kmól aire}} * \frac{100 \text{ Kmól aire}}{21 \text{ Kmól O}_2} * \frac{1 \text{ Kmól O}_2}{32 \text{ Kg O}_2} = 318139,9 \frac{\text{Kg aire}}{\text{h}}$$

$$\text{N}_2 \text{ suplido} = 0,79 * (318139,9) = 251330,52 \frac{\text{Kg N}_2}{\text{h}} * \frac{1 \text{ Kmól N}_2}{28 \text{ Kg N}_2} = 8976,09 \frac{\text{Kmól N}_2}{\text{h}}$$

Tabla 3 Flujo de gas (composición)

Gases	Kmol/h	Kg/h	mol%
CO ₂	982,979	43251,076	8,06
H ₂ O	1864,790	33566,22	15,27
N ₂	8976,090	251330,52	73,50
O ₂	383,962	12286,78	3,14
SO ₂	4,440	284,16	0,04
Total	12212,25	340718,76	100%

Flujo de gases=Combustible + Aire

$$\text{Flujo de gases} = 15825,45 \frac{\text{KgFuel}}{h} + 318139,9 \frac{\text{Kg aire}}{h} = 3,3 * 10^5 \frac{\text{Kg}}{h} \approx 340718,76$$

Materia entra=materia sale

1.3. Cálculos de diseño

Asumiendo que el 70% del total de calor transferido toma lugar en la zona radiante,

Exigencia de calor en la sección radiante = $Q_R=0,7Q_{\text{total}}$

$$Q_R = 0,70 * (555177165 \frac{\text{KJ}}{h}) = 38,8 * 10^7 \frac{\text{KJ}}{h}$$

$$\text{Asumiendo refluj} = q = 30 \frac{\text{kW}}{m^2} = 108000 \frac{\text{KJ}}{h * m^2} \text{ }^{139}$$

$$\text{Refluj} = q = Q_R / A$$

$$A = \frac{Q_R}{q} = \frac{388624015 \frac{\text{KJ}}{h}}{108000 \frac{\text{KJ}}{h * m^2}} = 3598,37 m^2$$

Asumiendo, un sistema de tubería de 3 plg¹⁴⁰

$$\text{OD} = 3,50 \text{ in} = 0,089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,06 \text{ in} = 0,078 \text{ m}$$

$$\text{Espacio entre tubos} = 2 * 3,5 = 0,178 \text{ m}$$

Asumiendo que cada tubo tiene una longitud de 10m

$$\text{Longitud} = 10 \text{ m}$$

$$\text{Longitud expuesta} = L = 9,55 \text{ m}$$

$$\text{Área superficial} = \pi * \text{OD} * L = 2,67 m^2$$

$$\text{número de tubos} = \frac{\text{área de transferencia de calor}}{\text{área del tubo}}$$

¹³⁹ K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

¹⁴⁰ K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

$$N_t = \frac{3598,37}{2,67} = 1347,7$$

Se realiza un nuevo cálculo con un diámetro del tubo de 5 plg debido, a la gran cantidad de tubos.

Con un sistema de tubería de 5 pulgadas

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,14 \text{ m}$$

$$ID = 5,016 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

$$\text{Espacio entre tubos } 2 \cdot 5,563 = 11,126 \text{ plg} = 0,28 \text{ m}$$

Con una longitud de 17,5 m cada tubo (API 560 sección 2)

$$\text{Longitud} = 17,5 \text{ m}$$

$$\text{Longitud expuesta} = L = 14,90 \text{ m}$$

$$\text{Área de la superficie de un tubo} = \pi \cdot OD \cdot L = 7,70 \text{ m}^2$$

$$\text{número de tubos} = \frac{\text{área de transferencia de calor}}{\text{área del tubo}}$$

$$N_t = \frac{3598,37}{7,70} = 467$$

La distribución de tubos dada por:

$$\text{Tubos en cada lado de la pared} = 163$$

$$\text{Tubos en el techo} = 140$$

$$\text{Distancia de centro a centro, c-c} = 11 \text{ in.} = 28 \text{ cm}$$

1.4. Dimensiones del horno

$$\text{Altura} = H = (N_{\text{wall}} + 1) \cdot c - c = 163 \cdot 0,28 = 45,92 \approx 43 \text{ m}$$

$$\text{Ancho} = W = (N_{\text{techo}} + 1) \cdot c - c = (140 + 1) \cdot 0,28 = 39,5 \text{ m}$$

$$\text{Longitud} = 18 \text{ m} \quad \frac{L}{\phi} = 2,75 \text{ máx API 560 sección 2.3.6}$$

Distribución del número de placas

$$\text{Zona de escudo} = 30$$

$$\text{Otros} = 437$$

Tubos protectores, área de placa fría,

$$A_{CP_{escudo}} = L_{expuesta} * N_{t_{escudo}} * c - c = 18 * 30 * 0,28 = 151,2$$

Otros tubos, área de placa fría

$$A_{CP_{otros}} = L_{expuesta} * N_{otros} * c - c = 18 * 437 * 0,28 = 2202,48m^2$$

$$\alpha = 0,96$$

$$\alpha A_{CP} = A_{CP_{escudo}} + \alpha A_{CP_{otros}}$$

$$\alpha A_{cp} = 151,2m^2 + 0,96 * (2202,48)m^2 = 2265,58m^2$$

Área total de la sección radiante

$$A_T = 2[(H \cdot W) + (L \cdot W) + (L \cdot H)]:$$

$$A_T = 6367m^2$$

Área efectiva de la superficie refractaria

$$A_R = A_T - \alpha A_{CP}$$

$$A_R = 6367 - (0,96 * 2265,58) = 4192,04 m^2$$

Volumen de la sección radiante

$$V_R = L \cdot W \cdot H$$

$$V_R = 18 * 39,5 * 43 = 30573 m^3$$

2. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

2.1 Corriente Caliente

Tasa de flujo = $1,087 \cdot 10^6$ Kg/h

Temperatura de entrada = $T_1 = 393^\circ C$

Temperatura de salida = $T_2 = 355^\circ C$

2.2 Corriente fría

Tasa de flujo = $9,615 \cdot 10^5$ Kg/h

Temperatura de entrada = $t_1 = 32^\circ\text{C}$

Temperatura de salida = $t_2 = 120^\circ\text{C}$

Tabla 4 Propiedades físicas

	Corriente caliente (lado del tubo)	Corriente fría (lado de la carcasa)
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	374	76
Cp (KJ/Kg $^\circ\text{C}$)	3,35	2,1
K (W/m $^\circ\text{C}$)	0,1562	0,1298
ρ (Kg/m 3)	50	840
U (mNs/m 2)	0,92	1,261

2.3 Calor del intercambiador

2.3.1 Desde la corriente fría

$$Q = mCp\Delta T$$

$$Q = 9,615 * 10^5 * 2,1 * (120 - 32) = 177685200 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * \frac{1h}{3600s} = 49357 \text{ Kw}$$

2.4 Cálculo de la temperatura

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 393 - 120 = 273^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 355 - 32 = 323^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{lm} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\Delta t_{lm} = \frac{323 - 273}{\ln \frac{323}{273}}$$

$$\Delta t_{lm} = 297,29^\circ\text{C}$$

2.5 Para un paso de celda y dos pasos de tubo ¹⁴¹

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{393 - 355}{120 - 32} = 0,43$$

¹⁴¹ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{120 - 32}{393 - 32} = 0,24$$

Desde la figura anexa: $F_t = 0,98$ ¹⁴²

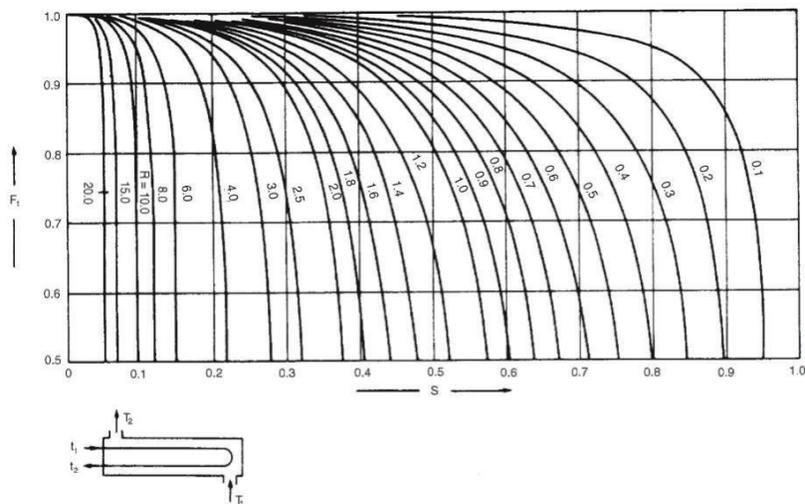


Figura 1 Factor de corrección de temperatura. (Paso de una coraza. Dos o incluso más pasos de tubo)

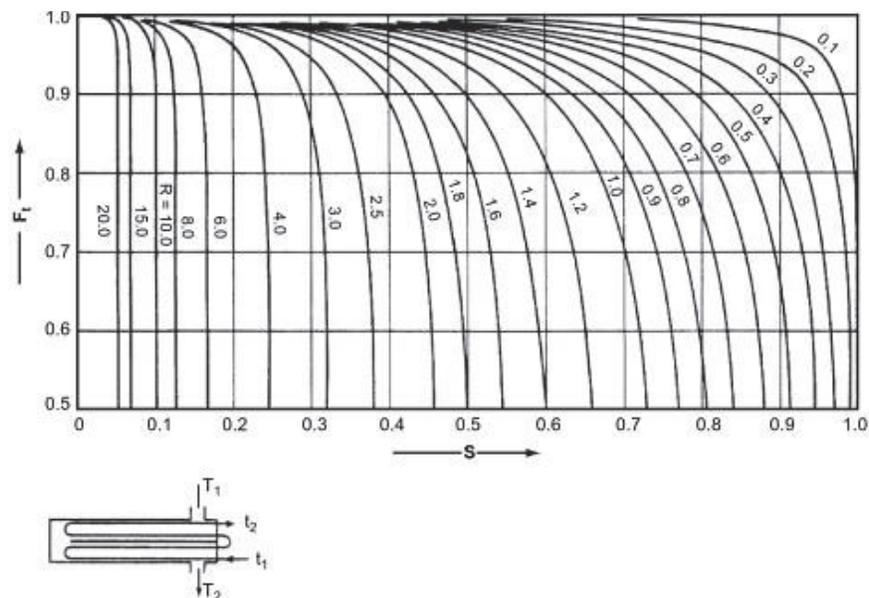


Figura 2 Factor de corrección de temperatura. (Paso de dos corazas. Cuatro o múltiples pasos de tubo)

