

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**Diseño, construcción y puesta en marcha de una planta piloto para
la conversión de aceite usado en diésel #2**

Fernando Rafael Játiva Guzmán

Daniela Almeida, Dra. Ing., Directora de Tesis

Tesis de grado presentada como requisito para la obtención del título de Ingeniero
Químico

Quito, mayo 2013

Universidad San Francisco de Quito

Colegio de Ciencias e Ingenierías

HOJA DE APROBACION DE TESIS

**Diseño, construcción y puesta en marcha de una planta piloto para la
conversión de aceite usado en diésel #2**

Fernando Rafael Játiva Guzmán

Dr. Ing. Daniela Almeida

Directora de Tesis y

Miembro del Comité de Tesis

.....

Ing. Lourdes Orejuela Msc.

Miembro del Comité de Tesis

.....

David Egas, Ph.D

Miembro del Comité de Tesis

.....

Ximena Córdova, Ph.D.

Decana de la Escuela de Ingeniería

Colegio de Ciencias e Ingenierías

.....

Quito, mayo 2013

© DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído la Política de Propiedad Intelectual de la Universidad San Francisco de Quito y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo de investigación quedan sujetos a lo dispuesto en la Política.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo de investigación en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art.144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Firma: -----

Nombre: Fernando Rafael Játiva Guzmán

C. I.: 1716467921

Fecha: Quito, mayo 2013

Dedicatoria

A Dios por toda su gracia y bendiciones. A mi padre y mi madre por su infinito apoyo cada día de mi vida. Y a mis hermanos, que siempre han sido mi mayor ilusión y orgullo, y por quienes intento ser mejor cada día.

Agradecimiento

Agradezco la ayuda de la Dra. Daniela Almeida, primero por su confianza para el desarrollo del proyecto, así como su apoyo continuo para la culminación del mismo. A Martín Reinoso, por su guía y empuje durante el desarrollo de este documento, y sobre todo por su amistad. También es muy importante mencionar a la empresa Inoxking y al Ing. Saúl Tobón, cuyo apoyo y criterio durante la construcción de la planta fueron claves para mejorar el diseño.

También agradezco el apoyo de todos los profesores e investigadores del Laboratorio de Química e Ingeniería Química, por su gran ejemplo, guía y apoyo durante toda la carrera. Y finalmente a la Universidad San Francisco y los Chancellor's Grants, que no sólo permitieron la realización del proyecto, sino cuyos altos estándares académicos incentivan el desarrollo continuo de la investigación.

Resumen

El manejo de aceites lubricantes usados es en la actualidad un grave problema medio ambiental. Los lubricantes son residuos altamente contaminantes que son eliminados en ríos o quemados hacia la atmósfera sin ningún tipo de tratamiento, produciendo efectos nocivos en la salud y afectando profundamente los recursos naturales. Por esta razón, desde los años 90 países y organizaciones alrededor del mundo han incentivado la investigación de métodos de reciclaje de aceites lubricantes usados, para la producción de aceite reciclado y combustibles. La presente investigación tiene como objetivo desarrollar una planta piloto para el tratamiento de aceites usados.

El estudio consta de tres partes: Diseño en detalle de la planta piloto; construcción de cada equipo, sistema de enfriamiento y sistema de control, y finalmente arranque de la planta piloto. El objetivo es construir un planta piloto para obtener un combustible que cumpla las propiedades del Diesel #2.

Abstract

The disposal of used lubricating oils is nowadays an environmentally harmful activity. Oil waste is eliminated to rivers or burned to the atmosphere without any previous treatment, affecting public health and destroying natural resources. Fortunately, since the 90's, many countries and organizations around the world have encouraged the investigation to recover and reuse these oils. The purpose of this study is to build a pilot plant that uses lubricating oil for the production of liquid fuel.

The study is divided in three sections: Detailed design of each section of the pilot plant, construction of each part of the pilot plant, construction of the cooling and control system, and pilot plant startup. The goal is to achieve the production of a liquid fuel that had the properties of Diesel #2.

Contenido

Resumen	7
Abstract	8
1. Introducción	18
1.1. Antecedentes	18
1.2. Justificación del proyecto	20
1.3. Objetivos	21
2. Marco Teórico	22
2.1. Problemática del manejo del aceite lubricante usado.....	22
2.2. El aceite usado y su impacto ambiental.....	23
2.2.1. Manejo de desechos.....	23
2.2.2. Análisis de contaminantes del aceite usado	25
2.2.3. Contaminación atmosférica	27
2.2.4. Contaminación de suelos.....	27
2.2.5. Contaminación de agua	28
2.3. Métodos de reciclaje y reutilización del aceite usado	29
2.3.1. Métodos existentes de reciclaje	29
2.3.2. Craqueo térmico.....	29
2.3.3. Conceptos generales del proceso de destilación.....	30
2.3.4. Columna de platos.....	31
2.3.5. Columna de relleno	33
2.3.6. Descripción del funcionamiento de una columna de destilación	34
2.3.7. Determinación de Platos Teóricos Método McCabe – Thiele.....	35
2.4. Situación en el Ecuador	36

3. Diseño de la planta piloto.....	38
3.1. Esquema general del proceso.....	38
3.1.1. <i>Parámetros físico-químicos de los productos y reactivos.</i>	40
3.1.2. <i>Parámetros de diseño</i>	44
3.1.3. <i>Datos cinéticos</i>	49
3.1.4. <i>Balance de masa</i>	52
3.2. Diseño de los tanques para almacenamiento de materia prima y tanque pulmón	55
3.3. Diseño del reactor de craqueo térmico	56
3.3.1. <i>Craqueo térmico</i>	57
3.3.2. <i>Determinación del volumen del reactor de craqueo</i>	57
3.3.3. <i>Determinación de los requerimientos energéticos y potencia para la resistencia.</i> ..	58
3.3.4. <i>Diseño estructural del reactor de craqueo</i>	59
3.4. Diseño del reservorio de acumulación de residuos	62
3.5. Diseño de la columna de destilación	64
3.5.1. <i>Determinación de la curva de equilibrio</i>	65
3.5.2. <i>Balance de masa en el interior de la columna</i>	67
3.5.3. <i>Determinación de platos teóricos</i>	68
3.5.4. <i>Diseño de columna con cama de relleno</i>	72
3.5.5. <i>Diseño estructural de la columna de destilación</i>	73
3.6. Diseño de intercambiadores de calor y condensadores superior e inferior	77
3.6.1. <i>Dimensionamiento de intercambiadores y condensadores</i>	80
3.6.2. <i>Cálculo de las dimensiones de la chaqueta de enfriamiento</i>	82
3.6.3. <i>Diseño estructural de los condensadores e intercambiadores</i>	84
3.7. Soportes y diagrama completo de la planta	88
4. Construcción de la planta piloto	90
4.1. Construcción del reactor de craqueo térmico	90
4.2. Construcción de la columna de destilación	99
4.3. Construcción de intercambiadores.....	102
4.4. Construcción de condensadores	103
4.5. Construcción del Soporte y Ensamblaje de la Planta	105
4.6. Instalación del sistema de control de temperatura	107

5. Puesta en marcha de la planta piloto	109
5.1. Pruebas de hermeticidad con agua	109
5.2. Destilación de agua y pruebas del sistema de enfriamiento	110
5.3. Pruebas de destilación con diversos disolventes.....	116
5.3.1. Destilación mezcla agua - etanol.....	116
5.3.2. Destilación mezcla aceite – hexano.....	122
5.4. Craqueo Térmico	124
6. Conclusiones y Recomendaciones	128
7. Recomendaciones	130
8. Referencias Bibliográficas	131
9. Anexos	137

Lista de Tablas

Tabla 2-1: Manejo de desechos de aceite en vehículos

Tabla 2-2: Contaminantes principales en aceites usados

Tabla 2-2: Contaminantes principales en aceites usados

Tabla 2-3: Ecuaciones de las líneas operacionales

Tabla 3-1: Propiedades físicas y termodinámicas de los principales hidrocarburos para el proceso

Tabla 3-2: Capacidades Caloríficas de Líquidos

Tabla 3-3: Capacidades Caloríficas de Gases

tabla 3-4: Calor de Vaporización

Tabla 3-5: Entalpía de formación para reactivos y productos

Tabla 3-6: Parámetros principales para el diseño.

Tabla 3-7: Energía necesaria para llegar a temperatura de ebullición.

Tabla 3-8: Calor de vaporización de productos a su temperatura de ebullición.

Tabla 3-9: Calor para elevar productos gaseosos desde T_{eb} hasta 335 °C.

Tabla 3-10: Resumen de valores energéticos

Tabla 3-11: Datos cinéticos para la reacción de craqueo térmico

Tabla 3-12: Características de aceite usado para operación batch

Tabla 3-13: Fracciones obtenidas en el proceso de craqueo

Tabla 3-14: Balance de masa por equipo

Tabla 3-15: Dimensiones tanque de almacenamiento de aceite

Tabla 3-16: Cálculo de Volumen del Reactor de Craqueo

Tabla 3-17: Determinación de la potencia de la resistencia

Tabla 3-18: Dimensiones tanque recolección de coque y demás residuos

Tabla 3-19: Constantes de Antoine para los productos

Tabla 3-20: Presión de vapor y volatilidad relativa a diferentes temperaturas.

Tabla 3-21: Flujo de masa en la columna de destilación.

Tabla 3-22: Flujos de destilado y reflujo al caldero

Tabla 3-23: Viscosidad para diferentes hidrocarburos.

Tabla 3-24: Relación entre la altura columna rellena y temperatura.

Tabla 3-25: Densidad, flujo másico y volumétrico de intercambiadores y condensadores

Tabla 3-26: Calor liberado por productos desde 335 °C hasta temperatura ambiente

Tabla 3-27: Cálculo de la longitud de los intercambiadores de calor

Tabla 3-28: Cálculo de altura de condensadores.

Tabla 3-29: Cálculo de masa de agua para enfriamiento

Tabla 3-30: Conductividades térmicas de los materiales y características de los equipos

Tabla 3-31: Dimensiones de intercambiadores y condensadores

Tabla 4-1: Características técnicas de la resistencia.

Tabla 5-1: Caudal de agua destilada recuperada en condensadores

Tabla 5-2: Balance de masa agua destilada

Tabla 5-3: Constantes ecuación Antoine

Tabla 5-4: Presión de vapor, volatilidad relativa y fracciones molares

Tabla 5-5: Eficiencia columna de destilación planta piloto.

Tabla 5-6: Eficiencia columna de destilación Armfield.

Tabla 5-7: Balance de masa destilación agua.

Tabla 5-8: Combustibles disueltos en aceite usado

Tabla 5-9: Balance de masa craqueo térmico

Lista de Figuras

Figura 1.1: Proyección de la matriz energética mundial para diferentes tipos de energía

Figura 2-2: Placa de válvula

Figura 2-3: Placa de burbujeo

Figura 2-1: Plato perforado

Figura 2-2: Placa de válvula

Figura 2-3: Placa de burbujeo

Figura 2-4: a) Placa de relleno estructurado b) Anillos de relleno

Figura 2-5: Diagrama de una columna de destilación

Figura 3-1: Diagrama de bloque proyecto CAP-FUEL

Figura 3-2: Calculo Entalpia de Formación $C_{30}H_{62}$

Figura 3-3: Número carbonos vs energía necesaria para alcanzar punto de ebullición

Figura 3-4: Volumen Destilado vs. Temperatura

Figura 3-5: Diagrama de planta piloto

Figura 3-6: Tanque de Almacenamiento

Figura 3-7: Diseño mecánico y estructural del reactor de craqueo. Vista lateral

Figura 3-8: Diseño mecánico y estructural del reactor de craqueo. Vista superior

Figura 3-9: Tanque de recolección de residuos

Figura 3-10: Diagrama de equilibrio líquido-vapor de productos a diferentes temperaturas

Figura 3-11: Solución de ecuaciones operacionales de la columna de destilación

Figura 3-12: Método de McCabe – Thiele para determinación de número de etapas

Figura 3-13: Cálculo del reflujo mínimo mediante el método de McCabe – Thiele

Figura 3-14: Relación entre altura de la cama empacada y temperatura

Figura 3-15: Diseño mecánico y estructural de la columna de destilación

Figura 3-16: Diseño de platos para el interior de la columna. Vista superior y lateral

Figura 3-17: Diseño mecánico de la columna de destilación. Sección superior e inferior.

Figura 3-18: Condensador superior y condensador inferior

Figura 3-19: Diseño mecánico del intercambiador superior.

Figura 3-20: Diseño mecánico del intercambiador inferior

Figura 3-21: Diseño mecánico del condensador inferior.

Figura 3-22: Diseño mecánico de condensador superior

Figura 3-23: Diseño mecánico de la planta vista lateral

Figura 4-1. Adaptaciones en la sección superior y lateral del reactor de craqueo.

Figura 4-2. Construcción de adaptaciones y resistencia térmica

Figura 4-3. a) Adaptación lateral rosca. b) Reactor de craqueo sin recubrimiento

Figura 4-4. Reactor de craqueo con recubrimiento

Figura 4-5. a) Visor de nivel del reactor. b) Diagrama mecánico del nivel

Figura 4-6. Recubrimiento del medidor nivel y adaptación para toma de muestras

Figura 4-7. a) Válvula en superior del nivel. b) Conexión del nivel en la sección inferior

Figura 4-8. a) Soldadura de universal b) Nivel del reactor de craqueo

Figura 4-9. Conexión universal para reactor y reservorio.

Figura 4-10. a) Pieza Original b) Reservorio de recolección de sólidos.

Figura 4-11. a) Manhole reactor de craqueo. b) Tapa manhole sin adaptaciones

Figura 4-12. Ferules, abrazaderas y empaques

Figura 4-13. a) Sección de columna b) Tornillo para termocupla soldado

Figura 4-14. Platos de columna de destilación

Figura 4-15. a) Proceso de soldadura b) Enfriamiento c) Plato con soldadura parcial
d) Plato con resina plástica

Figura 4-16. Conexión superior de la columna a los condensadores

Figura 4-17. Soldadura con inicio del intercambiador de calor

Figura 4-18. Intercambiador de calor superior

Figura 4-19. Intercambiador de calor inferior

Figura 4-20. a) Sección superior del tanque b) Sección inferior del tanque

Figura 4-21. a) Tapa recubrimiento condensador inferior b) Tanque inferior antes de instalar la chaqueta térmica.

Figura 4-22. a) Conexión condensador inferior b) Conexiones condensador superior

Figura 4-23. Condensador superior en soporte

Figura 4-24. Soporte

Figura 4-25. a) Planta piloto b) Sistema de enfriamiento

Figura 4-26. Esquema electrónico de la planta piloto

Figura 5-1. Perfil de Temperatura Reactor sistema hermético

Figura 5-2. Perfil de presión reactor sistema hermético

Figura 5-3. Perfil de temperatura reactor sin enfriamiento

Figura 5-4. Perfil de presión del reactor en sistema abierto

Figura 5-5. Perfil de Temperatura reactor (modo automático)

Figura 5-6. Perfil de temperatura de la columna de destilación (modo automático)

Figura 5-7. Perfil de temperatura del reactor (modo manual)

Figura 5-8. Perfil de temperatura de la columna de destilación (modo manual)

Figura 5-9. Curva de calibración soluciones agua-etanol

Figura 5-10. Equilibrio líquido-vapor de la mezcla agua-etanol

Figura 5-11. Perfil de temperatura del reactor destilación etanol (modo manual)

Figura 5-12. Perfil de temperatura de la columna de destilación (modo manual)

Figura 5-13. Perfil de temperatura aceite-hexano

Figura 5-14. Mezcla hexano aceite y hexano recuperado

Figura 5-15. Perfil de temperatura reactor para eliminación agua en aceite

Figura 5-16. Perfil de temperatura columna para eliminación agua en aceite

Figura 5-17. Perfil de temperatura reactor craqueo térmico

Figura 5-18. Perfil de temperatura columna craqueo térmico

ABREVIACIONES

C_p	=	Capacidad Calorífica [J/kmol]
ΔH_{vap}	=	Entalpía de Vaporización [J/kmol]
M_A	=	Masa molar de aceite usado [kg/kmol]
M_P	=	Masa molar producto (Promedio $C_{13}H_{28}$ y $C_{12}H_{26}$) [kg/kmol]
n_A	=	Moles de aceite usado por ciclo [kmol/día]
m_A	=	Masa de aceite usado por ciclo [kg/día]
ρ_A	=	Densidad Aceite usado [kg/m ³]
ρ_P	=	Densidad mezcla reactiva ($C_{30}H_{62}$, $C_{13}H_{28}$ y $C_{12}H_{26}$) [kg/m ³]
m_P	=	Masa de producto esperada [kg/día]
n_P	=	Moles de producto esperado [kmol/día]
ΔH_{rxn}	=	Entalpía de reacción [J/kmol]
k	=	Constante cinética I [-]
n	=	Orden de reacción I [-]
t	=	Tiempo del proceso [horas]
T_{rxn}	=	Temperatura de reacción I [K]
X_A	=	Conversión [-]
T_o	=	Temperatura inicial [K]
V_{Rxn}	=	Volumen de reacción por ciclo [L]
\dot{Q}_A	=	Flujo de aceite usado [L/día]
\dot{Q}_p	=	Flujo volumétrico de producto [L/día]
V_{Total}	=	Volumen total del reactor [L]
y_P	=	Fracción molar de P en la sección gaseosa [-]
x_P	=	Fracción molar de P en la sección líquida [-]
α	=	Volatilidad relativa [-]
N	=	Número de platos teóricos [-]
E_o	=	Eficiencia de la columna [-]
μ_L	=	Eficiencia de la columna [-]
$HETP$	=	Altura equivalente de columna [m]
$m_{superior}$	=	Flujo másico en sección superior de la planta piloto [kg/día]

1. Introducción

1.1. *Antecedentes*

La búsqueda de nuevas fuentes de energía es uno de los principales retos en la actualidad. La explotación continúa y la especialización en recursos que generen energía ha permitido el crecimiento de sociedades altamente tecnificadas alrededor del mundo (1). Sin embargo, aparece el dilema de cómo proveer a la humanidad de energía, con las ventajas derivadas de ésta, sin destruir de manera irremediable el ambiente.