¹⁴² R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

LMTD corregida, $\Delta T_m = \Delta T_{lm} \cdot F_t$

$$\Delta T_m = 297,29 \cdot 0,98$$

$$\Delta T_m = 291,34^\circ\text{C}$$

2.6 Área requerida

$$Q = UA\Delta T_m$$

Valor de U = 190 W / m²°C

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_m}$$

$$A = 830 \text{ m}^2$$

2.7 Disposición del lado del tubo y coeficientes

Usando intercambiadores de cabeza flotante de anillo partido y usando tubos limpios,

Diámetro externo, $d_o = 38\text{mm}$

Diámetro interno, $d_i = 34\text{mm}$

Espesor = 2 mm

Longitud de los tubos, L = 6,1 m

Utilizando paso cuadrado = $P_t = 1,25d_o$

2.8 Número de tubos requerido

$$\text{Área superficial de un tubo} = \pi d_o L = \pi \cdot (38 \cdot 10^{-3}) \cdot 6,1 = 0,728\text{m}^2$$

$$\text{Número de tubos requerido} = \text{Área total} / \text{Área de un tubo} = 830 / 0,728$$

$$\text{Número de tubos requerido} = 1140$$

2.9 Velocidad del lado del tubo

$$\text{Sección transversal del tubo} = \pi/4 \cdot d_i^2 = \pi/4 \cdot (34 \cdot 10^{-3})^2 = 9,08 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{Número de tubo por paso} = 1140 / 2 = 570$$

$$\text{Área total por paso} = \text{Tubo por paso} \cdot \text{Área de la sección transversal}$$

$$= 570 \cdot 9,08 \cdot 10^{-4} = 0,517 \text{ m}^2$$

Tasa de flujo volumétrico = Tasa de flujo másico / densidad

$$= 956007 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{50 \text{Kg}} \cdot \frac{1 \text{h}}{3600 \text{s}} = 5,31 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Velocidad del lado del tubo = Tasa de flujo volumétrico / área de tubo por paso

$$\text{Velocidad del lado del tubo} = 5,31 / 0,517 \text{m}^2 = 10,27 \text{ m/s (34ft/s)}$$

2.10 Coeficiente del lado del tubo ¹⁴³

$$\frac{h_i d_i}{k_f} = j_h R_e P_r^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$R_e = \frac{\rho u d_i}{\mu} = \frac{50 \cdot 10,27 \cdot 34 \cdot 10^{-3}}{0,92 \cdot 10^{-3}} = 18977$$

$$P_r = \frac{C_p \mu}{k_f} = \frac{3,6 \cdot 10^3 \cdot 0,92 \cdot 10^{-3}}{0,1562} = 21,2$$

$$\text{Como } L/d_i = 6,1 / 34 \cdot 10^{-3} = 179,4$$

De la figura anexa: ¹⁴⁴

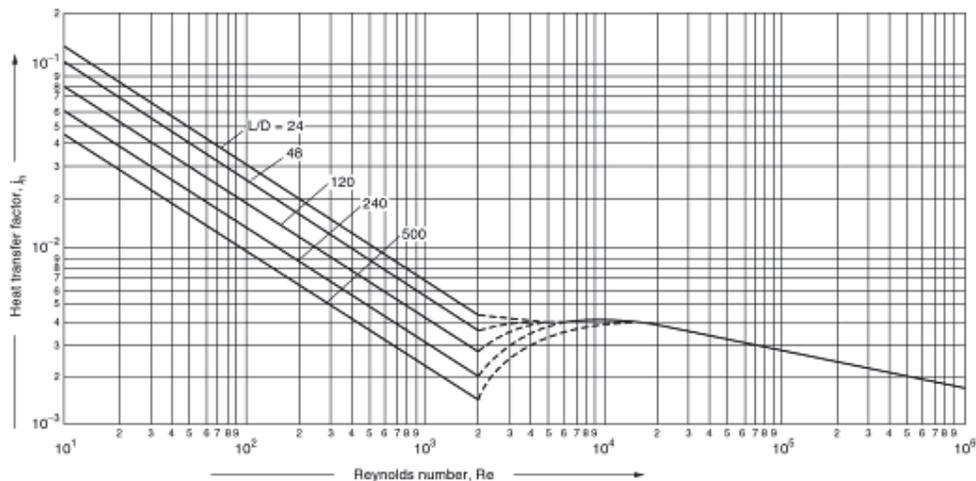


Figura 3 Factor de transferencia de calor lado del tubo

¹⁴³ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

¹⁴⁴ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

$$j_h = 3,8 \cdot 10^{-3}$$

$$h_i = \frac{k_f}{d_i} j_h R_e P_r^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = \frac{0,1562 * 3,8 \cdot 10^{-3} * 18977,17 * (21,2)^{0,33}}{34 \cdot 10^{-3}} = 907,63 \frac{W}{m^2 K}$$

2.11 Disposición del lado de la carcasa

Seleccionando la disposición del paso cuadrado: paso de 2 tubos, paso cuadrado.¹⁴⁵

$$K_1 = 0,156$$

$$n_1 = 2,291$$

Diámetro del haz, $D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$

$$D_b = 38 \left(\frac{1140}{0,156} \right)^{\frac{1}{2,291}} = 1846,24 \text{ mm} = 1,8 \text{ m}$$

De la figura anexa, usando la cabeza anillo flotante dividida:

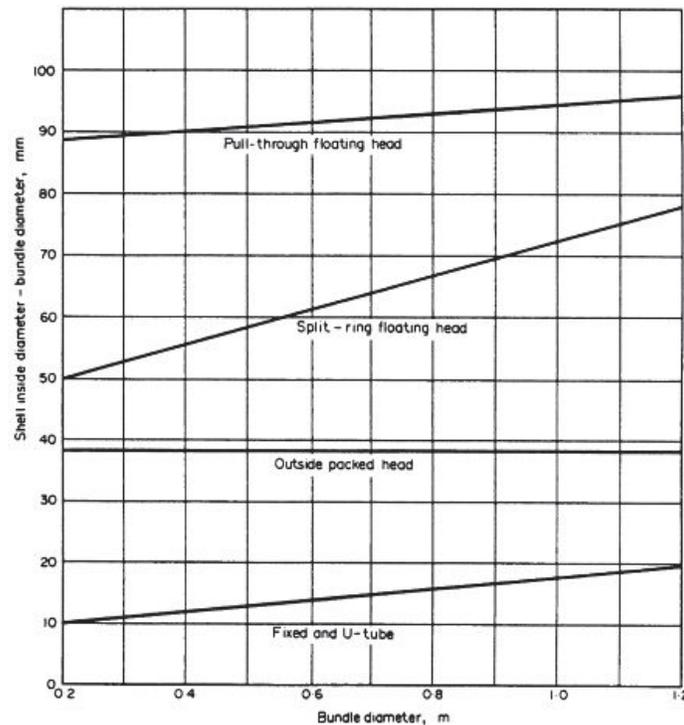


Figura 4 Aclaramiento del haz de la coraza

¹⁴⁵ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

Grafica anterior = 90 mm

Diámetro de la carcasa = $D_s = 1846,24 + 90 = 1936,24\text{mm}$

2.12 Velocidad del lado de la carcasa

Se toma el espaciamiento deflector 1/5 del diámetro de la carcasa. ¹⁴⁶

l_b = Espaciamiento deflector, $D_s/5 = 1936,24/5 = 387,24$ mm

Cabeza del tubo, $P_t = 1,25d_o$

$P_t = 1,5 * 38 = 47,5\text{mm}$

Área de flujo transversal, $A_s = \left(\frac{P_t - d_o}{P_t}\right)D_s l_b$

$$A_s = \frac{(47,5 - 38) * (1936,24\text{mm}) * (387,248\text{mm})}{47,5} = 149961\text{mm}^2 = 0,14\text{m}^2$$

2.13 Diámetro equivalente para el arreglo del paso cuadrado ¹⁴⁷

$$d_e = \frac{1,27}{d_o} (P_t^2 - 0,785d_o^2)$$

$$d_e = \frac{1,27}{38} (47,5^2 - 0,785 * 38^2) = 3752\text{mm}$$

Tasa de flujo volumétrico = Tasa de flujo másico / densidad

$$= 956007 / (840 * 3600) = 0,316\text{m}^3/\text{s}$$

Velocidad del lado de la carcasa = Tasa de flujo volumétrico / Área

$$= 0,316 / 0,14 = 2,26 \text{ m/s (7 ft/s si cumple API 14E sección 2.2)}$$

2.14 Coeficiente lado de la carcasa

$$\frac{h_s d_e}{k_f} = j_h R_e P_r^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

^{146 9} R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

$$R_e = \frac{\rho u d_e}{\mu} = \frac{840 * 2,26 * 37,52 * 10^{-3}}{1,261 * 10^{-3}} = 56485$$

$$P_r = \frac{C_p \mu}{k_f} = \frac{(2,1 * 10^3) * (1,261 * 10^{-3})}{0,1298} = 20,4$$

Para el 25 % del corte del deflector: ¹⁴⁸

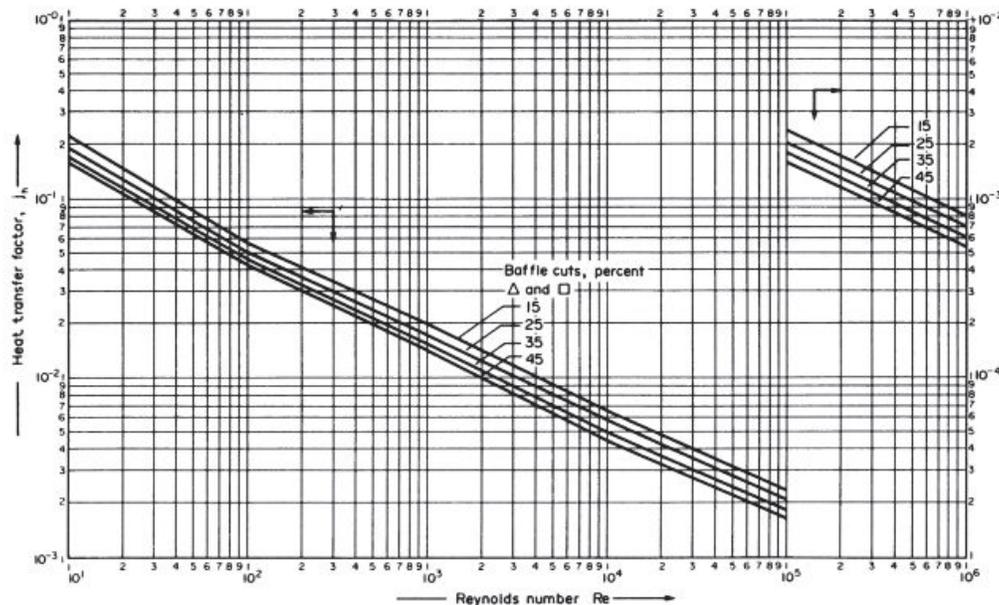


Figura 5 Factor de transferencia de calor del lado de la coraza

$$j_h = 2,9 * 10^{-3}$$

$$\frac{h_s d_e}{k_f} = j_h R_e P_r^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_s = \frac{0,1298 * 2,9 * 10^{-3} * 56485,3 * (20,4)^{0,33}}{37,52 * 10^{-3}} = 1532,9 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

2.15 Coeficiente global de transferencia de calor

Material de construcción = Acero inoxidable

La conductividad térmica del acero inoxidable, $K_w = 16 W / m^2 \cdot ^\circ C$ ¹⁴⁹

¹⁴⁸ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

¹⁴⁹ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

Tabla 5 Conductividad de metales

Metal	Temperature (°C)	k_w (W/m°C)
Aluminium	0	202
	100	206
Brass (70Cu, 30Zn)	0	97
	100	104
	400	116
Copper	0	388
	100	378.
Nickel	0	62
	212	59
Cupro-nickel (10 per cent Ni)	0-100	45
Monel	0-100	30
Stainless steel (18/8)	0-100	16
Steel	0	45
	100	45
	600	36
Titanium	0-100	16

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2K_w} + \frac{d_o}{d_i} * \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} * \frac{1}{h_i}$$

De la tabla anexa: ¹⁵⁰

Tabla 6 Factores de ensuciamiento (coeficientes), Valores Típicos.

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)	Factor (resistance) (m ² °C/W)
River water	3000-12,000	0.0003-0.0001
Sea water	1000-3000	0.001-0.0003
Cooling water (towers)	3000-6000	0.0003-0.00017
Towns water (soft)	3000-5000	0.0003-0.0002
Towns water (hard)	1000-2000	0.001-0.0005
Steam condensate	1500-5000	0.00067-0.0002
Steam (oil free)	4000-10,000	0.0025-0.0001
Steam (oil traces)	2000-5000	0.0005-0.0002
Refrigerated brine	3000-5000	0.0003-0.0002
Air and industrial gases	5000-10,000	0.0002-0.0001
Flue gases	2000-5000	0.0005-0.0002
Organic vapours	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000-5000	0.0003-0.0002

Factor de ensuciamiento exterior, $h_{od} = 2000W / m^2°C$

Factor de ensuciamiento interno, $h_{id} = 1000W / m^2°C$

¹⁵⁰ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{1532} + \frac{1}{2000} + \frac{38 * 10^{-3} \ln\left(\frac{38}{34}\right)}{2 * 16} + \frac{38}{34} * \frac{1}{1000} + \frac{38}{34} * \frac{1}{907,63} = 0,003633$$

$$U_o = 275 \text{ W / m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Caída de presión del lado del tubo

$$\Delta P_t = N_p \left[8 j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho u_t^2}{2}$$

$$N_p = \text{Número de pasos del tubo} = 2$$

$$AsR_e = 0,14 \text{ m}^2 * 56485,3 = 7907,9, \text{ figura anexa}^{151}$$

$$j_f = 5 * 10^{-3}$$

$$\Delta P_t = 2 * \left[8 * 5 * 10^{-3} \left(\frac{6,1}{34 * 10^{-3}} \right) + 2,5 \right] \frac{50 * (10,27)^2}{2}$$

$$\Delta P_t = 16968 \text{ Pa} \rightarrow 16 \text{ KPa} \quad (2,4 \text{ psi})$$

2.16 Caída de presión del lado de la carcasa

$$\Delta P_s = \left[8 j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_b} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \right] \frac{\rho u_s^2}{2}$$

$$R_e = 3,8 * 10^4, \text{ desde la figura anexa:}^{152}$$

¹⁵¹ R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

¹⁵² R. Sinnott, G. Towler. (2009). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (5ta. Ed.). Elsevier Science.

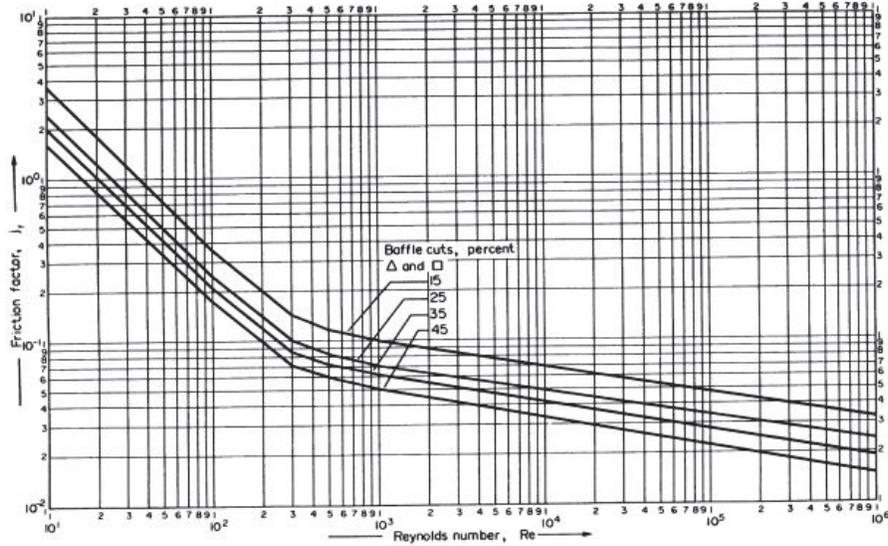


Figura 6 Factor de fricción del lado de la coraza

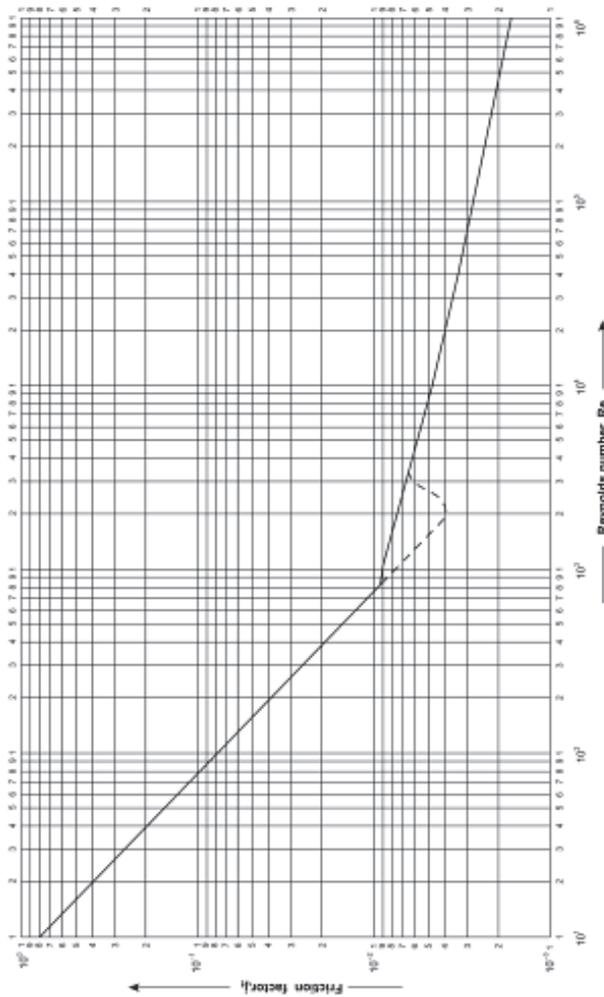


Figura 7 Factor de fricción del lado del tubo

$$j_f = 4 * 10^{-2}$$

$$\Delta P_s = [8 * (4 * 10^{-2}) * (\frac{1936,24}{37,52}) (\frac{6,1}{387,24 * 10^{-3}})] \frac{840 * (2,26)^2}{2}$$

$$\Delta P_s = 558381,9 Pa \rightarrow 80 psi$$

3. DISEÑO DEL REACTOR

El proceso de hidrodesulfuración es el responsable del cambio de los contenidos de azufre en el diésel, en presencia de un catalizador de Ni/Mo; por lo tanto el número de cetano del diésel es incrementado y amigable con el medio ambiente; siendo el reactor el componente indispensable en una unidad de hidrotratamiento.¹⁵³

Para la hidrodesulfuración, usualmente se usa dos tipos de reactores:

- Reactor de lecho percolador o trickle bed reactor
- Reactor de suspensión de lecho en ebullición

De acuerdo a la gran cantidad de ventajas, usos en refinerías del país y ajuste al proceso, se ha elegido a un reactor de cama fija: trickle bed reactor.

3.1 Volumen del reactor

El tiempo de residencia del reactor es reciproca a la velocidad del líquido (h^{-1}).

LHSV puede ser determinado mediante la fórmula siguiente:

$$LHSV = \frac{\text{Alimentación volumétrica}}{\text{Volumen de catalizador}} \left(\frac{m^3}{h * m^3_{\text{catalizador}}} \right)$$

LHSV es calculado de la cinética de reacción. Aquí la reacción primaria es la hidrodesulfuración y debe ser por lo menos 86.3% completada; la ecuación de la cinética es:

$$\frac{1}{n-1} \left[\frac{1}{C_p^{n-1}} - \frac{1}{C_f^{n-1}} \right] = \frac{k}{LHSV}$$

¹⁵³ S. Fogler. (2001). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. (3ra. Ed.) Pearson Educación.

Donde:

k = Constante de reacción = 97,65 ¹⁵⁴

n = Orden de la reacción = 1,5

C_f = Contenido de azufre en la alimentación = 0,7% (peso%) = 0,007

C_p = Contenido de azufre en el producto = 0,05% (peso%) = 0,0005

$$\frac{1}{1,5-1} \left[\frac{1}{0,0005^{1,5-1}} - \frac{1}{0,007^{1,5-1}} \right] = \frac{97,65}{LHSV}$$

$$LHSV = 1,48h^{-1}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = \tau = \frac{1}{LHSV}$$

Tiempo de residencia \approx 40,26 min.