Una de las soluciones es desarrollar fuentes de energía alternativas. Por esta razón, gran parte de la investigación mundial se concentra en el mejora y optimización de nuevas fuentes energéticas. Como principal ejemplo tenemos el desarrollo de las *energías renovables*, aquellas que se obtienen de fuentes naturales, virtualmente inagotables y capaces de regenerarse continuamente. Las energías renovables son investigadas continuamente en búsqueda de mejores procesos que tengan mayor eficiencia (1; 2; 3; 4). Además, las estadísticas actuales proyectan un crecimiento importante en los próximos años para *energías intermitentes*, como la solar y la eólica, a gran escala. Asimismo, el uso de energías renovables, como las energías hidroeléctrica y geotérmica, se duplicará. De manera similar, el petróleo pasará a un segundo plano, siendo desplazado por el aumento en el uso de gas natural (1). Estas proyecciones las podemos observar en la Figura 1-1.

En lo que se refiere a energías alternativas encontramos aquellas basadas en materias primas de segunda generación. Muchos procesos industriales generan importantes desechos que encierran todavía usos potenciales desde el punto de vista energético y de productos de valor agregado. Mediante procesos físico-químicos, estos desechos pueden ser utilizados para la producción de energía. Al convertirse en materias primas para el siguiente proceso, no sólo se ahorra en recursos primarios, sino que también se minimiza la problemática del manejo ambiental de este desecho (5).

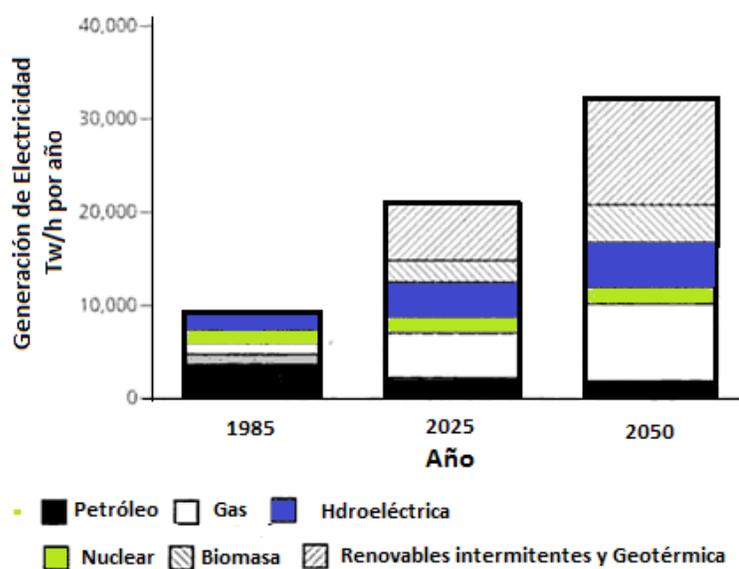


Figura 1-1: Proyección de la matriz energética mundial para diferentes tipos de energía

Por ejemplo, la industria alimenticia genera una alta cantidad de desechos formados principalmente por celulosa. La conversión de estos desechos en biocombustible está siendo ampliamente investigada. Así, en varios países se estudian plantas piloto para la conversión de celulosa a etanol y biomasa a biocombustibles, (6; 7; 8). Sin embargo, aún estamos lejos de la obtención de resultados con alta rentabilidad (2).

En la industria automotriz, el aceite usado, también conocido como aceite quemado, es un residuo altamente contaminante, pero con un alto potencial energético. Su desecho conlleva una serie de problemas ambientales; en el agua, el aceite derramado crea una capa en la superficie que interfiere con la fotosíntesis, mientras los sólidos suspendidos se depositan en el fondo como brea, destruyendo así los mecanismos de respiración de los seres vivos (9).

Por otro lado, la recolección separada y disposición final del aceite usado por incineración, logra evitar el contacto del aceite usado con el agua. Por este motivo, el aceite usado es recolectado y continuamente utilizado en la industria como combustible, pero este proceso se da sin ningún pre-tratamiento, procesamiento o control de calidad; de esta forma, los gases de combustión entran en contacto con la atmósfera (10). Esta constituye una mala práctica, ya que la presencia de residuos, aditivos y metales pesados representan una amenaza directa al medio ambiente.

En la ciudad de Quito, la Ordenanza Municipal vigente determina que el aceite usado de automóviles sea recolectado por el Municipio de Quito a través de la Dirección Metropolitana Ambiental y Biofactor S.A (11). La disposición final es la incineración del aceite en plantas cementeras. Aunque esto pretende un mejoramiento en el control del desecho del aceite usado, al mismo tiempo produce una alta contaminación atmosférica, además que desperdicia el poder calorífico que todavía está disponible en el aceite usado. Es por esto que se propone la conversión del aceite usado en un combustible líquido que cumpla con las características de diésel #2.

1.2. ***Justificación del proyecto***

En el Laboratorio de Desarrollo de Energías Alternativas de la USFQ (LaDEA-USFQ) se está desarrollando desde el 2008 el proyecto CAP-FUEL (Conversión de Aceite y Plásticos en Combustibles Líquidos). En estudios previos se ha investigado la conversión de aceite usado en diésel sintético utilizando el proceso de craqueo térmico seguido por el fraccionamiento de las diferentes partes (12; 13; 14).

La siguiente etapa del proyecto consiste en realizar el diseño en detalle, la construcción y la puesta en marcha de una planta piloto para la conversión de aceite usado en diésel sintético. El desarrollo de una planta piloto para el tratamiento de combustibles, permitirá no solo la mejor comprensión del proceso de craqueo térmico en aceites, sino también permitirá el desarrollo de mejores alternativas para el tratamiento de este desecho.

La planta piloto reúne los siguientes procesos: almacenamiento del aceite usado, craqueo térmico, fraccionamiento de los diferentes productos, filtración y almacenamiento del producto deseado. Además del diésel sintético obtenido en el proceso, se obtiene como producto secundario una fracción de hidrocarburos livianos, cuya energía puede ser utilizada en la misma planta piloto. Los residuos del proceso son hidrocarburos pesados concentrados con las impurezas y contaminaciones de los aceites utilizados como materia prima.

1.3. **Objetivos**

El objetivo general del presente proyecto es disponer de una planta piloto de producción de diésel, a partir de aceite lubricante quemado, operativa en las instalaciones del Laboratorio de Desarrollo de Energías Alternativas (LaDEA), de la Universidad San Francisco de Quito.

Los objetivos específicos del proyecto son los siguientes:

- Realizar el diseño en detalle de la planta piloto, lo cual incluye el balance de masa y energía, así como el diagrama de flujo del proceso.
- Dimensionar y diseñar los componentes de la planta piloto.
- Definir los sistemas de control e instrumentación.
- Realizar la construcción de la planta piloto con los elementos diseñados.
- Realizar la puesta en marcha de la planta.
- Evaluar la factibilidad y resultados del proyecto.

2. Marco Teórico

2.1. *Problemática del manejo del aceite lubricante usado*

Los desechos de aceites lubricantes de vehículos y de la industria representan, en la actualidad, un grave problema medioambiental. Más de 1300 millones de galones de aceite usado son generados cada año en los Estados Unidos (15); éstos son enviados principalmente a la atmósfera en forma de gas, debido a procesos de incineración, pero también contaminan ríos y suelos en forma de lixiviados. Apenas un 2% de los residuos totales es reciclado (16).

La contaminación crónica por aceite usado alcanza, tan sólo en Estados Unidos, varios miles de toneladas anuales (17). En contraste con la contaminación por petróleo que se encuentra focalizada en diferentes áreas de producción o transporte de crudo, la contaminación de aceite usado es un problema global debido a que sus principales fuentes son el tráfico automovilístico y la actividad industrial (10; 17).

Un aceite común está compuesto principalmente por hidrocarburos. Para un aceite de motor típico tenemos 15 % de parafinas, 54% de naftalenos y 31% de compuestos aromáticos (15). Todos estos componentes representan un alto riesgo para la salud. Entre los principales contaminantes está la presencia de hidrocarburos aromáticos PAH, altos niveles de metales pesados y aditivos lubricantes (10; 15).

Aunque amplias investigaciones han sido realizadas para el tratamiento y remediación del impacto ambiental por derrames de petróleo, la contaminación y el tratamiento del aceite usado no han recibido la misma atención (18; 10). Y es precisamente el grave impacto ambiental generado por los aceites, el que ha llevado a investigar nuevos usos energéticos y un manejo sustentable de estos desechos.

En la actualidad, los motores de combustión interna más eficientes tienen un rendimiento cercano al 50 %, siendo el promedio mundial menor al 30 % (19; 20). De manera similar, la transmisión eléctrica al consumidor tiene pérdidas de aproximadamente el 23% (21). Por lo tanto, es necesario encontrar nuevos sistemas sustentables para el manejo de los desechos del petróleo y sus productos, reduciendo el impacto de los desechos al medio ambiente.

El valor calórico de un litro de aceite usado, reprocesado como combustible, contiene cerca de 8000 kJ de energía, suficiente para alumbrar un reflector de 100 W por 1 día u operar un horno eléctrico de 1000 W por dos horas. Además, mientras se necesitan 67 litros de crudo para obtener un litro de aceite lubricante, solo 1.6 litros de aceite usado son necesarios para producir la misma cantidad de aceite (15; 17).

Estos datos han llevado a la investigación y desarrollo continuo de métodos de reciclaje, enfocados en el tratamiento de desechos de aceites lubricantes. La contaminación por aceites afecta a todo tipo de ecosistemas, incluyendo suelos por la destrucción de vegetación, la contaminación de agua por daños a ecosistemas acuáticos, y la contaminación atmosférica por la quema de aceite usado en fábricas e industrias, y la eliminación de toxinas al aire (22; 23; 24)

Diversos métodos de remediación han sido desarrollados en cada una de estas áreas, y es necesario conocerlos y comprender el alcance de cada uno de ellos.

2.2. El aceite usado y su impacto ambiental

2.2.1. Manejo de desechos

El cambio, manejo y desecho de aceites lubricantes depende mucho de la cultura y el país en el que se realice el análisis. Se tienen disponibles el aceite producido por las industrias y el aceite vehicular. Ambos pueden ser tratados en conjunto y, sólo en casos particulares, el aceite producido en la industria necesita un tratamiento específico (15; 10).

Los principales establecimientos que manejan los desechos de aceite vehicular son: estaciones de gasolina, talleres automotrices y estaciones militares. En general, son los gobiernos regionales o las industrias quienes se encargan de recolectar el aceite para su posterior manejo (11; 17).

El aceite usado puede tener dos fines: ser desechado directamente al medio ambiente, lo cual incluye eliminación en ríos, en suelos o al aire, mediante combustión; y, por otro lado, puede ser sometido al tratamiento de reciclaje y reutilización, el cual incluye refinación del aceite y producción de combustibles (11).

La Tabla 2-1 incluye los principales sistemas de manejo de desechos de aceites lubricantes, con los impactos ambientales relacionados a cada uno de ellos.

Tabla 2-1: Manejo de desechos de aceite en vehículos (25)

Prácticas de desecho	Potencial impacto ambiental
Desechado en suelos abiertos, canales, ríos, alcantarillado público y redes de manejo de aguas.	Contaminación de recursos naturales como suelos, superficies y aguas subterráneas.
Quema incontrolada en fábricas de cemento, azúcar y vidrio; en plantas eléctricas; panaderías o industrias metalúrgicas.	Emisiones atmosféricas potencialmente peligrosas para la salud pública, ya que el aceite contiene plomo, zinc, arsénico, cromo, cadmio y sulfuros. Contaminación por emisión de gas de efecto invernadero.
Reciclaje de aceites para la producción de combustibles o aceites refinados.	Contaminación debido a la eliminación de residuos que contienen metales pesados.

Como se puede observar, cada método genera un distinto impacto ambiental. La descarga a suelos y ríos destruye la vegetación, afecta al ecosistema marítimo y contamina aguas subterráneas por filtración. La eliminación por combustión al aire produce gases tóxicos para la población y estos gases tienen alta concentración de metales pesados; además existe la emisión de gases de efecto invernadero. Los procesos de reciclado generan residuos con alta concentración de metales pesados que necesitan un tratamiento especial.

Sin embargo, los métodos de remediación son muy diferentes. Mientras el aire contaminado se difumina rápidamente en la atmósfera, el tratamiento de aguas contaminadas mediante biorremediación exige el diseño de una planta para tratamiento de lodos y esto tiene un alto costo de inversión (26). De manera similar, la remediación de suelos contaminados, generalmente realizado por compostaje con bacterias aerobias, exige largos períodos de tiempo para devolver al suelo a su estado anterior (27; 28).

Es por esta razón que se prefiere eliminar el aceite mediante combustión. El tratamiento de aguas y suelos representa en muchos casos inversiones de largo tiempo y alto costo. Por otro lado, la quema de estos aceites, generalmente en plantas industriales alejadas de zonas urbanas, consiste en una solución rápida al impacto ambiental de este desecho.

Finalmente, se analizan los procesos de reciclaje y reutilización los cuales disminuyen el impacto ambiental. Se puede usar procesos de refinación y producción de combustibles, los cuales eliminan los potenciales contaminantes mediante procesos de filtración. Sin embargo, a pesar de que estos métodos son los más favorables, el manejo de los residuos, principalmente metales pesados, todavía es un reto.

2.2.2. Análisis de contaminantes del aceite usado

Para comprender a profundidad el impacto ambiental del aceite usado, y su posible manejo, es importante conocer la composición química de los principales contaminantes presentes en el aceite. La principal diferencia es la concentración de metales pesados. La cantidad de metales pesados presentes en aceites usados indica de manera directa su nivel de toxicidad, ya que muchos de estos metales son potencialmente peligrosos para los organismos vivos (10).

La cantidad de metales pesados presentes en el aceite dependerá de la calidad del aceite utilizado, así como del tipo de recubrimiento del motor. Es por esto que existe una diferencia entre la concentración de metales pesados producidos por motores a gasolina y a diésel (24). Otros contaminantes principales incluyen a los hidrocarburos aromáticos y compuestos clorados.

Como se puede observar en la Tabla 2.2, los principales contaminantes son los compuestos aromáticos, principalmente alquilbencenos y naftalenos con concentraciones altas entre 400000 y 900000 partes por millón.

Tabla 2-2: Contaminantes principales en aceites usados (17; 10)

Contaminantes Organicos	Posible Origen	Rango Aproximado de Concentración (ppm)
<i>Hidrocarburos Aromáticos</i>		
Polinucleares (PNA)	Presente en aceite original	
Benzo(a)pireno		360-62000
Benzo(a)antraceno		870-30000
Pireno		1670-33000
Monoaromaticos	Presente en aceite original	
Alquilbenceno		900000
Diaromáticos	Presente en aceite original	
Naftaleno		440000
<i>Hidrocarburos Clorinados</i>		
Tricloroetano	Reacciones Químicas	18-1800
Tricloroetileno	durante el uso del aceite	18-2600
Percloroetileno	contaminado	3-1300
<i>Metales</i>		
Bario	Presente en el aditivo	60-690
Zinc		630-2500
Aluminio		4-40
Cloro		5-24
Cobre	Recubrimiento del motor	28-56
Cromo		10.5-24
Niquel		1.2-5
Cadmio		ND

Por último, los metales pesados tienen diversos orígenes; algunos son parte de los aditivos como es el caso del bario y zinc; el aluminio y el cromo son absorbidos del recubrimiento del motor. Los compuestos clorados son producidos en reacciones químicas catalizadas por las altas temperaturas; su concentración llega a casi 20000 partes por millón (ppm).

2.2.3. Contaminación atmosférica

La mayor parte de aceite lubricante usado es utilizado como combustible auxiliar. Dependiendo del diseño, se pueden tener hornos especializados con sistemas de tratamiento de gases (10). Lastimosamente, la combustión es llevada a cabo, en la mayoría de los casos, en instalaciones sin el tratamiento adecuado para evitar el escape de gases como dioxinas clorinados. El ejemplo más común es la quema de aceites en las cementeras (29; 24; 30).

El calor de combustión de aceites usados se encuentra alrededor de 52 kJ/kg, que es similar a los productos derivados del petróleo, pero mucho menos costoso. Sin embargo, para asegurarnos que los materiales peligrosos sean completamente incinerados, se necesitan temperaturas muy altas, mayores a 2000 °C (24).

El proceso también tiene ventajas económicas, ya que los metales son absorbidos en la estructura del cemento, mejorando su resistencia. Sin embargo, la mayor parte de metales no son absorbidos en el medio, y las doxinas, furanos y sulfuros no son debidamente tratados en el proceso (24).

Investigaciones de toxicidad realizadas en ratones vinculan directamente los gases de combustión de aceite usado con la generación de tumores (29). Además, varias investigaciones de los efectos en la salud y toxicidad de combustibles fósiles, incluyendo aceites, están disponibles en varias fuentes (31; 32; 33; 22). Las cuales muestran claramente el grave efecto para el medio ambiente de los aceites usados, ya sea agua, suelo o aire.