Usando el cálculo de LHSV, el volumen del catalizador viene a ser 962,22 m^3 .

Usando catalizador de porosidad igual a 0,5, el volumen del lecho del catalizador es 1924 m^3 . Usualmente son usadas de 2 a 5 lechos de catalizador para el hidrodesulfuración, ya que la longitud de un lecho de catalizador no puede exceder de un límite particular para evitar la canalización, por lo tanto tres lechos catalíticos con dos enfriadores de gas son usados, teniendo cada uno un volumen de 641,3 m^3 .

Un problema importante que se tiene con el reactor de lecho percolador es el humedecimiento parcial del catalizador, que hace ineficaz algunas superficies del mismo. ¹⁵⁵

¹⁵⁴ J. Ancheyta., M. J. Angeles., M.J. Macías, G. Marroquín., R. Morales. (2002). "Changes in Apparent Reaction Order and Activation Energy in the Hydrodesulfurization of Real Feedstocks". Energy & Fuels. 189-193.

¹⁵⁵ A. Dahhan., H. Muthanna., F. Larachi., Dudukovic, P. Milorad., A. Laurent. (1997). "High-Pressure Trickle-Bed Reactors: A Review". Ind. Eng. Chem. Res., 36: 3292.

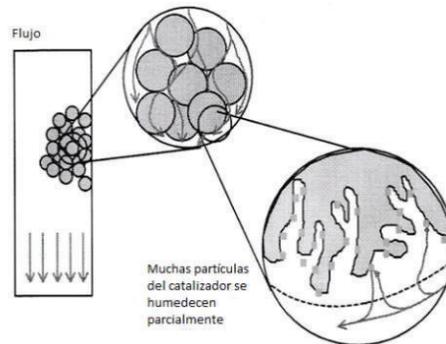


Figura 8 Humedecimiento parcial del catalizador

Debido a esta mala distribución del líquido catalizador, se usa un factor de efectividad, en este caso un factor de 0,6 es asumido.

Volumen corregido del lecho catalizador = $1026,08 \text{ m}^3$.

Asumiendo que el 80% de lecho es ocupado por el catalizador, el resto está a salvo de los distribuidores, compartimientos de enfriamiento y aclaramiento en la parte superior e inferior, por lo tanto el volumen del reactor es de 1334 m^3 .

3.2 Longitud y diámetro del reactor

Usualmente la relación L/D empleada en el diseño de reactores de lecho percolador es 5.

Por lo tanto:

Longitud requerida del reactor = 35 m (1378 in)

Diámetro requerido del reactor = 7 m (276 in)

3.3 Diseño del recipiente

Presión de operación

$P = 5000 \text{ KPa (725,19 psi)}^{156}$

Normalmente la presión de diseño esta 10% sobre la presión de operación.

Presión de Diseño = $P_i = 1,1 * P = 1,1 * 5000 \text{ KPa}$

$P_i = 5500 \text{ KPa (797,71 psi)}$

¹⁵⁶ M. K. Peters., Timmerhaus., R. West. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta. Ed.). McGraw-Hill Education.

4. DISEÑO DEL ENFRIADOR

4.1 Corriente Caliente

Tasa de flujo = $1,087 \cdot 10^6$ Kg/h

Temperatura de entrada = $T_1 = 353^\circ C$

Temperatura de salida = $T_2 = 70^\circ C$

4.2 Corriente Fría

Tasa de flujo = $56770 \frac{Kg}{h}$

Temperatura de entrada = $t_1 = 25^\circ C$

Temperatura de salida = $t_2 = 60^\circ C$

Tabla7 Propiedades Físicas

	Corriente caliente (lado del tubo)	Corriente fría (lado de la carcasa)
Temperatura ($^\circ C$)	211,5	52.5
C_p (KJ/Kg $^\circ C$)	2,55	4,41
K (W/m $^\circ C$)	0,1039	0,6465
ρ (Kg / m 3)	610	986,4
U (mNs / m 2)	0,290	0,5175

4.3 Calor calculado

4.3.1 Desde la corriente fría

$$Q = mC_p\Delta T$$

$$Q = 56770 \cdot 4,41 \cdot (60 - 25) = 8762449 \text{ KJ/h}$$

$$Q = 2434 \text{ Kw}$$

4.4 corrientes

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 353 - 60 = 293^\circ C$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 70 - 25 = 45^\circ C$$

$$\Delta t_{lm} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{293 - 45}{\ln\left(\frac{293}{45}\right)} = 132,37^\circ C$$

Para 1 paso de carcasa y paso de 2 tubos.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{353 - 70}{60 - 25} = 8,08$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{60 - 25}{353 - 70} = 0,12$$

De la Fig. 12.19. ¹⁵⁷

$$F_t = 0,95$$

Diferencia de temperatura media logarítmica, LMTD corregida, $\Delta T_m = \Delta T_{lm} * F_t$

$$\Delta T_m = 126,5 * 0,95 = 120^\circ C$$

4.5 Área Requerida

$$Q = UA\Delta T_m$$

Asumiendo un valor de $U = 180W / m^2 \cdot ^\circ C$

$$A = \frac{3824}{180 * 120 / 1000} = 177m^2$$

4.6 Disposición del lado del tubo y coeficientes

Usando intercambiadores de cabeza flotante de anillo partido y usando tubos limpios,

Diámetro externo, $d_o = 38mm$

Diámetro interno, $d_i = 34mm$

Espesor = 2 mm

Longitud de los tubos, L = 6,1 m

Utilizando paso cuadrado = $P_t = 1,25d_o$

¹⁵⁷ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

4.7 Número de tubos requerido

$$\text{Área superficial de un tubo} = \pi d_o L = \pi * 38 * 10^{-3} * 6,1 = 0,72 m$$

$$\text{Número de tubos requerido} = \text{Área total} / \text{Área de un tubo} = 177 m^2 / 0,72 m^2$$

$$\text{Número de tubos requerido} = 245,8 \approx 246$$

4.8 Velocidad del lado del tubo

$$\text{Área de la sección transversal del tubo} = \pi / 4 \cdot d_i^2 = \pi / 4 \cdot (34 \cdot 10^{-3})^2 = 9,8 * 10^{-4} m^2$$

$$\text{Tubo por paso} = 246 / 2 = 123 \text{ tubos por paso}$$

$$\begin{aligned} \text{Área total por paso} &= \text{Tubo por paso} * \text{Área de la sección transversal} \\ &= 123 * 9,08 * 10^{-4} = 0,11 m^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tasa de flujo volumétrico} = \text{Tasa de flujo másico} / \text{densidad}$$

$$= 1007010 / (610 * 3600) = 0,46 m^3 / s$$

$$\text{Velocidad del lado del tubo} = \text{Tasa de flujo volumétrico} / \text{área de tubo por paso}$$

$$= 0,46 / 0,11 = 4,18 m/s$$

4.9 Coeficiente del lado del tubo, ¹⁵⁸

$$\frac{h_i d_i}{k_f} = j_h R_e P_r^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$R_e = \frac{\rho u d_i}{\mu}$$

$$Re = \frac{610 * 4,18 * 34 * 10^{-3}}{0,29 * 10^{-3}} = 2,9 * 10^5$$

$$P_r = \frac{C_p \mu}{k_f}$$

^{24 158} R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

$$P_r = \frac{2,55 * 10^3 * 0,29 * 10^{-3}}{0,1039} = 7,12$$

$$\text{Como } \frac{L}{d_i} = \frac{6,1}{34 * 10^{-3}} = 179,4$$

De la Figura 12.23¹⁵⁹

$$j_h = 3,6 * 10^{-3}$$

$$h_i = \frac{k_f}{d_i} j_h R_e P_r^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = \frac{0,1039 * 3,6 * 10^{-3} * 298942 * 7,12^{0,33}}{34 * 10^{-3}} = 6285,57 \frac{W}{m^2 K}$$

4.10 Disposición y coeficiente del lado de la carcasa

Seleccionando la disposición del paso cuadrado

Para paso de 2 tubos.

$$K_1 = 0,156$$

$$n_1 = 2,291$$

Diámetro del haz, $D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$

$$D_b = 38 \left(\frac{246}{0,156} \right)^{\frac{1}{2,291}} = 945,36 \text{ mm}$$

De la Fig. 12.10, usando la cabeza anillo flotante dividida (referencia R. K. Sinnott).

Aclaramiento del haz = 72 mm

Diámetro de la carcasa = diámetro del haz + aclaramiento del haz

$$D_s = 945,36 + 72 = 1017,36 \text{ mm}$$

Velocidad del lado de la carcasa

¹⁵⁹ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

Se toma el espaciamiento deflector 1/5 del diámetro de la carcasa (tomado de R. K. Sinnott)

$$l_b = \text{Espaciamientodeflector}, \frac{D_s}{5} = \frac{1017,36}{5} = 203,47 \text{ mm}$$

Cabeza del tubo, $P_t = 1,25 * d_o$

$$P_t = 1,25 * 38 = 47,5 \text{ mm}$$

Área de flujo transversal, $A_s = \left(\frac{P_t - d_o}{P_t}\right) D_s l_b$

$$A_s = \left(\frac{47,5 - 38}{47,5}\right) * 1017,36 * 203,47 = 0,041 \text{ m}^2$$

Diámetro equivalente para el arreglo del paso cuadrado

$$d_e = \frac{1,27}{d_o} (P_t^2 - 0,785 d_o^2)$$

$$d_e = \frac{1,27}{38} (47,5^2 - 0,785 * 38^2) = 37,5 \text{ mm}$$

Tasa de flujo volumétrico = Tasa de flujo másico / densidad

$$\text{Tasa de flujo volumétrico} = 56770 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{\text{m}^3}{986,4 \text{ Kg}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,0159 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\text{Velocidad del lado de la carcasa} = \frac{\text{Tasa de flujo volumétrico}}{\text{Área}} = \frac{0,0159}{0,041} = 0,38 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

4.11 Coeficiente lado de la carcasa

$$\frac{h_s d_e}{k_f} = j_h R_e P_r^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$R_e = \frac{\rho u d_e}{\mu} = \frac{986,4 * 37,5 * 10^{-3} * 0,38}{0,5175 * 10^{-3}} = 27161,7$$

$$P_r = \frac{C_p \mu}{k_f} = \frac{(4,41 * 10^{-3}) * (0,5175 * 10^{-3})}{0,6455} = 3,53$$

Para el 25 % del corte del deflector, desde tabla 12.29. ¹⁶⁰

$$j_h = 3,9 * 10^{-3}$$

$$\frac{h_s d_e}{k_f} = j_h R_e P_r^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_s = 0,6465 * (3,9 * 10^{-3}) * (27161,7) * (3,53)^{0.33} = 2767,53 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

4.12 Coeficiente global de transferencia de calor

Material de construcción = Acero inoxidable

De la tabla 12.6, conductividad térmica del acero inoxidable¹⁶¹, $K_w = 16 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2K_w} + \frac{d_o}{d_i} * \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} * \frac{1}{h_i}$$

De la tabla 12.2.