Giannopoulos (24; 30) profundiza en el análisis y cuantificación de emisiones por la combustión de hidrocarburos con un énfasis especial en el análisis de la contaminación producida por las cementeras. Concluye también en la necesidad del tratamiento de los aceites antes de la combustión para disminuir la contaminación atmosférica y recomienda el reciclaje de estos aceites.

2.2.4. Contaminación de suelos

En la actualidad, un tercio del aceite lubricante se pierde durante su uso (microfugas en el motor). Dependiendo del tipo de motor, la fracción perdida en superficies y calles puede llegar a ser del 90% aunque comúnmente es del 50%, el resto del aceite es perdido en lugares

de desecho y a talleres mecánicos (10). El aceite permanece en estas superficies hasta ser lavado por la lluvia o removido por servicios municipales de limpieza.

Sin embargo, el aceite usado llega a corrientes subterráneas, ríos o lagos. Un estudio en Suiza muestra que el contenido de hidrocarburos en una calle de ciudad es de 10 mg/L en el agua sumidero en zonas urbanas (29). De la misma forma, estudios en Washington Lake, muestran que la concentración de hidrocarburos alifáticos es de 24 mg/L para zonas con alta densidad vehicular (10); esto genera un impacto directo en la vegetación y calidad de aguas subterráneas. Los hidrocarburos inhiben la capacidad de crecimiento bacteriano nativo por la concentración de metales pesados y otras toxinas (10). Además, el petróleo llena los poros entre las partículas, disminuyendo el acceso al oxígeno de las bacterias. Este proceso promueve colonias anaerobias; sin embargo, el ciclo del nitrógeno se auto regula manteniéndose intacto (10).

2.2.5. Contaminación de agua

La contaminación de agua por aceites usados es quizás la forma más grave de contaminación ambiental. El derrame accidental o intencionado en agua produce la formación de una capa que bloquea la luz solar, inhibiendo la fotosíntesis y evitando la absorción de oxígeno. De esta forma, los sistemas microbianos que dependen del oxígeno fallecen (29; 3).

Al igual que en la contaminación de suelos, el primer efecto de la contaminación de aceites es el cambio de las comunidades de microorganismos. Esto afecta de manera especial a las larvas presentes en el medio porque son altamente vulnerables. Además, las sustancias contenidas en el aceite, especialmente los metales pesados, se acumulan en el plancton, que es la base de la cadena alimenticia de los peces, y que finalmente llega al ser humano, produciendo problemas de salud por la acumulación de toxinas en el cuerpo (29).

Los micro-organismos acuáticos no son tan eficientes en la biodegradación de hidrocarburos; por esto se destruye la mayor cantidad de micro-organismos y macro-organismos existentes (29; 10). Bajas concentraciones de aceite promueven el crecimiento de microalgas a costa de disminuir la actividad del fitoplancton.

Varias investigaciones, como los análisis realizados en Italia y Uganda. (34; 23; 10), han demostrado que el aceite usado es uno de los alérgicos causantes de mutaciones importantes.

2.3. Métodos de reciclaje y reutilización del aceite usado

2.3.1. Métodos existentes de reciclaje

Tomando en cuenta el significativo impacto ambiental de los aceites usados, es fundamental el desarrollo de métodos que permitan, no solo la disminución de su efecto, sino su reciclaje y reutilización, tomando en cuenta el alto poder calorífico existente en el aceite.

Existen varios métodos de reciclaje. Primero tenemos el filtrado, método por el cual son removidas las impurezas del aceite y es nuevamente comercializado en el mercado como aceite base. El filtrado de aceite es muy común en zonas remotas donde no puede ser distribuido aceite lubricante fácilmente (11).

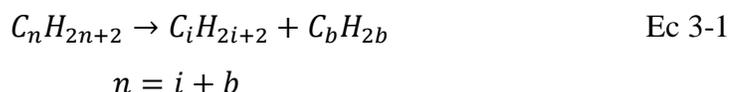
Sin embargo, el filtrado de aceite en la industria no es muy común por el alto costo de remover y tratar los residuos presentes en el aceite. Un aceite usado tiene una alta viscosidad, por lo que es necesario calentarlo previamente, y luego utilizar sistemas de centrifugación, arenas, o mallas porosas. Adicionalmente, los residuos sólidos obtenidos son altamente contaminantes por la presencia de hidrocarburos y metales pesados extraídos del aceite (4; 35).

El segundo método más común de reciclaje de aceite es su utilización como combustible. Como se explicó al inicio de este capítulo, el aceite usado es utilizado en la industria para la producción de cemento por su alto poder calorífico. Esto evita la contaminación de aguas y suelos, sin embargo los gases y metales pesados eliminados al aire son altamente contaminantes.

2.3.2. Craqueo térmico

Al reutilizar el aceite usado, se busca transformarlo en materia prima y así obtener productos útiles para la industria, a la vez que se elimina el riesgo ambiental.

Es así que nace la opción del craqueo térmico, el cual consiste en transformar cadenas largas de hidrocarburos en varias cadenas pequeñas que pueden ser utilizadas como combustible. El proceso se realiza mediante la adición controlada de calor al sistema, este llega a la temperatura de reacción y da inicio el proceso de craqueo. En la Ec 3-1 podemos observar un esquema del proceso de craqueo de un hidrocarburo.



El presente estudio busca profundizar la reutilización de aceite usado por medio de craqueo térmico. El objetivo será la producción de combustibles a partir de craqueo térmico del aceite a altas temperaturas, las fracciones obtenidas son separadas en una columna de destilación según su peso molecular, y el producto final es filtrado para separar metales y otros contaminantes (36).

De esta forma no solo reutilizamos el aceite, sino a la vez separamos los agentes contaminantes presentes en el mismo. Esto facilita la separación de metales y precipitación mediante hidróxidos y carbonatos, y a la vez el tratamiento de estos residuos mediante degradación biológica (37)

El craqueo térmico transforma así al aceite en combustibles listos para su comercialización, aprovechando el poder calorífico presente en el aceites. Adicionalmente, es importante observar que evita la eliminación temprana a la atmósfera de los gases normalmente producidos por la quema de aceite en las cementeras.

2.3.3. *Conceptos generales del proceso de destilación.*

El proceso de destilación se define como la separación de varios componentes en una solución líquida, con base en el distinto punto de ebullición de cada componente de la mezcla. Cuando se suministra calor en un sistema, se eleva la temperatura de la solución hasta llegar al punto de ebullición, creando así una fase líquida y una fase de vapor con distintas concentraciones de producto (38).

Por lo tanto, la efectividad de un proceso de destilación dependerá de las diferencias de los puntos de ebullición en los compuestos a separarse. En general, el proceso de destilación es aplicado a soluciones en las que los compuestos son volátiles o la diferencia entre puntos de ebullición es alta.

Es importante resaltar en las diferencias entre destilación, evaporación y absorción; en la evaporación, uno de los compuestos en la mezcla no es volátil; por ejemplo, en la separación de sal y agua de mar. En el otro extremo está la absorción, en la cual un compuesto de la fase gaseosa es soluble en la fase líquida, esto se puede observar en la absorción del amoníaco en agua. En el caso de la destilación, todos los componentes se encuentran distribuidos en ambas fases (38).

Uno de los métodos más usados para destilación de múltiples componentes es conocido como *destilación por etapas*, ya que el proceso de destilación se realiza en varios pasos. Generalmente se realiza en una columna en la cual tenemos un fase líquida que baja y vapor que fluye de manera ascendente. Tanto en el líquido como en el vapor se puede encontrar la fracción que se desea separar (38).

Dentro de la columna tenemos *platos* en los cuales los dos flujos interaccionan mezclándose hasta llegar al equilibrio y logrando la separación. El vapor sube a la siguiente etapa mientras el líquido baja, así, a medida que aumenta el número de etapas la separación es mucho más efectiva.

En el momento de diseñar una columna de destilación, es importante analizar varios factores como el diámetro y alto de la columna, conexiones con los destiladores, etc. Sin embargo, se comienza con el análisis de las *placas o relleno* en el interior de la columna, este factor es quizás el más importante, porque aquí ocurre la interface (38).

2.3.4. Columna de platos

Como su nombre lo indica, este tipo de columnas cuenta con varias secciones o platos; en cada una de estas secciones las fases llegan a un equilibrio, optimizando así la destilación del compuesto. Existen varios tipos de platos los cuales se presentan a continuación.

Platos perforados: Consisten en una placa plana perforada con orificios de diámetro y distribución constante. Es el sistema más simple de diseño, y dependiendo de la aplicación, los

orificios tienen un diámetro de 3 a 12 mm, como se puede observar en la Figura 2-1. El líquido se mantiene en la superficie de la placa por la fuerza cinética del vapor ascendente.

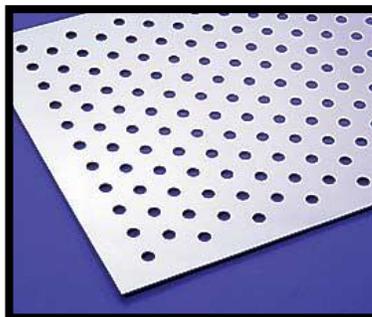


Figura 2-1: Plato perforado (39)

Placas de válvula: Consisten en una modificación del diseño anterior, mediante la integración de una pequeña válvula que regula el paso del vapor-líquido entre las placas (38). Las válvulas son levantadas por la presión del vapor ascendente, creando un área de intercambio horizontal entre el líquido-vapor, que trabaja mejor que en los platos perforados. En la Figura 2-2 se presentan ejemplos de placas con válvulas.



Figura 2-2: Placa de válvula (40)

Platos de burbujeo: En las placas con tapas de burbujeo el vapor se levanta a través de una abertura en la placa, para volver a bajar a través de pequeños orificios en la periferia de cada tapa, burbujeando en el líquido que se encuentra sobre la placa. Este diseño es uno de los más antiguos y de mayor costo, por su diseño y construcción (38). Son ampliamente utilizadas en sistemas con flujos de líquido pequeños y permiten regular, mediante válvulas, el flujo para cargas de vapor variable. En la siguiente Figura 2-3 se observan las placas en detalle:



Figura 2-3: Placa de burbujeo (39)

2.3.5. *Columna de relleno*

Las columnas de relleno son ampliamente utilizadas en la industria, particularmente en el desarrollo de productos químicos especializados. A diferencia de las columnas de platos, este tipo de columnas cuentan con un relleno continuo a lo largo de la misma y la altura neta de la columna es mayor que la de una columna de platos. El líquido se propaga por la superficie del relleno, aumentando el área superficial de la interface.

El tipo de relleno en el interior de la columna puede ser *relleno estructurado*, o *relleno con anillos*. Las columnas de relleno permiten un mejor intercambio entre la fase de vapor y la fase líquida. En la Figura 2-4 se pueden ver ejemplos de los distintos tipos de rellenos.



Figura 2-4: a) Placa de relleno estructurado (41) y b) Anillos de relleno (42)

Una de las desventajas de las columnas de relleno es debe realizarse un mantenimiento continuo, para evitar la formación de canales que impiden la interacción con todo el relleno. También se debe verificar constantemente el estado de los anillos de relleno, ya que se pueden desgastar rápidamente.

2.3.6. Descripción del funcionamiento de una columna de destilación

Una vez que se han descrito los componentes de una columna de destilación, se procede a explicar, en detalle, el funcionamiento de la misma. La Figura 2-5 incluye un diagrama para una columna de destilación con reflujo.

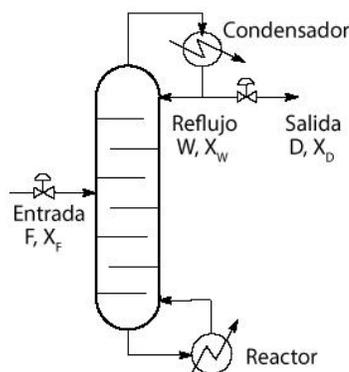


Figura 2-5: Diagrama de una columna de destilación

En la sección superior tenemos la sección de rectificación y en la parte inferior tenemos la sección de agotamiento. El flujo ingresa aproximadamente en el medio de la columna. Existe un flujo de vapor ascendente en el sistema y un flujo de líquido descendente. En cada etapa se alcanza un nuevo equilibrio, y a medida que asciende a lo largo de la columna, la concentración del compuesto más volátil aumenta en la fase de vapor.

El vapor a la salida del sistema es condensado y bombeado nuevamente al sistema como *reflujo*. Con un análisis similar al anterior, se baja de etapas; la concentración del compuesto menos volátil aumenta en la fase líquida. En la parte final existe un caldero que calienta el líquido, transformándolo nuevamente en vapor para que vuelve a subir por la columna (29).

De esta forma, una fracción es recuperada en la parte superior e inferior de la columna, mientras una fracción es devuelta al sistema.

2.3.7. *Determinación de Platos Teóricos Método McCabe – Thiele*

La elaboración del diagrama de equilibrio es uno de los métodos más comunes para el diseño de columnas de destilación. El método de *McCabe-Thiele* permite determinar el número de etapas teóricas necesarias para la separación de una mezcla de dos componentes. Este sistema parte del análisis molar de los componentes en cada fase. El método asume que el flujo de vapor ascendente y el flujo de líquido descendente llegan a un equilibrio en cada etapa y, de esta forma, se tiene un flujo equimolar a lo largo de la columna (38).

El método *McCabe-Thiele* consiste en una determinación gráfica de las etapas o platos necesarias para realizar la destilación. Para esto se utiliza la curva de equilibrio entre fases, la relación entre los flujos molares de entrada y el reflujo en el interior de la columna.

Adicionalmente se realiza el balance de masa en la sección superior e inferior de la columna. Y también se determina el parámetro q , definido como la fracción molar de líquido en la alimentación de la columna. Las tres ecuaciones obtenidas se conocen como líneas operacionales y permiten determinar los platos teóricos necesarias.

Realizando un balance de masa de las tres secciones, en base a la Figura 2-5, se obtienen las tres ecuaciones que definen las líneas operacionales. Estas ecuaciones se incluyen en la Tabla 2-3.

Tabla 2-3: Ecuaciones de las líneas operacionales

Sección de Entrada (q)	$Y = \frac{q}{q-1}X - \frac{X_F}{q-1}$
Sección de Rectificación	$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1}X_n + \frac{X_D}{R+1}$
Sección de Agotamiento	$Y_{m+1} = \frac{L_m}{V_m+1}X_m - W \frac{X_w}{V_m+1}$

La sección de rectificación se encuentra en la parte superior, mientras que la de agotamiento en la sección inferior. Para la determinación del número de platos teóricos necesarios, hay que resolver las tres ecuaciones, encontrando el punto de equilibrio mediante el parámetro q . Encontrado este punto, se grafican las tres rectas, junto con la curva de equilibrio líquido-vapor presentada.

Un vez graficadas las ecuaciones de la columna, se procede a determinar los platos teóricos mediante el método gráfico de McCabe – Thiel. El método es simple y consiste en buscar los puntos de equilibrio para cada uno de los platos teóricos en el interior de la columna.

2.4. ***Situación en el Ecuador***

Actualmente en el Ecuador, la mayor parte de aceite usado es eliminado por las lubricadoras en botaderos o al sistema de alcantarillado, y una pequeña fracción que es recolectada se quema en las cementeras generando contaminación atmosférica.

Como una solución más efectiva a las normativas que indican la recolección y quema de aceites en las cementeras, el reciclaje por craqueo térmico permitiría, no sólo un mejor aprovechamiento de los aceites usados como combustibles, sino también un mejor manejo de los contaminantes presentes en el aceite.

El manejo de desechos y contaminantes derivados de aceites de petróleo es un grave problema en todas las sociedades por el creciente parque automotor y el uso en industrias de combustibles de petróleo. Este problema no está siendo tratado con la misma prioridad que se le da al tratamiento de contaminación durante las fases de producción y comercialización, a pesar de ser de un volumen comparable y mayormente distribuido a nivel global (11).

Los métodos de remediación son aún costosos, poco eficientes y son usados de forma muy limitada. Sin embargo, es imprescindible impulsar nuevos estudios y facilidades para el desarrollo de alternativas de remediación más óptimas. Estas nuevas soluciones deben ser enfocadas acorde a las realidades de cada medio, analizando los recursos existentes y las costumbres y aspectos socio-económicos de los pueblos en los que se las aplique (17).

La búsqueda de mecanismos de reutilización de aceites lubricantes usados, en particular el craqueo térmico, genera interesantes expectativas. Con un manejo adecuado,

definido y controlado del aceite lubricante usado se puede minimizar la contaminación primaria de suelos, aguas y atmósfera. Finalmente el reciclaje permite repotenciar el valor económico de estos desechos, obteniendo un menor volumen de residuos que son a su vez mucho más fáciles de manejar.

3. Diseño de la planta piloto

3.1. *Esquema general del proceso*

La planta piloto para la producción de diésel, cuenta con dos procesos principales: craqueo térmico y destilación. En el primer proceso, el aceite lubricante ingresa al reactor y mediante altas temperaturas se rompen las cadenas de hidrocarburos para producir diésel e hidrocarburos livianos. Estos pasan a la columna de destilación como residuos sólidos que son acumulados en un tanque especial en la base del reactor.

El proceso de destilación consiste en la separación de las diferentes fracciones de destilado. Y se busca obtener la máxima recuperación de diésel mediante reflujo. Para esto la planta cuenta con dos condensadores: el primero acumula y condensa los gases para reflujo. El segundo condensador es para recuperar el destilado para el proceso de filtrado

Para maximizar el proceso de destilación, entre los condensadores y la columna fueron diseñados intercambiadores de calor, que ayudan a mantener la interface líquido-gas, optimizando así el proceso de destilación. (14)

El diésel recuperado es almacenado para su posterior uso y los hidrocarburos livianos pueden ser utilizados como una fuente de energía para el mismo proceso, o pasan a ser combustionados en una llama piloto. Los residuos del proceso de destilación son acumulados para su posterior disposición.

El esquema general de la planta se puede observar en la Figura 3-1.

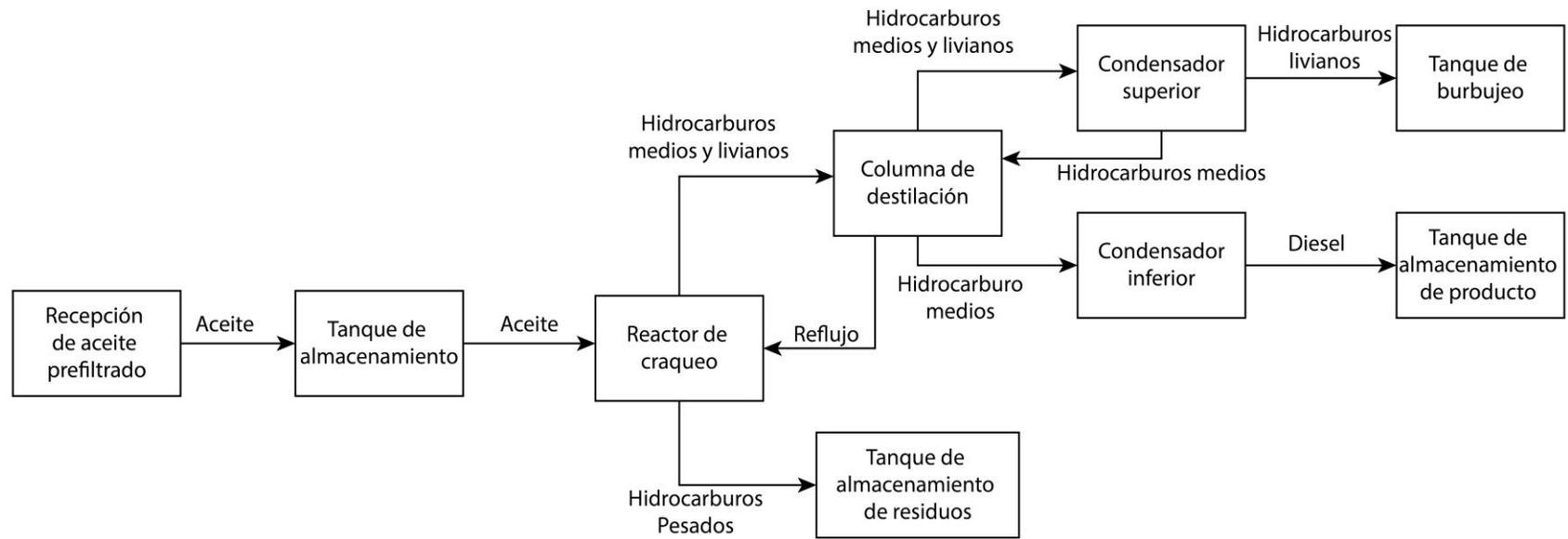
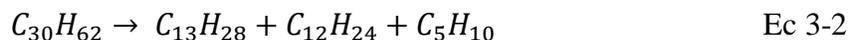


Figura 3-1: Diagrama de bloque proyecto CAP-FUEL

Para el diseño de la planta piloto es importante comenzar con la determinación de variables que incluyen el almacenamiento necesario de aceite prefiltrado, cantidad de producción, rendimiento, duración de procesos, entre otros. El primer paso consiste en elaborar el balance de masa, junto con el balance energético y así determinar la cinética de la reacción. La reacción simplificada del proceso está dada por la Ec 3-2 (12; 14):



Donde $C_{30}H_{62}$ representa el aceite, C_5H_{10} representa los productos livianos, y los compuestos C_{13} y C_{12} son los productos deseados. La reacción global tiene la forma representada en la Ec 3-3.



Ya que la diferencia de las variables termodinámicas entre C_5H_{10} y C_5H_{12} es mínima, todos los cálculos se realizaron utilizando la información que corresponde al pentan (C_5H_{12}). A continuación se puede encontrar el análisis en detalle de la planta piloto.

3.1.1. *Parámetros físico-químicos de los productos y reactivos.*

La planta piloto cuenta con un diseño *semi-batch* para la producción de diésel, ya que permite el ingreso de aceite aún cuando el reactor se encuentra en operación. Sin embargo, para realizar el balance de masa analizaremos el flujo de masa en cada uno de los equipos de la planta durante un proceso *batch*.

Para el cálculo energético es necesario conocer las características físicas y termodinámicas de los compuestos presentes en el reactor. En la

Tabla **3-1** se presentan los pesos moleculares, densidad, temperatura de ebullición, fusión y entalpía, para los hidrocarburos $C_{30}H_{62}$, $C_{13}H_{28}$, $C_{12}H_{24}$ y C_5H_{12} ; los cuales son representativos para el aceite quemado, el producido liviano y el producto intermedio (27).

Tabla 3-1: Propiedades físicas y termodinámicas de los principales hidrocarburos para el proceso (36)

	Masa Molar (g/mol)	Densidad (ρ) (kg/m ³)	T. ebullición (°C)	T. fusión (°C)	Entalpia formación a 25 °C (J/kmol)
$C_{30}H_{62}$	422.80	885	449.7	65.8	-
$C_{13}H_{28}$	184.35	756	234	-5.00	-3.12E+08
$C_{12}H_{26}$	168.31	750	216.2	-9.60	-2.91E+08
C_5H_{12}	70.13	612	36.1	-129.8	-2.13E+07

En las Tablas 3-2 a 3-4 se presentan los parámetros C_1 a C_5 para calcular las capacidades caloríficas en función de la temperatura, para los compuestos de interés. La Tabla 3-2 permite determinar la capacidad calorífica de los compuestos en fase líquida de acuerdo a la ecuación Ec 3-4.

$$C_p = C_1 + C_2 \cdot T + C_3 \cdot T^2 + C_4 \cdot T^3 + C_5 \cdot T^6 \quad \text{Ec 3 - 4}$$

De manera similar, la Tabla 3-3 permite determinar las capacidades caloríficas en función de la temperatura, para los compuestos en fase gaseosa según la ecuación Ec 3-5.

$$C_p = C_1 + C_2 \left[\frac{C_3}{T} / \sinh\left(\frac{C_3}{T}\right) \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5}{T} / \sinh\left(\frac{C_5}{T}\right) \right]^2 \quad \text{Eq 3 - 5}$$

La Tabla 3-4 muestra el la relación entre el calor de vaporización y la temperatura para cada uno de los hidrocarburos en estudio según la ecuación Ec 3-6.

$$\Delta H_{vap} = C_1 \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right) \left[C_2 + C_3 \frac{T}{T_c} + C_4 \cdot \left(\frac{T}{T_c}\right)^2 \right] \quad \text{Eq 3 - 6}$$

La variable T_c es la temperatura crítica del hidrocarburo, y representa la temperatura límite sobre la cual un gas no es miscible. Adicionalmente en cada tabla se especifican los rangos de temperatura en los cuales es válida cada ecuación.

Tabla 3-2: Capacidades Caloríficas de Líquidos (36)

Capacidad Calorífica de Líquidos (J/kmol K)									
$C_p = C_1 + C_2 \cdot T + C_3 \cdot T^2 + C_4 \cdot T^3 + C_5 \cdot T^6$									
Ec 3-4									
	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	Tmin (K)	Cp a Tmin	Tmax (K)	Cp a Tmax
$C_{13}H_{28}$	3.50E+05	-1.05E+02	1.0022	0	0	267.76	3.94E+05	508.62	5.56E+05
$C_{12}H_{26}$	5.08E+05	-1.37E+03	3.1015	0	0	263.57	3.63E+05	330	3.94E+05
C_5H_{12}	1.55E+05	-4.26E+02	1.964	-1.80E-03	0	107.93	1.29E+05	310	1.58E+05

Tabla 3-3: Capacidades Caloríficas de Gases (36)

Capacidad Calorífica de gases (J/kmol K)									
$C_p = C_1 + C_2 \left[\frac{C_3}{T} / \sinh \left(\frac{C_3}{T} \right) \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5}{T} / \sinh \left(\frac{C_5}{T} \right) \right]^2$									
Ec 3-5									
	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5	Tmin (K)	Cp a Tmin	Tmax (K)	Cp a Tmax
$C_{13}H_{28}$	2.15E+05	7.30E+05	1.67E+03	5.00E+05	741.02	200	2.316E+05	1500	8.025E+05
$C_{12}H_{26}$	2.13E+05	6.63E+05	1.72E+03	4.52E+05	777.5	200	2.244E+05	1500	7.433E+05
C_5H_{12}	8.81E+04	3.01E+05	1.65E+03	1.89E+05	747.6	200	9.404E+04	1500	3.293E+05

Tabla 3-4: Calor de Vaporización (36)

Calor de Vaporización (J/kmol)									
$\Delta H_{vap} = C_1 \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c} \right) \left[C_2 + C_3 \frac{T}{T_c} + C_4 \left(\frac{T}{T_c} \right)^2 \right]$									
Ec 3-6									
	T_c (K)	C_1	C_2	C_3	C_4	Tmin (K)	ΔH_{vap} a Tmin	Tmax (K)	ΔH_{vap} a Tmax
$C_{13}H_{28}$	675	8.43E+07	0.426	0	0	267.76	6.802E+07	675	0
$C_{12}H_{26}$	658	7.73E+07	0.407	0	0	263.57	6.280E+07	658	0
C_5H_{12}	469.7	3.91E+07	0.387	0	0	143.42	3.397E+07	469.7	0

Los datos termodinámicos del aceite quemado $C_{30}H_{62}$, como entalpía de formación (ΔH_f) y las capacidades caloríficas (C_p), no se encuentran tabuladas en las diferentes fuentes consultadas (38; 43; 36). Por lo tanto se deben calcular estos valores en base a los datos encontrados en la bibliografía.

Para determinar la entalpía de formación se realiza una comparación entre los valores de entalpía de formación y el número de carbonos. En la Figura 3-2 se pueden observar estos valores (36).

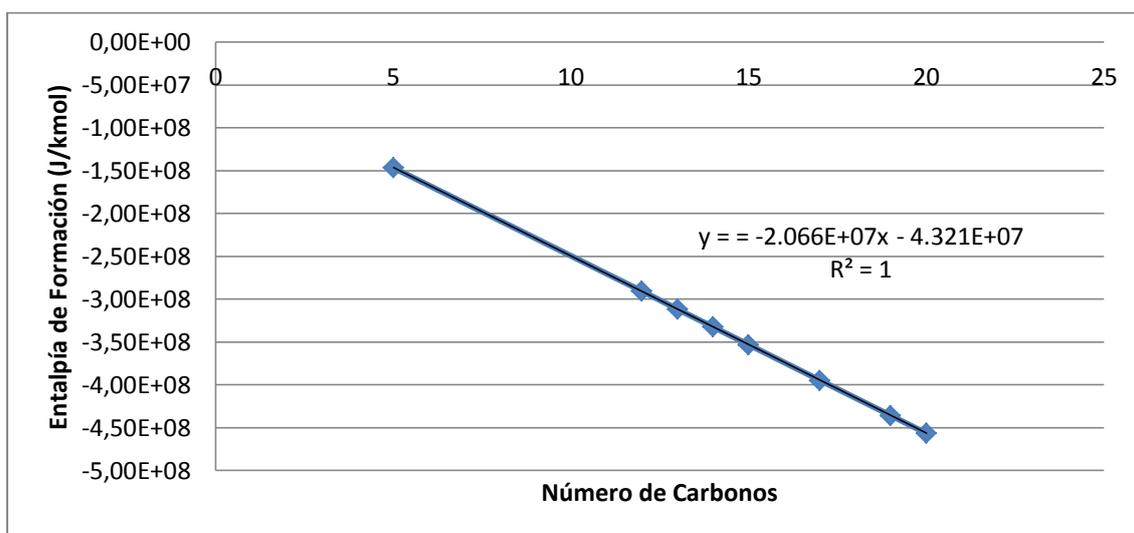


Figura 3-2: Calculo Entalpía de Formación $C_{30}H_{62}$

Mediante regresión lineal se obtiene la ecuación Ec 3-7 con una correlación de $R^2=1$. Por lo tanto, se observa una relación lineal entre el número de carbonos y la entalpía de formación.

$$y = -2.066E+07x - 4.321E+07 \quad \text{Ec 3-7}$$

Al resolver la ecuación para $x=30$, se determina la entalpía de formación del $C_{30}H_{62}$. En la Tabla 3-6 se encuentra un resumen de los valores para los hidrocarburos presentes en el proceso.

Tabla 3-5: Entalpía de formación para reactivos y productos

Entalpía de formación a 25 °C	
# de Carbonos	J/kmol
C5H12	-2,13E+07
C12H26	-2,91E+08
C13H28	-3,12E+08
C30H12	-6,66E+08

3.1.2. Parámetros de diseño

Los parámetros de diseño son la base para realizar el dimensionamiento del reactor de craqueo y la columna de destilación. En la Tabla 3-6 se presentan los requerimientos de la planta piloto, junto con los parámetros principales determinados con la información previamente presentada.

Tabla 3-6: Parámetros principales para el diseño.

DATOS GENERALES			
REACCIÓN:	A -----> B + C + D ----> 2P + D		
Descripción	Simbología	Cantidad	Unidades
Masa molar aceite usado: (C₃₀H₆₂)	M_A	422.80	kg/kmol
Masa molar producto (Promedio C₁₃H₂₈ y C₁₂H₂₆)	M_P	176.16	kg/kmol
Densidad entrada (C₃₀H₆₂) @ 25 °C	ρ_A	855	kg/m ³
Densidad de mezcla reactiva @ 25 °C (C₃₀H₆₂ , C₁₃H₂₈ y C₁₂H₂₆)	ρ_P	758.5	kg/m ³
Producción esperada	m_P	75	kg/día
Moles de producto esperado	n_P	0.426	kmol/día

En el flujo de calor del reactor existen dos etapas que se pueden diferenciar: Energía para calentar los reactivos a 335 °C, y energía para realizar el proceso de craqueo a esta temperatura. La suma de los dos valores dará el flujo de calor total que debe ser administrado al interior del reactor. De la termodinámica, se conoce que la entalpía es una función de estado, cuyo valor será el mismo para una presión y temperatura definidas. Por

lo tanto, se puede utilizar la primera ley de la termodinámica para el cálculo de la entalpía de reacción a 335 °C.

Para calcular la entalpía a 335 °C se debe proceder en tres pasos. Primero calcular el calor que libera el aceite al bajar de 335°C hasta 25 °C, luego se determina la entalpía de la reacción a temperatura estándar, y finalmente se calcula el calor para elevar la temperatura de los productos hasta 335 °C.

El calor liberado por los reactivos, $C_{30}H_{62}$, al pasar de 335°C a 25 °C, puede ser determinado mediante la ecuación Ec 3-8.

$$Q = \int C_p \cdot dT \quad \text{Eq 3 - 8}$$

Donde C_p es la capacidad calorífica [J/kmol K] y se integra con respecto a la temperatura final e inicial. Sin embargo, no existe información de C_p para el aceite usado, $C_{30}H_{62}$ en la literatura consultada (36; 38; 20).

Inicialmente, se intentó obtener regresiones que predijeran los valores de C_p . Sin embargo, los intentos fueron infructuosos, ya que C_p es altamente dependiente de la temperatura.

Ventajosamente, luego de diferentes análisis de prueba y error, se observó que la energía que es absorbida desde 25 °C hasta el punto de ebullición, para diferentes hidrocarburos, muestra una tendencia lineal. Utilizando la **Tabla 3-2** se puede calcular la energía desde el estado líquido hasta el punto de ebullición utilizando el método de regresión lineal. Integrando la Ec 3-4 se obtiene la siguiente expresión:

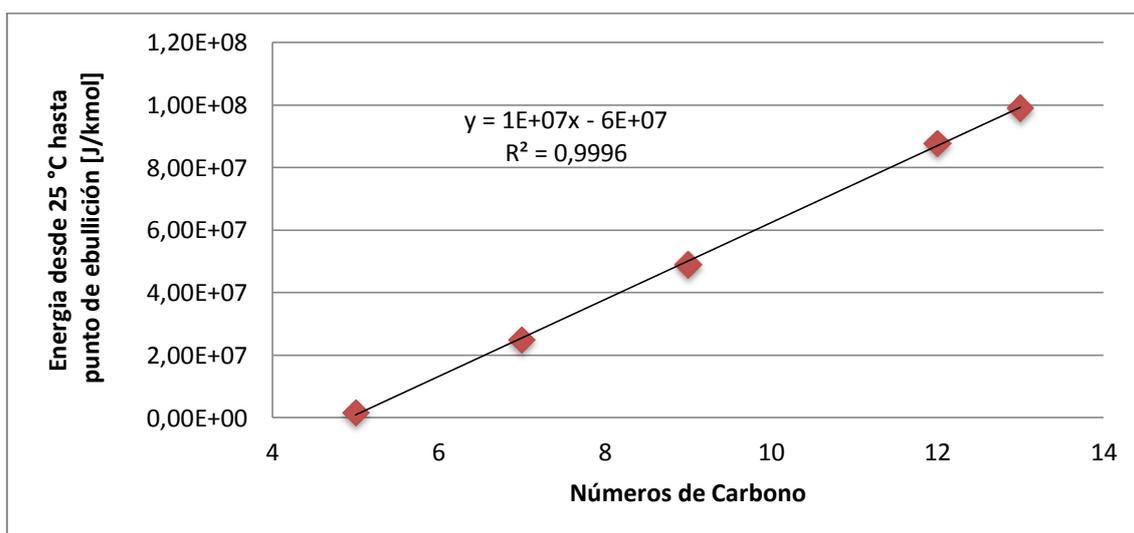
$$\int_{298 K}^{T_{ebull.}} C_p \cdot dt = C_1 \cdot T + 0.5 \cdot C_2 \cdot T^2 + \frac{1}{3} \cdot C_3 \cdot T^3 + \frac{1}{4} \cdot C_4 \cdot T^4 + \frac{1}{5} \cdot C_5 \cdot T^5 \quad \text{Ec 3 - 9}$$

Donde T representa la temperatura en K, y los coeficientes pueden ser encontrados en la **Tabla 3-2**. Resolviendo la ecuación para diferentes cadenas de hidrocarburos, se tiene los siguientes valores presentados en la Tabla 3-7.