Factor de ensuciamiento exterior, $h_{od} = 2000 W / m^2 \cdot ^\circ C$

Factor de ensuciamiento interno, $h_{id} = 1000 W / m^2 \cdot ^\circ C$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{2767,53} + \frac{1}{2000} + \frac{38 * 10^{-3} \ln\left(\frac{38}{34}\right)}{2 * 16} + \frac{38}{34} * \frac{1}{1000} + \frac{38}{34} * \frac{1}{6285,57} = 436,8 \frac{W}{m^2 K}$$

4.13 Caída de presión del lado del tubo

$$\Delta P_t = N_p \left[8 j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho u_t^2}{2}$$

N_p = Número de pasos del tubo = 2

$R_e = 298942$, fig. 12.24

$$j_f = 2,2 * 10^{-3}$$

¹⁶⁰ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

¹⁶¹ R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science.

$$\Delta P_t = 2 * \left[8 * 2,2 * 10^{-3} * \left(\frac{6,1}{34 * 10^{-3}} \right) + 2,5 \right] \frac{610 * 4,18^2}{2} = 60300 Pa \text{ (8,7 psi)}$$

4.14 Caída de presión del lado de la carcasa

$$\Delta P_s = \left[8 j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_b} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \right] \frac{\rho u_s^2}{2}$$

$$R_e = 27161, \text{ figura 12.30 }^{162}$$

$$j_f = 4 * 10^{-2}$$

$$\Delta P_s = \left[8 * 4 * 10^{-2} * \left(\frac{1017}{27,5} \right) * \left(\frac{6,1}{203,47 * 10^{-3}} \right) \right] \left[\frac{986,4 * 0,38^2}{2} \right] = 18535 Pa \text{ (2,68psi)}$$

5. DISEÑO DEL SEPARADOR

Separador trifásico para separar el gas (H_2S y H_2) y agua ácida del diésel.

$$Q_L = 0,338 m^3 / s$$

$$Q_V = 1,023 m^3 / s$$

5.1 Calculo de la velocidad terminal vertical

$k=0,13$ (GPSA valor usado cuando no se considera el extractor de neblina)¹⁶³

$$U_T = k \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} = 0,13 * \left(\frac{842 - 7}{7} \right)^{1/2} = 1,41 m/s$$

$$U_V = 0,75 * 1,41 = 1,057 m/s$$

5.2 Volumen de retención del líquido

$$V_H = 10 \text{ min} * 0,34 * 60 = 204 m^3$$

5.3 Volumen surge

$$V_S = 5 \text{ min} * 0,34 * 60 = 102 m^3$$

¹⁶² R. K. Sinnott. (2005). *Chemical Engineering design: Chemical Engineering*. (4ta. Ed.). Elsevier Science

¹⁶³ W. Svrcek, y W. Monnery, (1993), *Chemical engineering progress, Fluids/solids handling, Design Two-Phase Separator within the right limits*, University of Calgary. Canadá

5.4 Diámetro

Tiempo de residencia del vapor = Longitud del recipiente / Velocidad del vapor

Asumir¹⁶⁴ $\frac{L}{D} = 5$ Tomamos como diámetro inicial seleccionado

$$D = \left(\frac{4 * (V_H + V_s)}{\pi * 0,6 * \frac{L}{D}} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{4 * (204 + 102)}{\pi * 0,6 * 5} \right)^{\frac{1}{3}} = 5,06m$$

5.5 Área total A_T

$$A_T = \frac{\pi}{4} (5,06)^2 = 20,14m^2$$

5.6 Nivel bajo del líquido, H_{LLL}

$H_{LLL} = 9,5^{165}$ asumimos 10 plg=0,25 m

$$\frac{H_{LLL}}{D} = \frac{0,25}{5,06} = 0,049$$

Área para LLL (recipiente horizontal)

$$A_{LLL} / A_T = 0,015$$

$$A_{LLL} = 0,015 * 20,14 = 0,3021m^2$$

5.7 Área de desconexión de vapor

$$H_V = 2ft = 0,609m$$

$$\frac{H_V}{D} = \frac{0,6097}{5,06} = 0,12$$

$$A_V / A_T = 0,051$$

$$A_V = 0,051 * 20,14 = 1,027m^2$$

5.8 Longitud del recipiente

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}} = \frac{204 + 102}{20,14 - 1,027 - 0,3021} = 16,27m$$

¹⁶⁴ K Arnold(2008). *Surface Production Operations*, Design of Gas

¹⁶⁵ W. Svrcek y W. Monnery, (1993), *Chemical engineering progress, Fluids/solids handling, Design Two-Phase Separator within the right limits*, University of Calgary. Canadá

5.9 Tiempo de reposición del líquido

$$\phi = \frac{H_V}{U_V} = \frac{0,609}{1,057} = 0,57s$$

6. DISEÑO TORRE DE ABSORCIÓN DE AMINA (DEA)^{166 167}

Funciona bajo los mismos principios descritos en la columna de absorción de agua.

Tabla 8 Propiedades del H₂S y la dietanolamina

	<i>H₂ - H₂S</i>	<i>H₂O - DEA</i>
Caudal molar (Kmol / min)	13,59	52,56 + 0,35 = 52,91
Densidad (Kg / m ³) (lb / ft ³)	1,4534 (0,091)	1,1 - 0,069 (DEA)
Masa molecular (Kg / Kmol)	34,08	105,14
Viscosidad (poise)	1,12 * 10 ⁻⁴	1

6.1 Y₁

Por dato: $y_{NP+1} = 0,00047$

$$x_0 = 0$$

$$Y_{NP} = \frac{y_{NP+1}}{1 - y_{NP+1}} = \frac{0,00047}{1 - 0,00047} = 0,00047$$

$$\% \text{Absorción} = 1 - \frac{Y_1}{Y_{NP}} = 0,75$$

$$Y_1 = 0,0001175$$

$$y_1 = 0,0001175$$

6.2 Calculo de X_{NP}

$$\frac{L_S}{G_S} = \frac{Y_{NP+1} - Y_1}{X_{NP} - x_0}$$

¹⁶⁶ J. Rodríguez., M. Valverde. (2008). *Diseño de una unidad de hidrosulfuración profunda de diesel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

¹⁶⁷ G. Villalpando. (2008). *Diseño de una planta para la hidrosulfuración de diesel*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

$$L_S = L_O(1 - x_0) = 52,91 \frac{\text{Kmol}}{\text{min}} * (1 - 0) = 52,91 \frac{\text{Kmol}}{\text{min}}$$

$$G_S = G_{NP}(1 - y_{NP+1}) = 13,59 \frac{\text{Kmol}}{\text{min}} * (1 - 0,00047) = 13,58 \frac{\text{Kmol}}{\text{min}}$$

$$\frac{L_S}{G_S} = \frac{Y_{NP+1} - Y_1}{X_{NP} - x_0}$$

$$X_{NP} = \frac{G_S}{L_S} (Y_{NP+1} - Y_1) + X_O$$

$$X_{NP} = \frac{13,58}{52,91} (0,00047 - 0,0001175) + 0$$

$$X_{NP} = 0,00009047$$

$$x_{NP} = 0,00009047$$

6.3 Cálculo del número de platos teóricos ¹⁶⁸

Se emplea las ecuaciones para determinar la fracción:

$$X_N = \frac{Y_n}{4,65 * Y_n + 5,65}$$

$$Y_{n+1} = \frac{52,91}{13,58} * X_n + 0,0001175$$

Tabla 9. Resultados

n	Y_n	X_n
1	$Y_1=0,0001175$	0,00002079
$NP_{(H)} = 2$	0,0001985	0,00003515
$NP+1_{(H)} = 3$	0,0002544	0,00004502
$NP+2_{(H)} = 4$	0,0002929	0,00005184

$$f = \frac{1,19 * 10^{-8}}{3,7 * 10^{-10}} = 31,39$$

El número de platos teóricos es:

¹⁶⁸ Diseño de torres de absorción de platos para el proceso de absorción aire so2 agua. (2015). Recuperado de: http://www.academia.edu/9409201/DISENO_DE_TORRES_DE_ABSORCION_DE_PLATOS_PARA_EL_PROCESO_DE_ABSORCION_AIRE_SO2_AGUA. (08, 2015).

$$\# \text{platos teóricos} = 2 + 31,39$$

$$\# \text{platos teóricos} = 33,39$$

6.4 Número de platos reales

Se determina la eficiencia:

$$\varepsilon_0 = \frac{N_t}{N_r} * 100 = 19,2 - 57,81 * \log(\mu_L)$$

$$\mu_L = 0,849 \text{ cp}$$

$$\varepsilon_0 = 19,2 - 57,81 * \log(0,849) = 23,3098$$

$$N_r = \frac{33,39}{0,233098} = 143,24$$

$$\# \text{platos reales} = 143$$

6.5 Diámetro de la torre

Se determina G' y L'

$$G' = 27736 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * \frac{2,205 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} = 61158 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$L' = 56770 + 1202 = 57972 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * \frac{2,205 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} = 127828,97 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Cálculo de α :

$$\alpha = \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} = \frac{127828,97}{61158,39} \left(\frac{0,091}{31,11} \right)^{0,5} = 0,11$$

Para un espaciamiento $t = 6$ in.