Tabla 3-7: Energía necesaria para llegar a temperatura de ebullición.

# de Carbonos	$\int Cp dt$ [J/kmol]	T ebul [°C]
5	1.73E+06	36.1
12	8.78E+07	216.2
13	9.91E+07	234.0
Sumatoria	1.89E+08	

Como se puede observar, la Tabla 3-7 no contiene la información relacionada al $C_{30}H_{62}$, ya que las fuentes consultadas no se encuentra tabulada la información de hidrocarburos tan grandes (36; 20; 38). Sin embargo, se encuentra que existe una relación lineal entre el número de carbonos y la energía necesaria para llegar al punto de ebullición. Graficando estos datos se obtiene la Figura 3-3.

**Figura 3-3:** Número carbonos vs energía necesaria para alcanzar punto de ebullición

Mediante regresión lineal se obtiene la siguiente ecuación con una alta correlación de $R > 0.99$, y obtenemos la ecuación Ec 3-10.

$$y = 1.222E+07x - 5.929E+07 \quad \text{Eq 3-10}$$

Esta ecuación permite estimar el calor absorbido, o liberado, por el aceite entre su punto de ebullición (449.7 °C) y la temperatura ambiente (25 °C). Sin embargo la temperatura de reacción es tan sólo 335 °C, esto equivale al 73% del calor total liberado hasta la temperatura de ebullición.

Por lo tanto, reemplazando en la ecuación para el $C_{30}H_{62}$ y multiplicando por el porcentaje, tenemos la energía total liberada por el $C_{30}H_{62}$ entre 335 °C y 25 °C . El valor obtenido es $-2.24E+08\text{ J/kmol}$. El signo negativo representa el calor que sale del sistema al bajar la temperatura.

El segundo paso consiste en analizar el calor requerido por los productos, los cuales van desde estado líquido a 25 °C hasta la temperatura final de 335 °C en estado gaseoso. Este análisis se lo debe realizar en tres etapas.

1. Se calcula el calor necesario para calentar los productos a 25 °C en estado líquido hasta su temperatura de ebullición.
2. Se calcula el calor necesario para evaporar los líquidos.
3. Se calcula el calor necesario para calentar el vapor hasta 335 °C .

La primera etapa del cálculo de calor requerido de los productos líquidos hasta llegar al punto de ebullición, ya se realizó en el análisis anterior y los resultados se encuentran en la Tabla 3-8. Como se puede observar, la energía total necesaria es de $1.89E+08\text{ J/kmol}$ y tiene signo positivo. Esto se debe a que representa el calor que absorben los productos para llegar al punto de ebullición.

La segunda etapa analiza el cambio de fase líquida a gaseosa cuando los productos llegan al punto de ebullición. El calor necesario para cambiar de fase es conocido como calor de vaporización, y es determinado reemplazando la temperatura de ebullición en la Ec 3-6, ya presentada anteriormente.

$$\Delta H_{vap} = C_1 \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right) \left[C_2 + C_3 \frac{T}{T_c} + C_4 \left(\frac{T}{T_c}\right)^2 \right] \quad \text{Ec 3 - 6}$$

Donde T representa la temperatura de ebullición en K, T_c representa la temperatura crítica, y los coeficientes pueden ser obtenidos de la Tabla 3-4. La temperatura crítica es obtenida del Manual de Perry (36), y resolviendo se obtiene los resultados de la Tabla 3-8.

Tabla 3-8: Calor de vaporización de productos a su temperatura de ebullición.

ΔH_{vap} , T. Ebullición y T. Crítica			
	Temperatura de ebullición [K]	T_c [K]	Entalpía de Vaporización ΔH_V [J/kmol]
C_5H_{12}	309.25	469.7	4.67E+07
$C_{12}H_{26}$	489.35	658	4.45E+07

C₁₃H₂₈	513.15	675	2.58E+07
Sumatoria			1.17E+08

Finalmente, en la tercera etapa los productos se encuentran en estado gaseoso, y se determina la energía necesaria para alcanzar 335 °C. La Tabla 3-3 contiene la información que permite el cálculo del calor específico al reemplazar en la Ec 3-4, por lo tanto al integrar hasta 335 °C (628 K), se tiene la ecuación Ec 3-11.

$$\int_{T_{eb}}^{628^{\circ}\text{K}} C_p \cdot dt = \int_{T_{eb}}^{628^{\circ}\text{K}} C_1 + C_2 \left[\frac{C_3}{T} / \sinh \left(\frac{C_3}{T} \right) \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5}{T} / \sinh \left(\frac{C_5}{T} \right) \right]^2$$

Ec 3-11

Resolviendo la ecuación mediante el software matemático Matlab, en la Tabla 3-9 se obtiene el calor que absorben los productos en estado gaseoso.

Tabla 3-9: Calor para elevar productos gaseosos desde T_{eb} hasta 335 °C.

ΔEnergía de gases para alcanzar 335 °C		
	Cp Promedio (J/ kmol °K)	∫Cp dt (J/kmol)
C₅H₁₂	1.96E+05	5.85E+07
C₁₂H₂₆	4.51E+05	5.36E+07
C₁₃H₂₈	4.84E+05	4.89E+07
Sumatoria		1.61E+08

El último paso para el cálculo de energías consiste en el cálculo de la entalpía de la reacción en condiciones estándar, 25 °C y una atmósfera de presión. Por la primera ley de la termodinámica, se conoce que la entalpía de reacción al ser una función de estado puede ser calculada mediante la Eq 3-10:

$$\Delta H = \sum \Delta H_f \text{ productos} - \Delta H_f \text{ reactivos} \quad \text{Ec 3 - 12}$$

Utilizando las entalpías de formación de la **Tabla 3-5**, se encuentra que la entalpía de la reacción estándar es 4.25E+07 J/kmol. Una vez obtenidos todos los valores de energía para cada uno de las etapas en la reacción, se puede encontrar la entalpía de la

reacción a 335 °C. El único proceso exotérmico es la pérdida inicial de calor por parte del aceite, todos los otros procesos reciben energía.

En la Tabla 3-10 se presentan los diferentes valores energéticos calculados. La suma de los mismos, representa la entalpía de la reacción a 335 °C.

Tabla 3-10: Resumen de valores energéticos

Cálculo de Entalpía a 335 °C			(J/kmol)
Reactivos	Calor liberado $C_{30}H_{62}$ de 335 °C a 25 °C		-2.24E+08
	Entalpía de la reacción a 25°C		4,25E+07
	Calor líquidos hasta T. ebullición		1.89E+08
Productos	Entalpía de vaporización		1.17E+08
	Calor gases hasta 335 °C		1.61E+08
	Sumatoria (ΔH_{rxn} 335 °C)		5.09E+08

Una vez definidos los parámetros energéticos para el diseño de la planta piloto, se procede a analizar la cinética de la reacción. Estos datos permiten determinar el balance de masa de la planta.

3.1.3. Datos cinéticos

Las características cinéticas del proceso fueron obtenidas en experimentos realizados por el Laboratorio de Desarrollo de Energías Alternativas en las instalaciones del Beaterio-EP Petroecuador. Los resultados pueden ser encontrados en las tesis de Savina Benedik (13) y Diana Vargas (14); y los encontramos resumidos en la Tabla 3-11

Tabla 3-11: Datos cinéticos para la reacción de craqueo térmico

Datos Cinéticos			
$A \rightarrow 2P + D$			
Simbología	Descripción	Valor	Unidad
k	Constante cinética	7.70E-3	1/min
n	Orden de reacción	1	-
Trxn	Temperatura de reacción	335	°C
X_A	Conversión	92	%
To	Temperatura inicial	25	°C

Estos datos permiten determinar la cantidad de aceite necesaria para obtener los 75 kg /día de diésel esperados. Para una ecuación de primer orden, el grado de avance está dado por:

$$\frac{n_{A0} - n_A}{v_A} = \frac{n_{P0} - n_P}{v_P}$$

Y ya que la ecuación tiene la forma $A \rightarrow 2P + D$, resolviendo se tiene:

$$n_A - n_{A0} = -\frac{n_P}{2}$$

Por la definición de conversión:

$$X_A = \frac{n_{A0} - n_A}{n_{A0}}$$

Finalmente, reemplazando en la ecuación anterior la definición de X_A :

$$n_{A0} = \frac{n_P}{2X_A} \quad Ec 3 - 13$$

Donde n_A y n_P representan la cantidad de moles de reactivos y productos respectivamente. En la Tabla 3-6 se encuentran las moles de productos, por lo tanto, resolviendo la ecuación se tiene la cantidad de materia prima.

Tabla 3-12: Características de aceite usado para operación batch

REACCIÓN: $A \rightarrow 2P + D$			
Descripción	Simbología	Cantidad	Unidades
Moles de reactivo :	n_A	0.232	kmol/día
Masa molar aceite usado:	M_A	422.80	kg/kmol
Cantidad de aceite usado por ciclo	m_A	97.73	kg/día
Volumen de aceite por ciclo	V_{Rxn}	110.4	L

El volumen de aceite es importante, ya que permite dimensionar el reactor de craqueo de la planta piloto y, adicionalmente, realizar el balance de masa.

Antes de proceder al balance de masa en detalle de la planta piloto, es necesario determinar la cantidad específica de diésel, hidrocarburos livianos y residuos producidos. Investigaciones anteriores (14; 13; 12) determinaron las fracciones obtenidas en el proceso de craqueo como se puede observar en la Figura 3-4

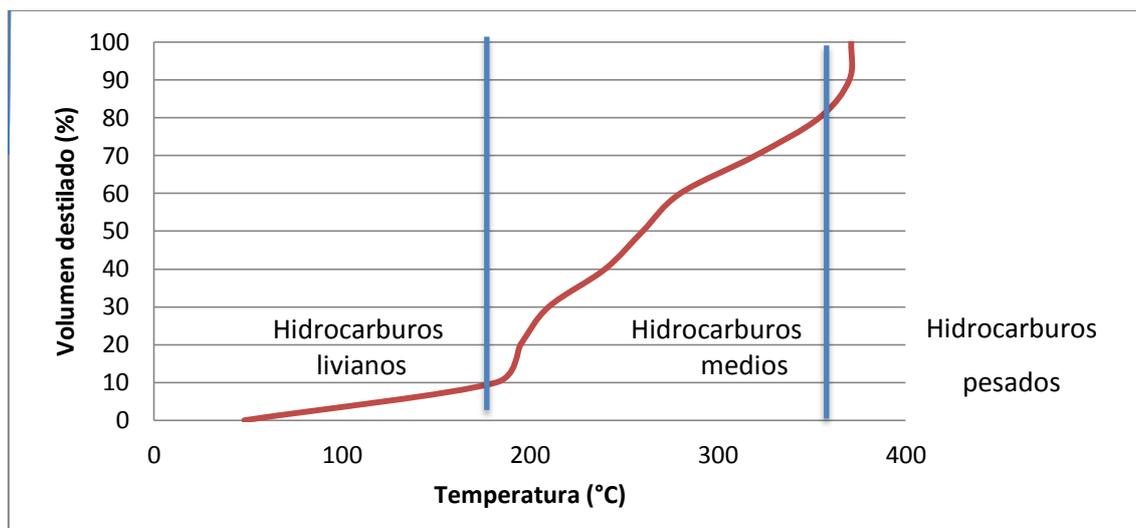


Figura 3-4: Volumen Destilado vs. Temperatura (7)

En la Figura 3-4 se presentan las fracciones de los distintos productos obtenidos en el proceso de craqueo. Se consideran hidrocarburos livianos aquellas fracciones que tienen un punto de ebullición menor a 180 °C; diésel a aquellos con temperatura de ebullición entre 180 °C – 335 °C; y las fracciones pesadas son aquellas con punto de ebullición superior a 335 °C (44).

También es importante notar que durante el proceso existe tan sólo una pequeña fracción corresponde a hidrocarburos livianos y pesados, mientras la mayor cantidad de producto la encontramos en hidrocarburos medios.

Para determinar las fracciones de producto en la planta piloto, analizamos la estequiometría de la reacción de craqueo Ec 3-2, y el rendimiento que se muestra en la Tabla 3-11. Así obtenemos las fracciones de producto esperadas que se encuentran en la Tabla 3-13.

Tabla 3-13: Fracciones obtenidas en el proceso de craqueo

Tipo de Fracción	Resultados del proceso de craqueo
Hidrocarburos livianos	15.24 %
Hidrocarburos medios (diésel)	76.75 %
Hidrocarburos pesados	8.01 %

3.1.4. *Balance de masa*

Una vez definidos los parámetros de diseño del reactor, y tomando en cuenta la conversión de la reacción, se realiza el diseño general del proceso. Este inicia con el calentamiento del aceite para su craqueo, las fracciones craqueadas pasan a la columna de destilación donde son separadas a fracciones livianas y medias. Los hidrocarburos pesados, el coque y los residuos serán recolectados en un reservorio especial en la parte inferior del reactor.

En la sección superior se encuentra la salida de la fracción liviana y el sistema de recirculación, mientras que en la sección inferior se recupera todo el destilado. Se debe recordar que a partir del aceite usado se recolecta un 77% de combustibles livianos, 8% de residuos pesados y 15% de hidrocarburos livianos como se observa en la Tabla 3-13. En la Figura 3-5, se puede observar el diagrama de la planta con cada uno de los flujos para el proceso, y en la Tabla 3-14 se observa el balance de masa de la planta.

La Figura 3-5 resume el proceso de craqueo del aceite usado en la planta piloto. En la parte inferior de la tabla se encuentra el ingreso másico total para cada sección, y al lado derecho está la salida total de masa de cada sección. Por ejemplo, se puede observar que en el reactor de craqueo ingresan 97.73 kg desde el tanque de almacenamiento de aceite usado. El reactor, a su vez, envía 89.91 kg a la columna de destilación, así como 7.82 kg al tanque de residuos, lo que da una suma de 97.73 kg, equivalente al flujo inicial.

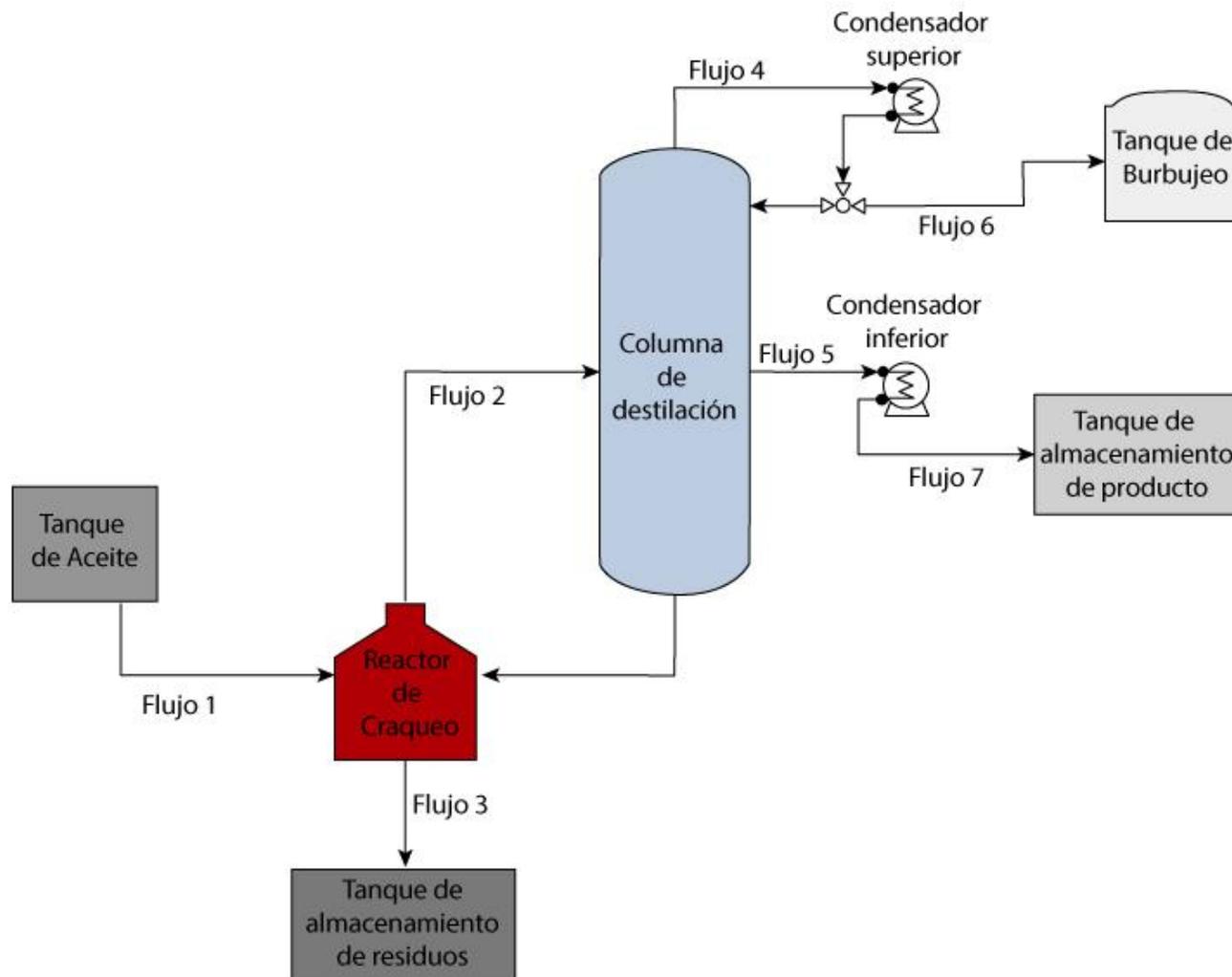


Figura 3-5: Diagrama de planta piloto

Tabla 3-14: Balance de masa por equipo

Flujo Másico de Entrada y Salida por Equipo (kg) y (%)									
Flujo	Entrada y Salida	Reactor de Craqueo	Columna de Destilación	Condensador Superior	Condensador Inferior	Reservorio Residuos	Tanque Recolección Productos	Tanque de Burbujeo	TOTAL SALIDA
1	Tanque de almac. aceite usado	97.73 (100%)	-	-	-	-	-	-	
2 - 3	Reactor de Craqueo	-	89.91 (92 %)	-	-	7.82 (8%)	-	-	97.73 (100%)
4 - 5	Columna de Destilación	-	-	14.89 (15%)	75.00 (77%)	-	-	-	89.89 (92%)
6	Condensador superior	-	-	-	-	-	-	14.89 (15%)	10.86 (15%)
7	Condensador Inferior	-	-	-	-	-	75.00 (77%)	-	75.0 (84%)
TOTAL ENTRADA		97.73 (100%)	89.91 (92 %)	14.89 (15%)	75.00 (77%)	7.82 (8%)	75.00 (77%)	14.89 (15%)	

3.2. **Diseño de los tanques para almacenamiento de materia prima y tanque pulmón**

En el capítulo anterior se menciona que el aceite usado contiene una alta cantidad de impurezas y residuos sólidos en su interior. En los procesos de purificación y reutilización del aceite usado es primordial eliminar las partículas sólidas en el primer paso, evitando así la acumulación de residuos en la maquinaria. El coque se encuentra en grandes cantidades en el aceite usado, dándole aquel color negro característico.