Cálculo de V_F

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \left(\frac{\sigma}{6} \right)^{0,2}$$

σ = Tensión superficial de la dietanolamina = 48,5 dinas/cm

$$x = C_F (6 \text{ in}) = 0,09$$

$$V_F = 2,52 \text{ ft} / \text{s}$$

Cálculo de V

Para un sistema a presión atmosférica,

$$V = 0,9V_F = 0,9 * 2,52$$

$$V = 2,26 \text{ ft/s}$$

Cálculo de A_n :

$$A_n = \frac{W}{V * \rho_G}$$

$$W = 61158 \frac{\text{lb}}{\text{h}} * \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} = 16,99 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$A_n = \frac{16,99}{2,26 * 0,091} = 82,61 \text{ ft}^2$$

Cálculo de A_T :

$$A_T = \frac{A_n}{(1 - \beta)}$$

Donde:

$$\beta = 0,1 + \frac{\alpha - 0,1}{9}$$

$$\beta = 0,1 + \frac{0,11 - 0,1}{9} = 0,1$$

$$A_T = \frac{82,61}{(1 - 0,1)} = 91,79 \text{ ft}^2$$

Determinación del diámetro:

$$D = \left(\frac{4 * A_T}{\pi} \right)^{0,5} = \left(\frac{4 * 91,79}{\pi} \right)^{0,5} = 10,81 \text{ ft}$$

$$D = 10,81 \text{ ft} = 3,3 \text{ m}$$

6.6 Altura de la torre

$$H = (\# \text{platos reales} - 1) * t$$

$$H = (143 - 1) * 6 \text{ in}$$

$$H = 852 \text{ in} = 21,6 \text{ m}$$

7. DISEÑO DE LA TORRE DESPOJADORA ¹⁶⁹

Se diseñará un despojador que operará a 3 atm de presión y a una temperatura de 290 °C, el cálculo del número de platos, reflujo mínimo, altura total y eficiencia se calcularon a partir de las correlaciones de Walas.

¹⁶⁹ C. J. King. (2003). *Procesos de separación*. Editorial Reverté, S.A.

Si no se conoce la composición de la alimentación resulta conveniente definir los pseudo-componentes que estarán en función de los intervalos de temperatura de ebullición y porcentaje de volumen evaporado de la alimentación.

Para un 90% de destilado y un 10% de fondo se obtuvo los siguientes datos:

Tabla 10 Volatilidad relativa, flujo másico en el destilado y fondo ¹⁷⁰

Pseudo – Componentes	P. p (atm) 200 °C	Volatilidad relativa $\alpha_{i/HK}$	Alimentación (Kg/s)	Destilado	Fondo
A	1,79	4,366	13,65	13,63	0,00
B	1,12	2,732	16,82	16,78	0,00
C (LK- clave ligero)	0,68	1,659	34,07	30,66	3,41
D (HK- clave pesado)	0,41	1,000	48,91	4,89	44,02
E	0,25	0,610	46,32	0,00	46,32
F	0,17	0,415	40,83	0,00	40,82
G	0,1	0,244	29,69	0,00	29,69
H	0,04	0,098	30,12	0,00	30,11
I	0,01	0,024	30,51	0,00	30,50
		1,238	290,92	65,96	224,87

Alimentación a la columna = 966357 Kg/h = 268,43 Kg/s

H_2S Removido en el stripper = 10 Kg/h

Calor total requerido para vaporización = 7522898 KJ/h

Contenido total de calor entrante con desechos livianos = 2037341 KJ/h

Calor total saliente desde el extremo superior del stripper = 9560239 KJ/h

Flujo másico del vapor requerido = 350,8 Kg/h

Desechos ligeros = 20289 Kg/h

Producto final = 946067,53 Kg/h

Contenido de azufre en el producto = 473,03 Kg/h

Contenido de azufre en el producto = 0,05 % (wt.)

¹⁷⁰ J. Rodríguez., M. Valverde. (2008). *Diseño de una unidad de hidrodesulfuración profunda de diesel: Evaluación de catalizadores con base en alúmina sintetizada por métodos alternativos.* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Ingeniería Química). Universidad Autónoma Metropolitana. Iztapalapa. México.

7.1 Número mínimo de etapas, Ecuación de Fenske ¹⁷¹

$$N_m = \frac{\ln[(x_D/x_B)_{LK}/(x_D/x_B)_{HK}]}{\ln(\alpha_{LK}\alpha_{HK})}$$

$$N_m = \frac{\ln[(30,66/3,41)/(4,89/44,02)]}{\ln(1,659*1,00)} = 8,68$$

Tabla 11 Fracción masa alimentado, de fondo y destilado obtenidos en la columna de destilación.

X_F (Alimentación)	X_d (Destilado)	X_f (Fondo)
0,0469	0,2066	0,0000
0,0578	0,2544	0,0000
0,1171	0,4648	0,0152
0,1681	0,0741	0,1958
0,1592	0,0000	0,2059
0,1403	0,0000	0,1815
0,1021	0,0000	0,1320
0,1035	0,0000	0,1339
0,1049	0,0000	0,1356
1,0000	1,0000	1,0000

Para determinar el reflujo mínimo de destilado se emplea la ecuación de Underwood, θ se resuelve para valores entre $\alpha_{Lk} : \alpha_{Hk}$. ¹⁷²

$$R_m = \sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i x_{di}}{\alpha_i - \theta} - 1$$

$$R_m = 7,68$$

Para calcular el reflujo real:

$$R = 1,2 * R_m$$

$$R = 9,22$$

¹⁷¹ A. J. Gutiérrez. (2003). *Diseño de procesos en Ingeniería Química*. Editorial Reverté, S.A.

¹⁷² A. J. Gutiérrez. (2003). *Diseño de procesos en Ingeniería Química*. Editorial Reverté, S.A.

7.2 Ecuación de Gilliland para el cálculo del número de etapas reales

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{9,22 - 7,68}{9,22 + 1} = 0,1507$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \exp\left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X}\right)\left(\frac{X - 1}{X^{0,5}}\right)\right]$$

$$Y = \exp\left[\left(\frac{1 + 54,4 * 0,1507}{11 + 117,2 * 0,1507}\right)\left(\frac{0,1507 - 1}{0,1507^{0,5}}\right)\right] = 0,5287$$

$$N = \frac{Nm + Y}{1 - Y} = \frac{8,68 + 0,5287}{1 - 0,5287} = 19,54$$

7.3 Diámetro de la columna

$$D_c = \left(\frac{4}{\pi * V} (D)(R + 1)(22,2) \left(\frac{T_{DV}}{273} \right) \left(\frac{1}{P} \right) \left(\frac{1}{3600} \right) \right)^{0,5}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$V = 0,761 * \left(\frac{1}{3}\right)^{0,5} = 0,44$$

$$D_c = \left(\frac{4}{\pi * 0,44} (65,96)(9,22 + 1)(22,2) \left(\frac{323,15}{273}\right) \left(\frac{1}{3}\right) \left(\frac{1}{3600}\right) \right)^{0,5} = 2,18 \text{ m}$$

7.4 Altura de la columna ¹⁷³

$$E_0 \approx \frac{0,4983}{(0,3 * \alpha)^{0,252}} = \eta$$

$$\eta = 0,64 = 64\%$$

$$H_c = 0,61 \left(\frac{N}{\eta} \right) + 4,27$$

$$H_c = 0,61 * \left(\frac{19,54}{0,64} \right) + 4,27$$

$$H_c = 22,89 \text{ m}$$

¹⁷³ A. J. Gutiérrez. (2003). *Diseño de procesos en Ingeniería Química*. Editorial Reverté, S.A.

ANEXO E

CÁLCULO DE LA POTENCIA DE LAS BOMBAS

Cálculo de la potencia de la bomba que alimenta al intercambiador E-001, horno H-001, y al reactor R-001.

La altura de bombeo es de 10 m,

Por lo tanto la cabeza piezométrica:

$$\rho * g * h = 842 \text{ Kg} / \text{m}^3 * 9,81 \text{ m} / \text{s}^2 * 10 \text{ m} = 82,6 \text{ kPa}$$

La potencia de la bomba P-001:

$$W = \dot{m} * v * \Delta P = 267,08 \text{ Kg} / \text{s} * (1 / 842 \text{ Kg} / \text{m}^3) * (5582,6 \text{ kPa} - 240 \text{ kPa}) = 1694 \text{ kW}$$

$$W = \frac{1707,7 \text{ kW}}{\eta} = \frac{1694 \text{ kW}}{0,60} = 2823 \text{ kW} = 3786 \text{ hp}$$

Por tal motivo se emplea 13 etapas en serie, con una potencia respectiva de 292 hp.

Cálculo de la potencia de la bomba que suministra de agua al intercambiador E-002, separador trifásico V-001, torre de absorción de amina T-002, y stripper T-001.

La altura de bombeo es de 10 m,

Cabeza piezométrica:

$$\rho * g * h = 1000 \text{ Kg} / \text{m}^3 * 9,81 \text{ m} / \text{s}^2 * 10 \text{ m} = 98,1 \text{ kPa}$$

La potencia de la bomba P-002:

$$W = \dot{m} * v * \Delta P = 15,77 \text{ Kg} / \text{s} * (1 / 1000 \text{ Kg} / \text{m}^3) * (5498,1 \text{ kPa} - 100 \text{ kPa}) = 85,1 \text{ kW}$$

$$W = \frac{85,1 \text{ kW}}{\eta} = \frac{85,1 \text{ kW}}{0,60} = 141 \text{ kW} = 189 \text{ hp}$$

ANEXO F

CÁLCULO DE LA POTENCIA DEL COMPRESOR

Cálculo de la potencia del compresor empleado para dar el flujo y presión necesaria al hidrógeno que alimenta al reactor:

El valor de K se puede conocer mediante los calores específicos a presión y temperatura constante del hidrógeno: ¹⁷⁴

$$K = \frac{C_p}{C_v} = \frac{0,0288 \text{ kJ}/(\text{mol} \cdot ^\circ\text{K})}{0,0205 \text{ kJ}/(\text{mol} \cdot ^\circ\text{K})} = 1,4$$

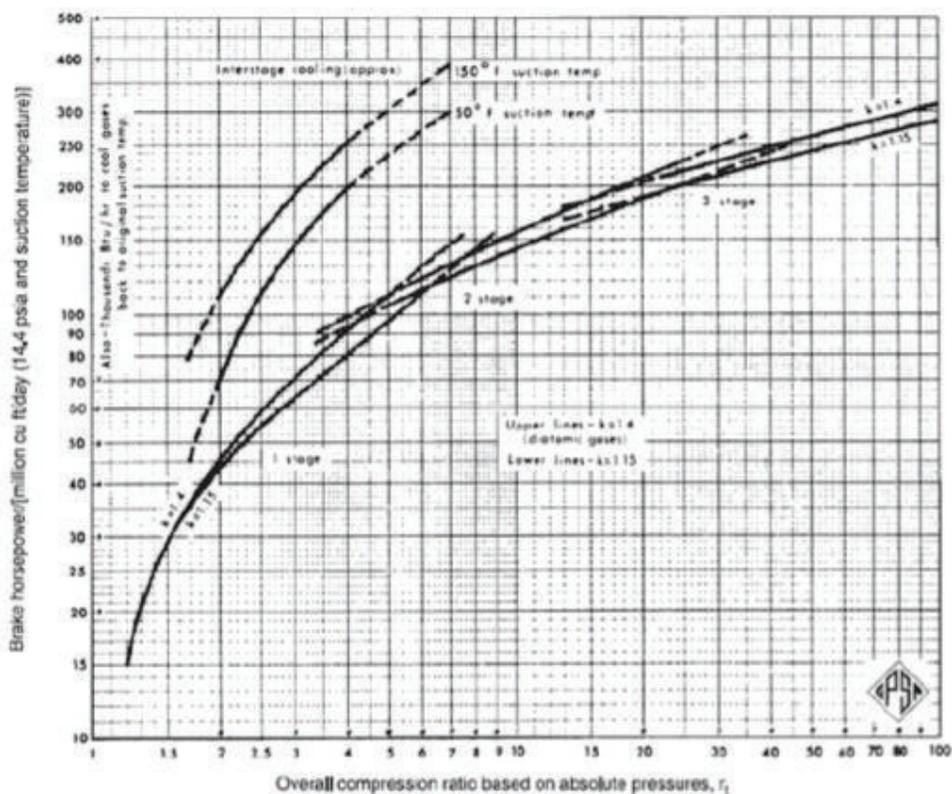


Figura Aproximación de potencia requerida para la compresión de gases

¹⁷⁴ A. J. Gutiérrez. (2003). *Diseño de procesos en Ingeniería Química*. Editorial Reverté, S.A.

El compresor de 3 etapas, tiene una relación de compresión de $r_p = \frac{\text{Presión_descarga}}{\text{Presión_succión}} = 54,27$, con un valor de $F = 1,1$ r es la relación de compresión por etapa, se obtiene de:

$$r = \sqrt[3]{r_p} = \sqrt[3]{54,27} = 3,79$$

La presión de succión de este compresor es equivalente a la presión atmosférica, o sea $101,3 \text{ kPa} = 14,7 \text{ psi}$.

$$r_p = \frac{P_d}{P_s} = 54,27 = \frac{P_d}{14,7 \text{ psi}}$$

$$P_d = (54,27)(14,7 \text{ psi}) = 797 \text{ psi}$$

Por lo tanto la presión de descarga = 797 psi

Se calcula la potencia requerida para la compresión de la primera etapa, la presión de descarga para esta etapa P_{d1} , es calculada mediante la presión de succión inicial y la relación de compresión por etapa:

$$P_{d1} = rP_s = (3,79)(14,7 \text{ psi}) = 55,71 \text{ psi}$$

Para determinar la potencia en cualquier etapa, se emplea:

$$BHP/etapa = 3.03(Z_{AVG})\left(\frac{Q_g T_s}{E}\right)\left(\frac{K}{K-1}\right)\left(\frac{P_L}{T_L}\right)\left(\left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{K-1}{K}} - 1\right)$$

Dónde Z_{AVG} representa el factor de compresión promedio de succión y descarga, la temperatura de descarga en cada etapa es fundamental para poder encontrar los valores de los factores de compresibilidad del hidrógeno, las figuras anexas permiten determinar dichos valores para la presión de descarga final y

temperaturas iniciales y mayores a esta (300°K) ; por lo tanto se considerará para todas las etapas un factor de compresibilidad promedio $Z_{AVG} = 1,04$

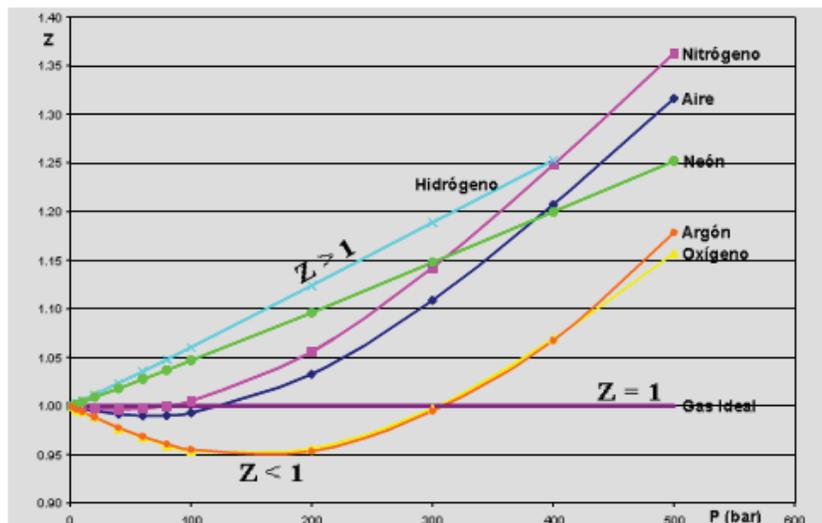


Figura. Dependencia de Z respecto a P para algunos Gases Reales a 300 °K

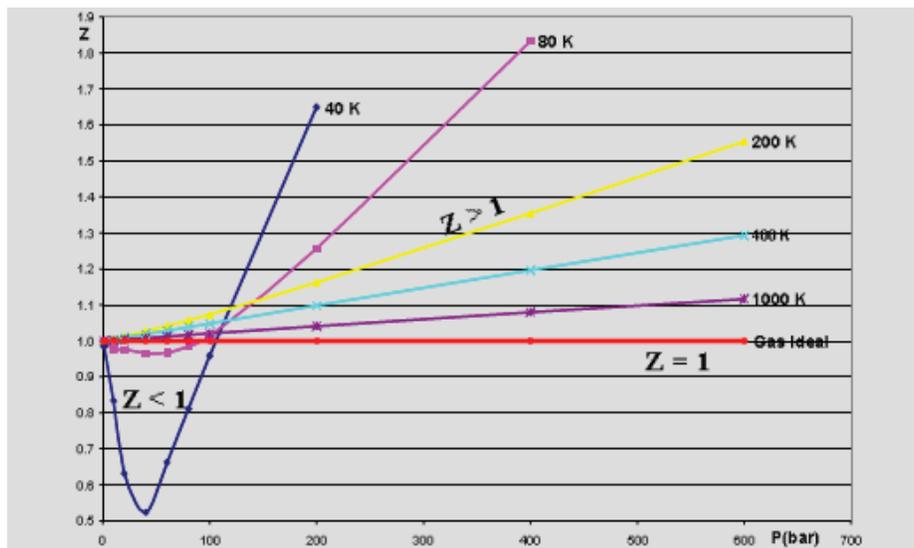


Figura. Z vs. P para Hidrógeno a diferentes temperaturas

La tasa de flujo Q_g , medida en millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD) = 0,64. La eficiencia total para compresores de alta velocidad y baja velocidad esta entre 0,82 y 0,85 respectivamente, por lo que se tomará el primer valor. La temperatura y presión estándar para el hidrógeno se manejan como

518,67 °R y 14,7 psi respectivamente. La temperatura de succión en la etapa 1 se consideró a 30 °C o 545,7 °R.

Por lo tanto la potencia de la etapa 1 es:

$$BHP/etapa1 = 3,03(1,04)\left(\frac{0,64 * 545,7}{0,82}\right)\left(\frac{1,4}{1,4-1}\right)\left(\frac{14,7}{518,67}\right)\left(\left(\frac{55,71}{14,7}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1\right)$$

$$BHP/etapa1 = 61,67hp$$

Para la segunda etapa se considera una pérdida de presión de aproximadamente 5 psi:

$$P_{d2} = r(P_{d1} - 5psi) = (3,79)(55,71psi - 5psi) = 192,19psi$$

La temperatura de succión de la segunda etapa será la temperatura de descarga de la primera etapa, ambas se pueden calcular con la siguiente ecuación:

$$T_d = T_s r^{\frac{k-1}{k}} = T_{d1} = T_{s2} = T_s r^{\frac{k-1}{k}} = (545,7^\circ R)(3,79)^{\frac{1,4-1}{1,4}} = 798,51^\circ R$$

La potencia de la segunda etapa es:

$$BHP/etapa2 = 3,03(1,04)\left(\frac{0,64 * 798,51}{0,82}\right)\left(\frac{1,4}{1,4-1}\right)\left(\frac{14,7}{518,67}\right)\left(\left(\frac{192,19}{55,71-5}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1\right) = 90,25hp$$

Para el cálculo de la potencia de la tercera etapa se toma de nuevo una pérdida de 5 psi y se aplica al valor de la presión de descarga de la etapa 2. Ahora la presión de descarga será de 797 psi, la temperatura de succión se calcula de la misma forma como se encontró en la etapa anterior:

$$T_{s3} = T_{d1} r^{\frac{k-1}{k}} = (798,51^\circ R)(3,79)^{\frac{1,4-1}{1,4}} = 1168,44^\circ R$$

La potencia de la tercera etapa es:

$$BHP/etapa3 = 3,03(1,04)\left(\frac{0,64 * 1168,44}{0,82}\right)\left(\frac{1,4}{1,4-1}\right)\left(\frac{14,7}{518,67}\right)\left(\left(\frac{797}{192,19-5}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1\right) = 146hp$$

La potencia total del compresor que alimenta al reactor de hidrógeno fresco (C1) = 61,67hp + 90,25hp + 146,16hp = 298,08hp.

ANEXO G

CÁLCULO ESPESOR EQUIPOS MAYORES

REACTOR

Material de Construcción: Acero inoxidable de especificación SA-240 grado 316L.¹⁷⁵

Diseño del Tanque (Recipiente)

Presión de operación del reactor = P = 5000 KPa (725,19 psi)¹⁷⁶

Normalmente la presión de diseño esta 10% sobre la presión de operación.