Por esta razón, es importante realizar un pre filtrado del aceite usado que ingresa al reactor. El tanque de recepción de aceites consiste en un recipiente de plástico con tapa. No son necesarias características especiales ya que el aceite no es corrosivo.

Para evitar rellenar el tanque varias veces y lograr estabilizar la planta piloto con el ingreso semi-continuo de aceite, el tanque debe tener al menos 3 veces la capacidad para ejecutar un proceso *batch* de la planta.

En el balance de masa se determina que el volumen de reacción ocupa un volumen de 110 litros (Tabla 3-12). El tanque de almacenamiento es diseñado para almacenar al menos cuatro veces esta cantidad, y para fácil manejo se determina una altura de 1.5 metros. En Plastigama se obtuvo un tanque de plástico con estas características, y cuyas dimensiones se encuentran en la Tabla 3-15.

Tabla 3-15: Dimensiones tanque de almacenamiento de aceite

Capacidad	500 litros
Altura	1.5 metros
Tipo de Material	Polietileno



Figura 3-6: Tanque de Almacenamiento (45)

Además del tanque de almacenamiento del aceite usado, se diseña un tanque pulmón en la parte superior del reactor de craqueo. Este depósito permite el ingreso del líquido por gravedad, y como sistema de seguridad cuenta con una válvula *check* para que ningún gas o líquido puedan regresar del tanque. El tanque pulmón es pequeño y cilíndrico, con un volumen de 15 litros, y sus dimensiones son de 25 cm de diámetro y 30 cm de altura.

3.3. ***Diseño del reactor de craqueo térmico***

Dentro del diseño de la planta de conversión de aceite usado en diésel sintético, el reactor de craqueo es el paso corazón del proceso. En el reactor las cadenas de aceite usado se rompen a altas temperaturas y producen el diésel junto con otros compuestos que serán posteriormente destilados.

Para el diseño del reactor de craqueo se considera la conversión y la cinética de la reacción para calcular el flujo másico dentro del reactor. Además se realiza un análisis a profundidad del flujo de calor necesario para la reacción. Estos datos incluyen entalpías de reacción, cálculo de capacidades caloríficas y entalpías de vaporización.

A partir de estos datos se procede al diseño del reactor, que incluye volumen, materiales de construcción, requerimientos energéticos, sistema de control y aislamiento para evitar pérdidas de calor. A continuación se presenta en detalle el diseño de cada etapa.

3.3.1. Craqueo térmico

Como ya se explicó en el capítulo anterior, el craqueo es un proceso químico en el cual se rompen enlaces de un compuesto, produciendo así compuestos livianos. El método de craqueo térmico fue desarrollado y patentado por Vladimir Shukhov en 1891 y consistía en la utilización de altas temperaturas para lograr el rompimiento de las moléculas (36; 46).

En el presente el craqueo térmico es ampliamente utilizados en las plantas de extracción de petróleo ya que permite la conversión de hidrocarburos pesados en combustibles, e incluso la obtención de subproductos como etileno. El craqueo del petróleo permite obtener de un barril de petróleo una cantidad dos veces mayor de combustibles que la extraída por simple destilación (44), además permite la obtención de gasolina de alto octanaje (47).

El craqueo puede ser realizado por medios físicos como temperatura, o por medios químicos como catalizadores. El proceso de craqueo en plantas industriales incluye la utilización de altas temperaturas, así como el uso de catalizadores que aumentan la eficiencia del proceso (36). Métodos más complejos incluyen lechos fluidizados, que aumentan la eficiencia al maximizar el contacto del catalizador con los reactivos (47; 46).

3.3.2. Determinación del volumen del reactor de craqueo

El reactor de craqueo es diseñado para una producción de diésel de 75 kg/día. Primero se determinaron las propiedades físicas y químicas de los reactivos y productos, así como las características cinéticas de la reacción. (Tabla 3-1, Tabla 3-11). Luego se procede a determinar los parámetros de diseño y se determina un volumen de reacción de 110 litros (Tabla 3-6, Tabla 3-11).

Posteriormente se procedió a determinar el volumen final del reactor. La reacción de craqueo genera productos livianos que a altas temperaturas se convertirán en gases. Por lo tanto, el reactor debe contar con un área adicional para que exista un equilibrio entre las fases y no se acumule presión.

Los cálculos de diseño se realiza para una relación gas y mezcla reactiva de 1:3, es decir 25% de gas liviano, así se observa en la Tabla 3-16.

Tabla 3-16: Cálculo de Volumen del Reactor de Craqueo

Descripción	Simbología	Cantidad	Unidades
Moles de reactivo	n_A	0.232	kmol/día
Flujo másico entrada	m_A	97.73	kg/día
Flujo volumétrico de aceite:	\dot{Q}_A	110	L/día
Moles producto	n_p	0.426	kmol/día
Flujo másico salida	m_p	75.00	kg/día
Flujo volumétrico del producto	\dot{Q}_p	99.60	L/día
Densidad mezcla Reactiva	ρ_P	758.5	kg/m ³
Volumen de reacción:	V_{rxn}	110	L
Factor de seguridad	-	20	%
Volumen cabezal de gas	V_{aire}	68.26	L
Volumen del Reactor	V_{Total}	204.73	L

Por lo tanto, el volumen de diseño del reactor es 200 litros. Todos los gases suben por la columna y salen finalmente por la llama piloto en la sección superior, para que no exista en ningún momento acumulación de presión en el interior del reactor.

3.3.3. Determinación de los requerimientos energéticos y potencia para la resistencia.

Para determinar los requerimientos energéticos del reactor, se debe tomar en cuenta el calor necesario para calentar la mezcla reactiva a 335 °C, y el calor necesario para que ocurra la reacción a esta temperatura (ΔH_{rxn}).

En la Tabla 3-17 se encuentra que la cantidad de moles de aceite usado en el reactor es de 0.323 kmol/día. En base a los datos obtenidos en tesis anteriores, se concluye que el proceso puede ser realizado en un tiempo de 5.3 horas (14; 13; 12).

Sin embargo, el reactor de craqueo no cuenta con un mezclador por lo cual el calor tarda más tiempo en distribuirse uniformemente. Por lo tanto, se decidió realizar el proceso de calentamiento durante cuatro horas y el proceso de craqueo durante un tiempo similar, esto

garantiza que el calor se distribuya uniformemente y no exista sobrecalentamiento en el interior del reactor provocando accidentes. Esto nos da un tiempo total de ocho horas, reduciendo la potencia necesaria para la resistencia y reduciendo así los costos.

Mediante los datos energéticos de la Tabla 3-10, se obtiene la potencia necesaria para la reacción y se encuentran resumidos en la Tabla 3-17.

Tabla 3-17: Determinación de la potencia de la resistencia

Descripción	Requerimiento Energéticos (kJ/kmol)	Tiempo (horas)	Tiempo Total (horas)	Energía Total (kJ/kmol)	Aceite usado (kmol/día)	Potencia kW (kJ/s)
Energía aceite entre 25 y 335 °C	2.24E+05	4	8	5.29E +05	0.232	11.8
ΔH_{rxn} a 335 °C	3.045e+05	4				

Por lo tanto es necesario instalar una resistencia con una potencia mínima de 11.8 kW para cubrir las requerimientos energéticos del proceso. Ya que las resistencias térmicas generalmente son construidas en valores enteros, se decidió utilizar una resistencia con una potencias de 12 kW.

3.3.4. *Diseño estructural del reactor de craqueo*

Previamente se han analizado las características y requerimientos técnicos del reactor. Sin embargo, todo es ineficaz si el reactor no es diseñado de manera óptima para cumplir su función o si su diseño no permite su fácil operación.

Tomando en cuenta estas variables, se diseña el reactor de craqueo con las siguientes características:

- **Material de construcción:** no sólo es importante analizar las altas temperaturas que se manejan en el interior del reactor, sino también la alta corrosividad del aceite, por los altos contenidos de azufre y otros aditivos. Toda la estructura se diseña en acero inoxidable en el interior y exterior, con un espesor de 3mm. De esta forma, se evita la corrosión y, además, se facilita el mantenimiento del reactor en el exterior.
- **Conexión con la columna de destilación:** el sistema se encuentra en operación continua y todos los productos gaseosos deben pasar rápidamente a la columna de

destilación. Es por este motivo que ha sido diseñada la conexión en la parte superior del tanque, de manera que todos los productos interactúen con las interfaces en la columna, mientras el aceite líquido se mantiene en el reactor.

- **Hermeticidad del sistema:** para mantener la hermeticidad del sistema se implementan conexiones tipo brida en la parte superior (para la columna y flujo de entrada) y un empaque de asbesto en la brida que soporta altas temperaturas. Ya que el asbesto es altamente tóxico, también se evalúa la utilización de empaques de grafito y teflón. Sin embargo por el alto costo, se determina la utilización de asbesto para la primera etapa del proyecto.

En la parte inferior, donde se encuentra un tanque de recolección de residuos al que debe dársele un mantenimiento constante, se realiza una conexión universal de acero inoxidable. Esta conexión permite mantener la hermeticidad, y ya que no necesita empaque adicional no existen problemas con la alta temperatura del líquido en el interior.

- **Conexión de la resistencia:** el sistema de calentamiento para realizar el craqueo térmico es, quizá, el más importante en el reactor. Para la planta piloto se usa una resistencia de acero inoxidable, la cual da la potencia necesaria para el proceso. Ésta se encuentra en la sección lateral inferior del tanque puesto que siempre debe encontrarse cubierta de líquido; además, cuenta con una tapa de protección para que los cables se encuentren en la parte exterior.
- **Chaqueta térmica:** por medida de seguridad, y para disminuir las pérdidas de calor, el reactor no puede encontrarse en contacto directo con el exterior. Sin una chaqueta térmica, el alto perfil térmico entre el interior y el exterior dañaría las paredes del tanque causando un alto riesgo de explosión. El interior de la chaqueta es de poliuretano, el cual permite aislar el sistema de manera efectiva.
- **Controlador de nivel:** para lograr una operación semi-continua es necesario poder determinar que el volumen en el interior del reactor permanezca constante. Para esto es necesaria la instalación de un medidor de nivel que regule constantemente el volumen en el reactor.

Existen muchos modelos electrónicos; sin embargo, se opta por un sistema sencillo de vasos comunicantes e inspección visual. Para evitar que el visor del nivel sufra daños térmicos, se instala una chaqueta de enfriamiento en las conexiones con el nivel.

- **Sistema de ingreso y salida de flujo:** el reactor cuenta con un sistema de alimentación principal en la parte superior, regulado por una válvula *check* para evitar la salida accidental de productos. Una válvula adicional de bola es colocada antes de la válvula *check* para mayor seguridad y control del flujo.

El producto del proceso anterior es recuperado en los condensadores a la salida de la columna de destilación. Los productos pesados y el contenido del reactor pueden ser extraídos por la parte inferior del reactor. Existen dos salidas en la parte inferior del reactor. La primera es una salida para toma de muestras, conectada al sistema de medición de nivel con chaqueta de enfriamiento, para que la muestra tenga una temperatura manejable. La segunda salida se encuentra en la parte inferior del reactor, en la conexión de universal con el tanque de recolección de residuos. Esta salida tiene una tubería de media pulgada, que es mucho más grande que la de toma de muestras, lo que permite retirar el aceite rápidamente.

- **Otras conexiones:** adicionalmente a lo descrito, el reactor cuenta en la parte superior con dos salidas que permiten la conexión de un manómetro, así como una válvula de seguridad en caso de falla del sistema.

También cuenta con una entrada adicional en la sección lateral, la cual permite la conexión de otra resistencia si aumenta el volumen de reacción, o un sistema de catalizadores para el sistema.

Tomando en cuenta estas características, en las siguientes figuras se observa los planos de construcción del reactor de craqueo en detalle. Cabe recalcar que las dimensiones se encuentran en milímetros.

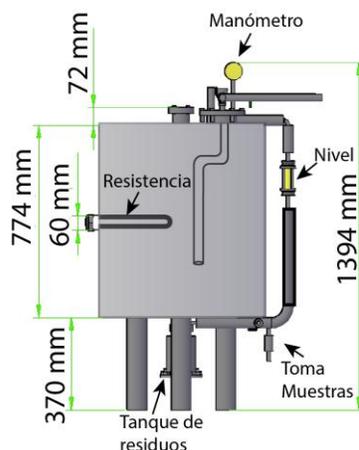


Figura 3-7: Diseño mecánico y estructural del reactor de craqueo. Vista lateral

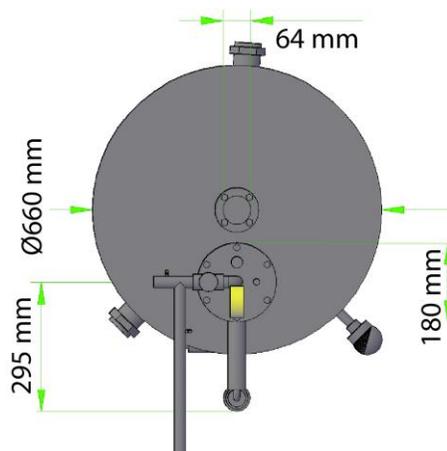


Figura 3-8: Diseño mecánico y estructural del reactor de craqueo. Vista superior

3.4. ***Diseño del reservorio de acumulación de residuos***

Una vez terminado el diseño del reactor de craqueo, se procede al diseño del reservorio de acumulación de residuos en el fondo del reactor. Originalmente se planeaba conectar una válvula directamente a la salida del reactor, pero esto presentaba varios inconvenientes:

- Los sólidos se acumularían en la abertura de la válvula, lo que causaría un bloqueo continuo y no sería fácil realizar un mantenimiento debido a que los residuos de carbón se pegan a las paredes al enfriarse.

- Las válvulas son muy sensibles al calor por los empaques en su interior. Al encontrarse la válvula en contacto directo con el fluido a 335 °C, no solo tendría una vida útil corta, sino que representaría un alto riesgo de accidentes en caso de que los empaques fallen.

Tomando en cuenta estos puntos, se analiza la posibilidad de instalar un reservorio de acumulación de residuos en el fondo del reactor. En el balance de masa en la Tabla 3-14 se determina que se obtienen 10 kg de residuo por lote. Sin embargo, la mayor parte del coque se encuentra suspendido en el aceite quemado y tan sólo un 5% precipita durante cada proceso (47; 36). Las dimensiones del tanque de residuos se pueden observar en la Tabla 3-18.

Tabla 3-18: Dimensiones tanque recolección de coque y demás residuos

Altura	24.5 cm
Conexión superior	4 pulgadas
Brida inferior	6 pulgadas

Este pequeño tanque es importante, ya que evitará la acumulación de residuos sólidos en la mezcla reactiva del reactor. Además se debe verificar que exista completa hermeticidad, especialmente en la conexión con el reactor porque existen reactivos en el interior que se encuentran a altas temperaturas.

También considerar que el reservorio debía tener facilidades que ayuden en su mantenimiento. Hay que recordar que el carbón acumulado se solidifica en las paredes y es difícil de remover, por lo que se decide colocar una brida removible en la parte inferior, que al ser quitada, facilitará la limpieza del tanque. En la Figura 3-9 se observa el diseño del reservorio para acumulación de residuos.