Presión de Diseño = Pi = 1,1 * P = 1,1 * 5000 KPa = Pi = 5500 KPa (797,71 psi)

Temperatura de Diseño = 385°C (725 °F)

De la figura anexa:¹⁷⁷

NOMINAL	TABLE 2				NOMINAL COM	TABLE 4							
	Yield 25.0 Tens 70.0	Product	Spec. No.	Grade		Notes	Yield 25.0 Tens 70.0	Product	Spec. No.	Grade	Notes		
		Plate	SA-240	304L	-		Plate	SA-240	316L	-			
		Smls. Tb.	SA-213	TP304H	-		Smls. Tb.	SA-213	TP316L	-			
		Smls. Pp.	SA-312	TP304L	-		Smls. Pp.	SA-312	TP316L	-			
		Bar	SA-479	304L	-		Bar	SA-479	316L	-			
S. MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES, 1,000 psi.													
FOR METAL TEMPERATURES NOT EXCEEDING DEG. °F.													
MATERIALS IN TABLE	-20-100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	Notes
1	20.0	20.0	18.9	18.3	17.5	16.6	16.2	15.8	15.5	15.2	14.9	14.6	1
	20.0	16.7	15.0	13.8	12.9	12.3	12.0	11.7	11.5	11.2	11.0	10.8	
2	16.7	16.7	16.7	15.8	14.7	14.0	13.7	13.5	13.3	13.0	-	-	1
	16.7	14.3	12.8	11.7	10.9	10.4	10.2	10.0	9.8	9.7	-	-	
3	20.0	20.0	20.0	19.3	18.0	17.0	16.6	16.3	16.1	15.9	15.7	15.6	1
	20.0	17.3	15.6	14.3	13.3	12.6	12.3	12.1	11.9	11.8	11.6	11.5	
4	16.7	16.7	16.7	15.1	14.8	14.0	13.7	13.5	13.2	12.9	12.7	-	1
	16.7	14.2	12.7	11.7	10.9	10.4	10.2	10.0	9.8	9.6	9.4	-	
FOR METAL TEMPERATURES NOT EXCEEDING DEG. °F.													
MATERIALS IN TABLE	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500	
1	14.3	14.0	12.4	9.8	7.7	6.1	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4	1
	10.6	10.4	10.1	9.8	7.7	6.1	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4	
3	15.4	15.3	15.1	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3	1
	11.4	11.3	11.2	11.1	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3	

Tabla. Propiedades materiales acero inoxidable.

¹⁷⁵ A. Dahhan., H. Muthanna., F. Larachi., Dudukovic, P. Milorad., A. Laurent. (1997). "High-Pressure Trickle-Bed Reactors: A Review". Ind. Eng. Chem. Res., 36: 3292.

¹⁷⁶ M. K. Peters., Timmerhaus., R. West. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta. Ed.). McGraw-Hill Education.

¹⁷⁷ ASME. (2013). SA-204B. *Guía del código ASME sección II, Parte D. Maximum Allowable Stress Values S for Ferrous Materials*.

Esfuerzo de diseño = $f = 13300$ psi

Diámetro interno = $D_i = 7$ m (275,6 pulg.)

Eficiencia de la junta de soldadura = $E = 1$

Sección Cilíndrica ¹⁷⁸

$$\text{Espesor de diseño} = t = \frac{P_i * R}{SE - 0,6P_i}$$

$$t = \frac{(797,71 * (275,6 / 2))}{((13300 * 1) - (0,6 * 797,71))} = 8,57 \text{ pulg}$$

Corrosión admisible = 1/8 in

Espesor nominal = Espesor de diseño + corrosión admisible

$$\text{Espesor nominal} = 8,57 \text{ pulg} + 0,125 \text{ pulg} = 8,7 \text{ pulg} = 220,98 \text{ mm}$$

Para Cabeza Elipsoidal

$$t = \frac{P_i * D_i}{2SE - 0,2P}$$

$$t = \frac{(797,71 * 275,6)}{((2 * 13300 * 1) - (0,2 * 797,71))} = 8,31 \text{ pulg}$$

Corrosión admisible = 1/8 in

$$\text{Espesor nominal cabeza} = 8,31 \text{ pulg} + 0,125 \text{ pulg} = 8,44 \text{ pulg} = 214,38 \text{ mm}$$

El espesor del separador trifásico, de la torre de absorción de aminas y del stripper, todos con una presión de diseño de 779,29 psi y con un diámetro interno de 196,85 pulg, 129,92 pulg, y 85,83 pulg, respectivamente; se calcula como sigue:

Espesor del separador (recipiente)

$$t = \frac{(779,29 * (196,85 / 2))}{((13300 * 1) - (0,6 * 779,29))} = 5,98 \text{ pulg} + 0,125 \text{ pul} = 6,1 \text{ pulg} = 154,94 \text{ mm}$$

Espesor de la cabeza elipsoidal del separador

¹⁷⁸ ASME. (2013). *Guía del código ASME sección VIII división 1 tomo 1*. Recuperado de: <http://es.slideshare.net/.../guia-del-codigo-asme-seccion-viii-division-1-tomo-1> (05, 2015).

$$t = \frac{(779,29 * 196,85)}{((2 * 13300 * 1) - (0,2 * 779,29))} = 5,8 \text{ pulg} + 0,125 \text{ pulg} = 5,93 \text{ pulg} = 150,62 \text{ mm}$$

Espesor del absorbedor (recipiente)

$$t = \frac{(779,29 * (129,92 / 2))}{((13300 * 1) - (0,6 * 779,29))} = 3,94 \text{ pulg} + 0,125 \text{ pulg} = 4,07 \text{ pulg} = 103,38 \text{ mm}$$

Espesor de la cabeza elipsoidal del absorbedor

$$t = \frac{(779,29 * 129,92)}{((2 * 13300 * 1) - (0,2 * 779,29))} = 3,83 \text{ pulg} + 0,125 = 3,95 \text{ pulg} = 100,33 \text{ mm}$$

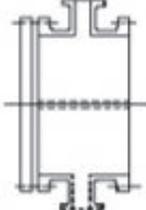
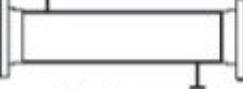
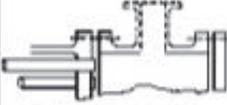
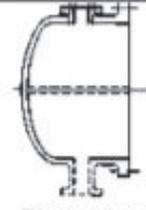
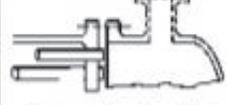
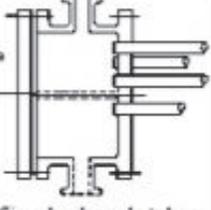
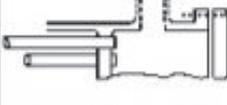
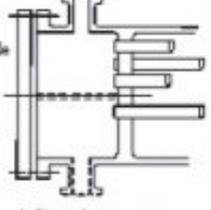
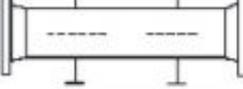
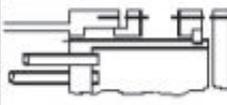
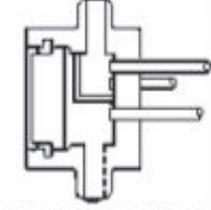
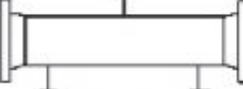
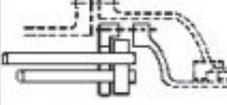
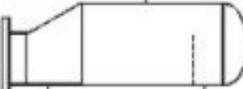
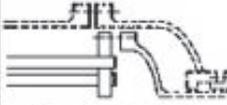
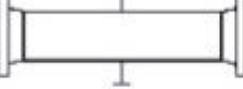
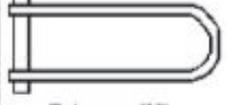
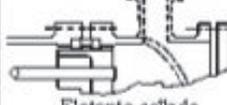
Espesor del stripper (recipiente)

$$t = \frac{(779,29 * (85,83 / 2))}{((13300 * 1) - (0,6 * 779,29))} = 2,61 \text{ pulg} + 0,125 \text{ pulg} = 2,73 \text{ pulg} = 69,37 \text{ mm}$$

Espesor de la cabeza elipsoidal del stripper

$$t = \frac{(779,29 * 85,83)}{((2 * 13300 * 1) - (0,2 * 779,29))} = 2,53 \text{ pulg} + 0,125 = 2,66 \text{ pulg} = 67,4 \text{ mm}$$

ANEXO H
DIFERENTES TIPOS DE CARCAZAS Y CABEZALES
NOMENCLATURA TEMA

CABEZALES ANTERIORES: ESTACIONARIOS O FLJOS		TIPOS DE CARCAZAS		CABEZALES POSTERIORES	
A	 Canal y tapa removibles	E	 Un solo paso	L	 Cabecal fijo tipo "L"
B	 Tipo sombrero	F	 Dos pasos con deflector longitudinal	M	 Cabecal fijo tipo "M"
C	 Tapa removible Canal fijo a la placa de tubos	G	 Flujo distribuido	N	 Cabecal fijo tipo "N"
N	 Tapa removible Canal fijo a la carcasa	H	 Doble flujo distribuido	P	 Flotante externo
D	 Especial para altas presiones	J	 Flujo dividido	S	 Anillos divididos
		K	 Rehervidor tipo kettle	T	 Tracción continua
		X	 Flujo cruzado	U	 Tubos en "U"
				W	 Flotante sellado externamente

ANEXO I

PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DE LA DIETANOLAMINA

Parámetro	Unidades
Temperatura de ebullición a 760 mm Hg	543,15 K (270 °C)
Temperatura de fusión	301,15 K (28°C)
Temperatura de inflamación (copa cerrada)	411,15 (138 °C)
Temperatura de auto ignición	935,15 K (662 °C)
Densidad@ 293,15 K (20°C)	1,097
pH(solución 0,1 N) vapor mm Hg	11
Peso molecular	105,14
Solubilidad en agua	100%
Presión de vapor mmHg@293,15 K (20 °C)	0,01
Velocidad de evaporación (BuAc=1)	<0,01
Densidad de vapor (aire=1)	3,65
Límite de inflamabilidad o explosividad en aire	Límite inferior 1,6% vol/ Límite superior de 9,8% vol.

COMPOSICIÓN DE LA DIETANOLAMINA

Parámetro	Unidades	Valor
Apariencia		Líquido claro viscoso
Olor		Ligero amoniacal
Pureza	% peso	99,20 m
Monoetanolamina	% peso	0,5 máx
Dietanolamina	% peso	99,20 mín
Trietanolamina	% peso	0,5 máx
Agua	% peso	0,15 máx
Color Pt-Co		15,0 máx
Peso equivalente		104,0-106,0
Peso específico, 303,1 K (30 °C)/293,15 K (20 °C)		1,090-1,094