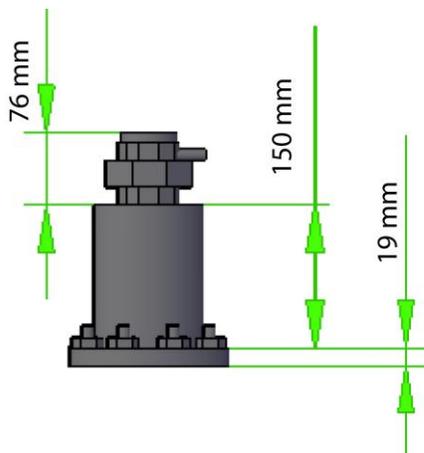
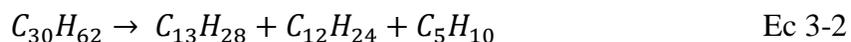


Figura 3-9: Tanque de recolección de residuos

3.5. *Diseño de la columna de destilación*

Una vez terminado el diseño del reactor de craqueo, se procede con el diseño de la columna de destilación. La columna de destilación representa una parte importante dentro de la planta porque es en esta sección que los productos obtenidos en el reactor serán separados para obtener los hidrocarburos craqueados incluyendo al diésel.

Para realizar el diseño de la columna de destilación es necesario comenzar con el estudio de las condiciones de equilibrio que existen entre los diferentes compuestos en el interior. Como ya se presentó anteriormente, en el interior del reactor ocurre la reacción presentada en la ecuación Ec 3-2.



La columna busca separar los productos medianos de los gases, manteniendo los productos pesados en el interior del reactor. Adicionalmente, tomando en cuenta la necesidad de evitar pérdidas de energía, se utiliza el reactor de craqueo como caldero para la columna, reduciendo así los platos necesarios para la destilación.

Los conceptos generales para el diseño de la columna de destilación se presentaron previamente en la sección 2.3.3.

3.5.1. Determinación de la curva de equilibrio

Considerando que los productos C_{13} y C_{12} son similares, la reacción global tendrá la forma descrita ya anteriormente:



En el presente diseño se va a suponer que tenemos una mezcla binaria compuesta por el producto liviano (D) y el intermedio (P). Para la determinación de la fracción de destilado en la fase líquida y de vapor, se usa la *ley de Raoult* de presiones parciales, así como la *ecuación de Antoine* para determinar las presiones parciales de los gases.

La *ecuación de Antoine* indica la relación entre la presión de vapor y la temperatura para un compuesto mediante la ecuación Ec 3-14 (36):

$$\log_{10}P = A - \frac{B}{C + T} \quad \text{Ec 3 - 14}$$

Una vez encontrada la presión de vapor, se busca cuál es la curva de equilibrio del sistema. Para esto es necesario definir la volatilidad relativa de los componentes (α). Si el valor es mayor a uno, la separación es posible (38). De esta forma, en base a la definición de volatilidad relativa se tiene la ecuación Ec 3-15. Donde P_D es la presión de vapor del producto liviano y P_P del producto intermedio.

$$\alpha = \frac{P_D}{P_P} \quad \text{Ec 3 - 15}$$

Los datos iniciales para resolver las dos ecuaciones expuestas pueden ser encontrados en el Manual del Ingeniero Químico (36), y se encuentran resumidos en la Tabla 3-19.

Tabla 3-19: Constantes de Antoine para los productos

	Rango de Temperatura (K)		A	B	C
C₅H₁₂	285.98	303.87	3.911	1,014.294	-43.367
C₁₂H₂₆	399.53	490.49	4.105	1,625.928	-92.839
C₁₃H₂₈	412.4	509.21	4.128	1,689.093	-98.866

Con estas constantes, se encuentran las presiones parciales a distintas temperaturas. Debido a que los productos **C₁₃** y **C₁₂** son similares, se promedia el valor obtenido, y se calcula la volatilidad relativa en función de la temperatura.

Tabla 3-20: Presión de vapor y volatilidad relativa a diferentes temperaturas.

Temperatura		Presión de Vapor (kPa)				P _D / P _P
° C	K	C ₁₂ H ₂₆	C ₁₃ H ₂₈	C ₅ H ₁₂	Promedio C ₁₂ -C ₁₃	α
25	298	0.015	0.004	84.571	0.010	8640.771
60	333	0.216	0.082	256.202	0.149	1716.675
95	368	1.572	0.712	611.149	1.142	535.2146
130	403	7.299	3.754	1230.896	5.527	222.7164
165	438	24.8	14.1	2189.6	19.4	112.652
200	473	67.4	41.1	3546.0	54.2	65.38821
235	508	154.6	100.0	5340.5	127.3	41.96408
270	543	311.6	211.4	7594.5	261.5	29.03992
305	578	567.8	400.9	10313.4	484.3	21.29492
340	613	954.3	696.6	13488.7	825.4	16.34145
375	648	1502	1128.2	17101.9	1315.2	13.00326

Una vez determinadas todas las variables, se elabora la gráfica de equilibrio. Resolviendo las ecuaciones anteriores, se obtiene la relación entre la fracción molar de los hidrocarburos volátiles en el gas y_D, y la fracción molar en la sección líquida, y_P. La fracción molar del componente se calcula con la ecuación Ec 3-16 (38).

$$y_P = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1) x_A} \quad \text{Ec 3 - 16}$$

Esta ecuación es resuelta para distintas temperaturas, y se procede a graficar la curva de equilibrio para el sistema.

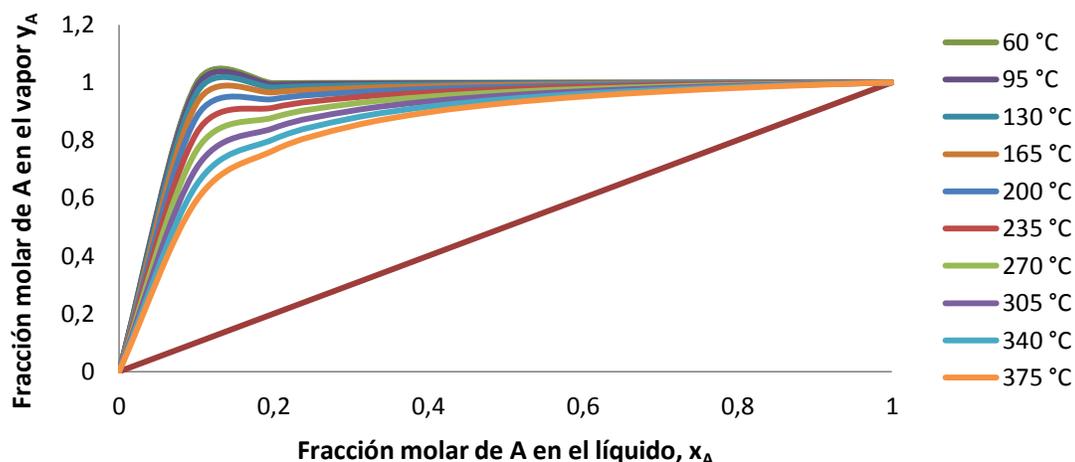


Figura 3-10: Diagrama de equilibrio líquido-vapor de productos a diferentes temperaturas

Es importante recordar que la curva de equilibrio permite determinar de manera gráfica los platos teóricos, pero primero se debe realizar el balance de masa en el interior de la columna de destilación.

3.5.2. *Balance de masa en el interior de la columna*

Una vez que ya se tiene la curva de equilibrio, se sigue con el diseño de la columna de destilación. La columna es diseñada para extraer el 99% del gas presente. Como ya se realizó el balance de masa anteriormente, se usan los datos obtenidos en las Tablas 3-14 y Tabla 3-16., para obtener el flujo de entrada y las fracciones molares

Tabla 3-21: Flujo de masa en la columna de destilación.

Descripción	Abreviatura	Valor	Unidad
Flujo de entrada	F	0.639	kmol/día
Fracción de destilado en reflujo	X_W	0.01	-

Fracción de destilado en producto	X_d	0.99	-
Fracción de diésel que entra a la columna	X_F	0.33	-

El diagrama de la columna de destilación se encuentra en la Figura 2-5. Donde F representa el flujo de entrada y X_F fracción de diésel presente. La fracción de destilado que regresa a la columna se conoce como reflujo (W), con una fracción X_W del 1%. Y el destilado resultante es el flujo D con una pureza X_d del 99%. Realizando un balance de masa en la columna de destilación se obtienen las ecuaciones Ec 3-17 y Ec 3-18

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + W \cdot X_W \quad \text{Ec 3-17}$$

$$F = D + W \quad \text{Ec 3-18}$$

La ecuación 3-2 muestra que existen el doble de moles de compuestos intermedios que de compuestos livianos. Resolviendo obtenemos los flujos en el interior de la columna presentados en la Tabla 3-22.

Tabla 3-22: Flujos de destilado y reflujo al caldero

Descripción	Abreviatura	Valor	Unidad
Flujo de salida	D	0.209	kmol/día
Reflujo	W	0.430	kmol/día

3.5.3. Determinación de platos teóricos

A continuación se procede a establecer las rectas de equilibrio mediante el Método de *McCabe-Thiele*. Para esto es necesario realizar un balance de masa en la parte superior y otro en la parte inferior de la columna de destilación. Este balance permite determinar las llamadas “rectas de equilibrio” para el sistema.

Si se analiza la Figura 2-5 se observan dos secciones claramente diferenciadas en la columna de destilación. La *sección de rectificación*, en la parte superior, es aquella donde el vapor ascendente llega al equilibrio con el destilado descendente. En esta zona están la salida

de destilado y las últimas etapas de equilibrio. La *sección de agotamiento* es aquella que se encuentra por debajo de la sección de alimentación. En esta sección se ubican la salida de residuos y el caldero que mantiene la generación de vapor ascendente.

En la Figura 3-11 se presenta la solución gráfica para las tres ecuaciones anteriores. En la parte superior se hace la curva de equilibrio, mientras que en la sección inferior se encuentran las tres rectas descritas en la Tabla 2-3. Se puede observar que el punto en que convergen es cuando X_A en el líquido es de 0.365. La línea punteada representa el punto de solución de las tres ecuaciones.

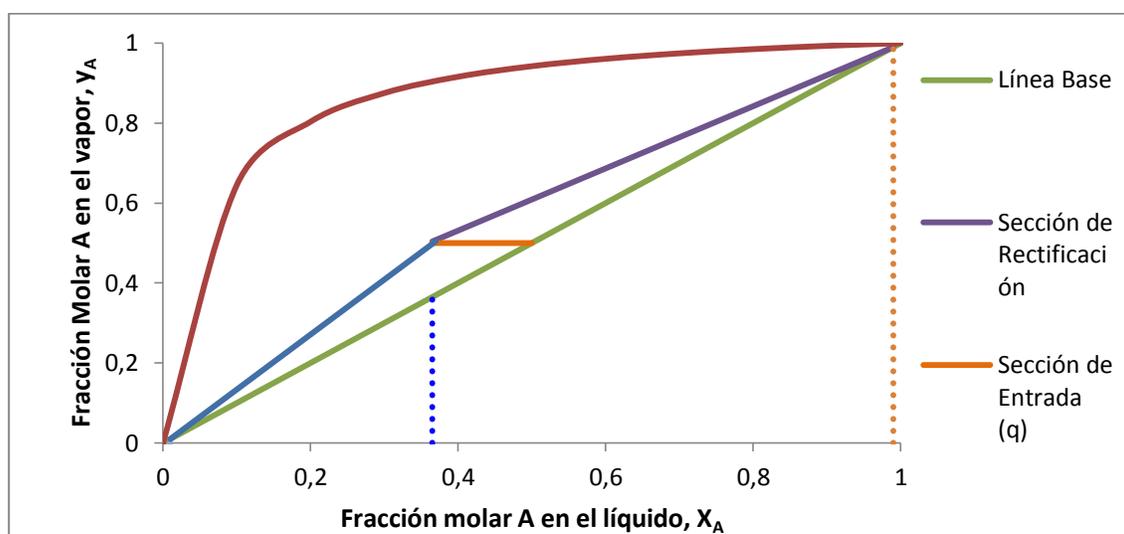


Figura 3-11: Solución de ecuaciones operacionales de la columna de destilación

En la Figura 3-12 se aplica el método de McCabe – Thiele. Inicialmente, se tiene al gas disuelto completamente en la fase líquida. Por lo tanto, la fracción inicial es 0.99 como nos muestra la línea punteada.

A partir de este punto se traza una línea hacia la izquierda, hasta que se encuentra con la curva de equilibrio; este paso equivale al equilibrio en un plato teórico. Luego bajamos hasta la línea base y se repite el procedimiento anterior hasta llegar a una fracción de 0.01, es decir recuperación del 99 %. El número de platos teóricos es definido por la cantidad de veces que se repite el proceso anterior.

Las flechas de la Figura 3-14 muestran el proceso antes descrito. Como se puede observar se repite 3.5 veces las etapas de equilibrio en el interior de la columna, por lo tanto son necesarios 4 platos teóricos.

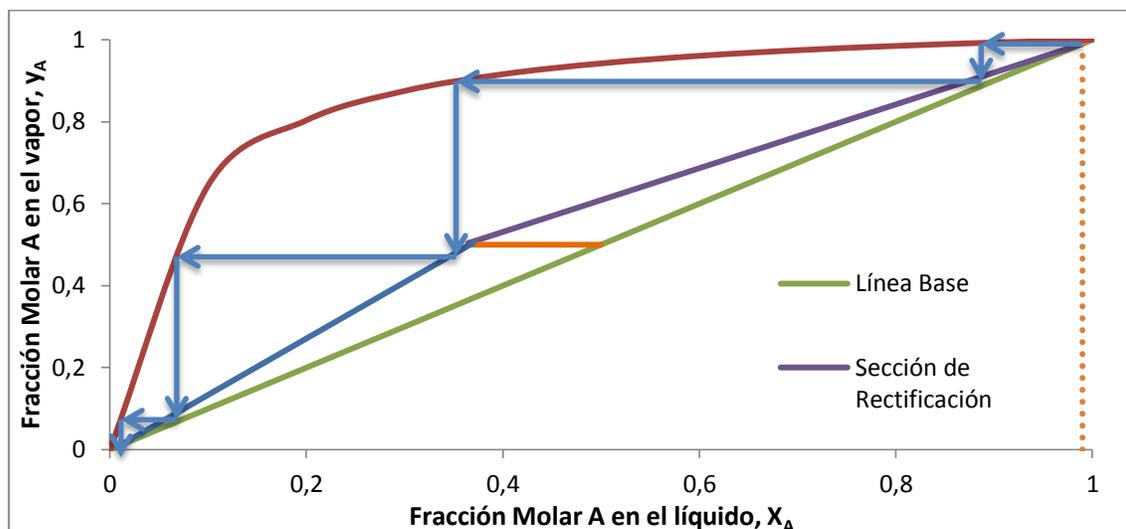


Figura 3-12: Método de McCabe – Thiele para determinación de número de etapas

Adicionalmente, como parte del diseño de una columna es importante establecer el reflujo mínimo necesario para el funcionamiento de la columna. Para esto se extiende la recta de la sección de entrada q hasta alcanzar la recta de equilibrio, como se indica en la Figura 3-13.

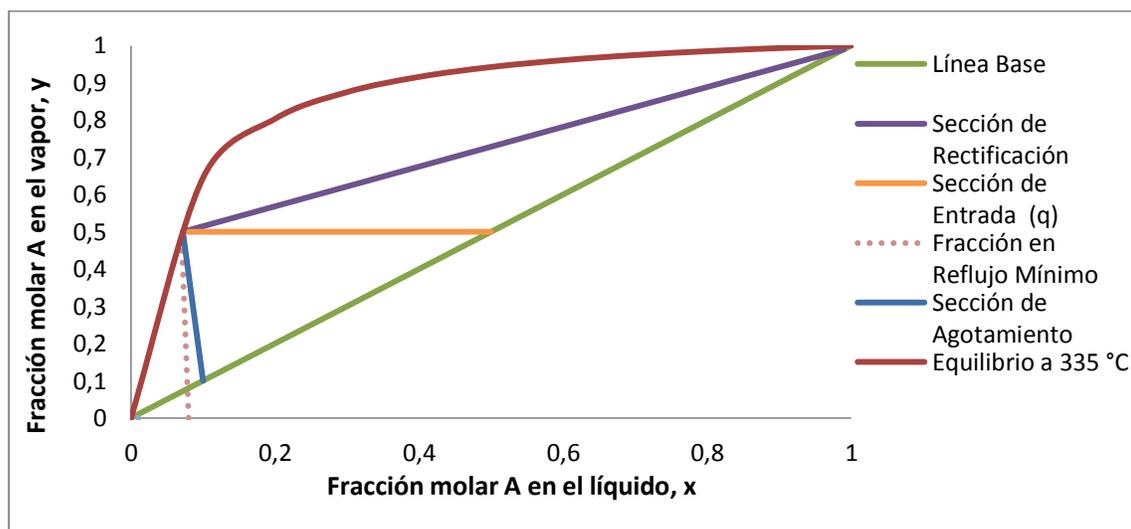


Figura 3-13: Cálculo del reflujo mínimo mediante el método de McCabe – Thiele

Como se puede observar, todas las rectas se cruzan cuando la fracción molar en el líquido es aproximadamente 0.08. Con este dato se resuelven nuevamente las tres ecuaciones del método McCabe – Thiele ya presentadas en la Tabla 2-3, y encontramos que el reflujo mínimo es de $R = 1.14$.

Para verificar la validez del método anterior es posible utilizar la *ecuación de Fenzke*, Ec 3-19. Esta ecuación permite saber, de manera analítica, el número de placas teóricas necesarias para una separación binaria (38).

$$N = \frac{\log \left[\left(\frac{X_d}{1 - X_d} \right) \left(\frac{1 - X_b}{X_b} \right) \right]}{\log \alpha_{promedio}} \quad \text{Ec 3 - 19}$$

N es el número de platos teóricos requeridos con reflujo total, X_d es la fracción molar del compuesto más volátil en el destilado (parte superior), X_b es la fracción molar del compuesto más volátil en la parte inferior. Y α es la volatilidad relativa, ya explicada previamente. Resolviendo esta ecuación se obtiene $N = 3.29$, lo que equivale a un resultado muy cercano al obtenido mediante el método de *McCabe – Thiele*.

Por lo tanto, son necesarios al menos 4 platos en la columna para este proceso. Además, tomando en cuenta que el reactor de craqueo funciona como caldero, se necesitarían tan solo 3 etapas.

Es importante también determinar la distancia entre cada plato teórico en la columna. Los platos tienen como objetivo crear una interfase entre el líquido y el vapor, por lo cual la distancia entre platos no afecta al diseño a menos que sea demasiado cercana, o tan lejana que genere caídas de presión o enfriamiento de la columna.

Por lo tanto, se determina una distancia promedio de 15 cm entre cada plato como la más óptima, ya que permite una fácil construcción y manipulación, sin generar caídas de presión o de temperatura importantes a lo largo de la columna.

3.5.4. *Diseño de columna con cama de relleno*

En el punto anterior se realizó el diseño de una columna de platos. Sin embargo, es importante comparar con una columna de relleno para determinar cuál diseño es más eficiente. En el diseño de columnas de relleno no hay diferentes etapas, por lo cual se buscará la altura de la columna de relleno que permita separar los componentes binarios.

Se comienza por determinar la eficiencia de la columna utilizando la ecuación Ec 3-20.

$$E_o = 0.492 (\mu_L \alpha)^{-0.245} \quad \text{Ec 3-20}$$

Donde μ_L representa la viscosidad del sistema. Mediante las tablas de viscosidad se obtienen los datos de la Tabla 3-23 (36; 38)

Tabla 3-23: Viscosidad para diferentes hidrocarburos.

	Fracción Molar	Viscosidad (cp)	Viscosidad promedio (cp)
C12-C13	0.666	0.01	0.006993
C5	0.333	0.001	

Una vez determinada la eficiencia, se establece la altura equivalente promedio de la columna (HETP), mediante la ecuación Ec 3-21.

$$HETP = \frac{T}{E_o} \quad \text{Ec 3 - 21}$$

La altura de la columna de relleno depende directamente de la temperatura y de la eficiencia al separar la mezcla. Evaluando la altura equivalente para diferentes temperaturas se obtiene la Tabla 3-24.

Tabla 3-24: Relación entre la altura columna rellena y temperatura.

T (°C)	α	Eo	HETP	Altura final (m)
200	65.388	0.596	0.168	0.587
235	41.964	0.664	0.151	0.527

270	29.040	0.727	0.138	0.481
305	21.295	0.785	0.127	0.446
340	16.341	0.837	0.119	0.418
375	13.003	0.885	0.113	0.395

La reacción de craqueo ocurre a 335 °C, por lo cual se procede a graficar y así determinar la altura equivalente como se observa en la Figura 3-14.

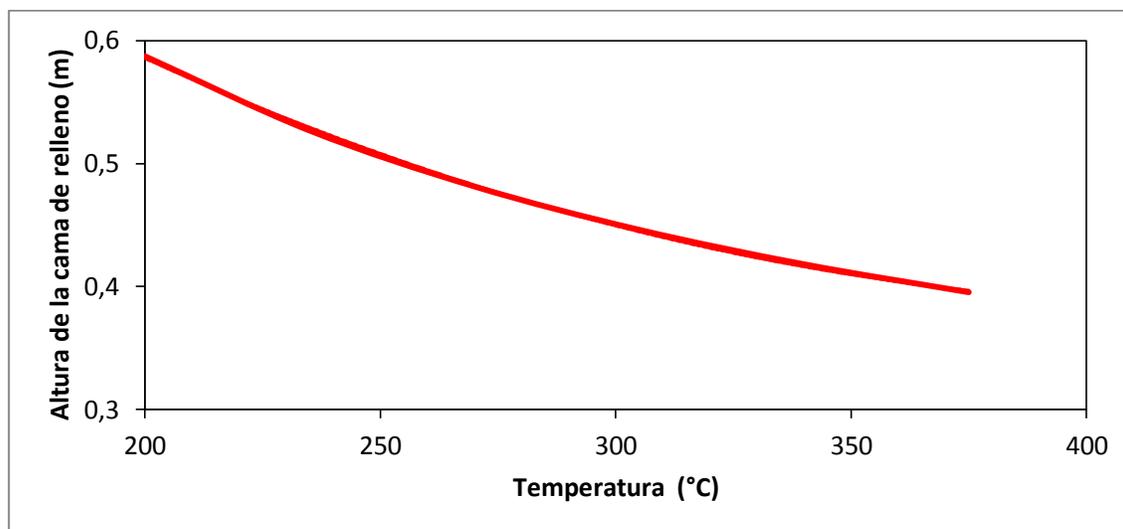


Figura 3-14: Relación entre altura de la cama empacada y temperatura

Se concluye que una columna de relleno para el proceso de craqueo deberá tener una altura de 42 cm aprox. para separar los productos de la columna de manera eficiente. A continuación se procede se comparan ambos tipos de columna.

3.5.5. *Diseño estructural de la columna de destilación*

En las secciones anteriores se presenta el balance de masa en el interior de la columna, además de la determinación del número de platos teóricos y la altura necesaria para una columna de relleno. Tomando en cuenta estas variables, se procede al diseño de la columna de destilación.

- **Determinación del tipo de columna:** el diseño arroja la factibilidad de la construcción de una columna de platos o de relleno. Sin embargo se debe tomar en cuenta los siguiente:
 - Debido a que las piezas deben soportar la alta temperatura del producto, estas deben ser construidas de acero inoxidable o cerámica. Pero realizar estas piezas tiene un alto costo al ser el material elegido acero inoxidable.
 - Una columna de relleno necesita mantener una densidad de empaquetamiento constante; es decir, no pueden existir secciones sin relleno. Debido a que la columna es pequeña pequeña, es difícil realizar un empaquetamiento uniforme.
 - La eficiencia de una columna de relleno depende del área de contacto creada por el relleno. Por lo que es necesario realizar un mantenimiento constante, verificando que no existan acumulación de sólidos, ni la formación de canales en el interior.
 - La columna de platos tiene varias ventajas como su facilidad de construcción y mantenimiento. Los platos son todos iguales y pueden ser construidos en acero inoxidable y colocados mediante soldadura. Una vez ubicados, los platos no necesitan mayor mantenimiento.

Por estas razones, se selecciona a la columna de destilación de platos como la mejor opción para la separación de las fracciones obtenidas en el craqueo de aceite usado.

- **Análisis energético:** el control energético de la columna permite saber fácilmente qué tipo de destilado se obtiene. Por ejemplo, si la temperatura es de 150 °C en la sección inferior, se sabe que los productos en su interior tienen un punto de ebullición igual o menor a este valor.

Por esta razón se colocan tres termocuplas junto a los platos inferior, medio y superior de la columna. Esto permite observar de manera sencilla el perfil de temperatura en el interior de la columna y controlar fácilmente los productos obtenidos.

- **Entradas y salidas:** para obtener la máxima recuperación de destilado, la columna necesita un reflujo constante; así, todo el producto sube en forma gaseosa hasta llegar

al condensador superior. Una vez que se encuentra en estado líquido, vuelve a bajar a lo largo de la columna. Las entradas a la columna provienen del reactor y del condensador para recirculación. Las salidas se encuentran en la parte superior y en la parte media de la columna. Los productos que se obtienen en estas salidas son la fracción gaseosa de livianos y la fracción líquida intermedia. Es importante notar que las salidas cuentan con intercambiadores de calor para controlar la temperatura del producto destilado.

- **Determinación platos reales:** el análisis anterior determina que son necesarios 3.5 platos en el reactor. Ya que el reactor cuenta como un plato, y tomando en cuenta el factor de seguridad, se construyen 4 platos a lo largo de la columna, lo que nos da un total de 5 platos teóricos.
- **Altura de la columna:** en columnas de platos, es importante determinar la distancia entre cada una de las secciones. Ya que la columna tiene un flujo y diámetro pequeño, no existen pérdidas de calor ni de presión importantes. En esta medida, la distancia entre cada sección es determinada por la facilidad de construcción y manejo de la columna.
Como se analiza anteriormente, se determina una distancia entre platos de 15 cm que optimiza la interface y al mismo tiempo permite la fácil conexión de los condensadores. La altura total de la columna es de 1.55 metros.
- **Diseño columna por secciones:** ensamblar la columna debe ser un proceso sencillo, por lo cual el diseño incluye una columna segmentada. Cada pieza puede tener una conexión para termocupla o entrada de flujo. Adicionalmente, los 4 platos son instalados a lo largo de la columna.
- **Determinación del material de construcción:** la columna debe soportar temperaturas de 150 °C y a los hidrocarburos, que contienen componentes altamente corrosivos. Por esta razón se utiliza acero inoxidable para la construcción de la misma.

- **Hermeticidad:** Es importante recalcar la importancia de la hermeticidad, es decir que no existan fugas en el a columna. Para conectar las piezas en la columna se usan abrazaderas con un empaque altamente resistente a altas temperaturas que se especifican a continuación. Además, las conexiones con los condensadores son realizadas mediante conexiones tipo universales para evitar cualquier tipo de fuga.
- **Empaques:** los empaques para la columna deben resistir altas temperaturas, por lo cual se usan empaques de asbesto. También es posible utilizar empaques de polímero resistente a la temperatura o empaques de grafito.

En la Figura 3-15 se presenta el diseño mecánico de la columna de destilación. En la parte superior tenemos la salida de productos livianos hacia el condensador, y manómetro que nos permite determinar la caída de presión en la columna. Cada sección se encuentra conectada con una abrazadera, que permite ensamblar fácilmente la columna.

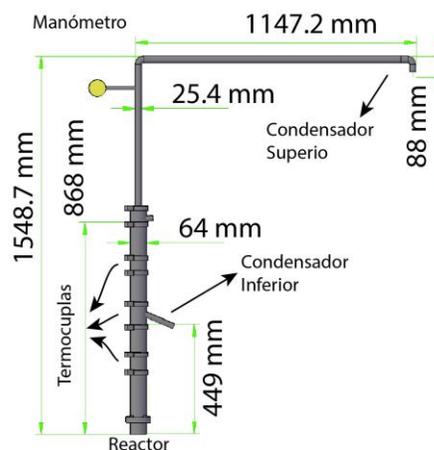


Figura 3-15: Diseño mecánico y estructural de la columna de destilación

En la Figura 3-16 se observa en detalle las características de los platos en el interior de la columna. Como se puede observar en el diagrama lateral, cada agujero tiene una pequeña altura de 1.5 mm que permite la acumulación de la interfase líquida en el plato. Finalmente la Figura 3-17 muestra en detalle el tamaño de cada sección de la columna de destilación.

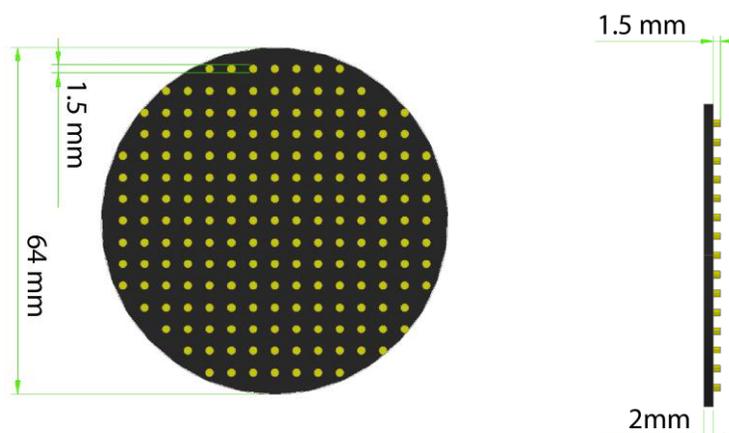


Figura 3-16: Diseño de platos para el interior de la columna. Vista superior y lateral

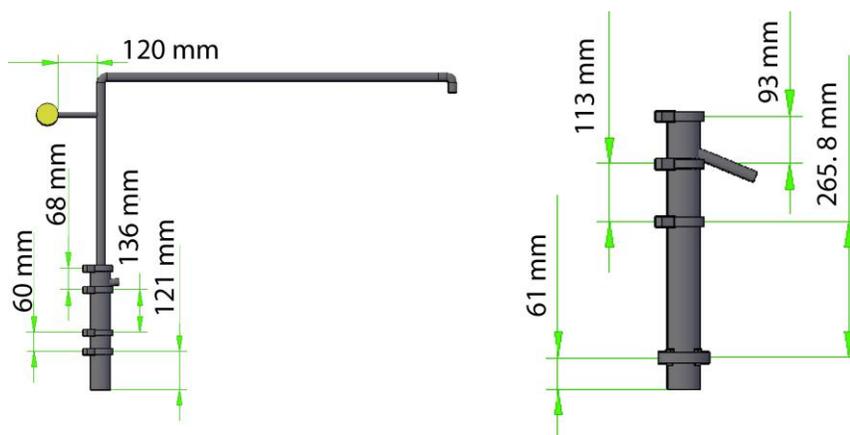


Figura 3-17: Diseño mecánico de la columna de destilación. Sección superior e inferior.

3.6. ***Diseño de intercambiadores de calor y condensadores superior e inferior***

Una vez terminado el diseño de la columna se procede al diseño de los intercambiadores de calor y condensadores donde se recupera el destilado. Los cuatro equipos reciben combustibles del proceso de craqueo a altas temperaturas, por lo cual es necesaria la construcción de chaquetas térmicas que permitan el manejo y el condensado de los productos.

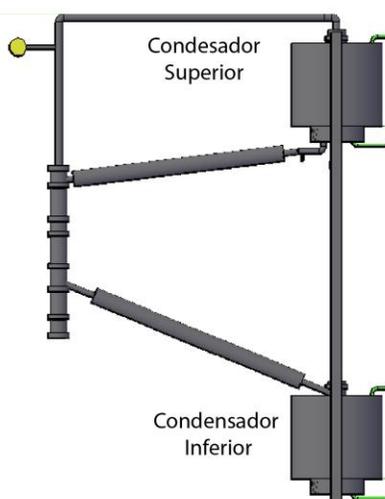


Figura 3-18: Condensador superior y condensador inferior

Como se puede observar en la Figura 3-18, hay una sección superior donde se condensan y recirculan los productos medianos; y hay una sección inferior donde es recolectado el combustible ya destilado. El objetivo de los siguientes cálculos es determinar el tamaño de los equipos, y el espesor de la chaqueta térmica.

El procedimiento es similar para los cuatro equipos ya que los cuatro consisten en cilindros por donde pasan los productos. Los cilindros están cubiertos por una chaqueta externa por donde transcurre el agua para enfriamiento. La diferencia se encuentra en la temperatura y cantidad de productos en su interior.

La Tabla 3-25 resume el flujo másico de productos en los condensadores e intercambiadores, así como la temperatura inicial y final. Los datos se toman del balance de masa en la Tabla 3-14, y mediante la masa molar y densidad (Tabla 3-1), se determina el flujo másico y volumétrico en el interior de los condensadores.

Tabla 3-25: Densidad, flujo másico y volumétrico de intercambiadores y condensadores

		REACCIÓN:	A \rightarrow 2P + D		
		Descripción	Simbología	Cantidad	Unidades
Sección Superior		Flujo másico superior	$m_{superior}$	90	kg /día
		Densidad Sección Superior (C_5H_{12} , $C_{13}H_{28}$ y $C_{12}H_{26}$)	$\rho_{superior}$	706	kg/m ³
		Flujo volumétrico sección	$Q_{Superior}$	0.127	m ³ /día

		superior		
Sección Inferior	Flujo másico inferior	$m_{inferior}$	75	kg / día
	Densidad Sección Inferior ($C_{13}H_{28}$ y $C_{12}H_{26}$)	$\rho_{inferior}$	753	kg/m ³
	Flujo volumétrico sección inferior	$Q_{inferior}$	0.100	m ³ /día
Propiedades del Proceso	Diámetro Intercambiadores	D_i	3/4	pulgada
	Diámetro Condensadores	D_c	25	cm
	Tiempo de proceso batch	t	8	horas

Como se puede observar, el flujo másico es de 90 kg para la sección superior (livianos – diésel) y de 75 kg para la sección inferior (diésel). Es importante notar que el reflujo no contribuye a enfriar los productos del proceso de craqueo térmico ya que el presente análisis se realiza cuando el sistema se encuentra en equilibrio.

El intercambio de calor para un sistema aislado está dado por la ecuación Ec 3-22.

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad \text{Ec 3-22}$$

Donde \dot{m} representa la masa en kg, C_p el calor específico en kJ/kmol K y ΔT el cambio de temperatura. Los gases resultantes del proceso del craqueo deben llegar a temperatura ambiente, por lo cual se debe determinar el calor liberado de manera similar a la Sección 3.1.2, por lo tanto se tienen tres etapas:

- Etapa 1.- Calor liberado desde 335 °C hasta el punto de condensación.
- Etapa 2.- Calor liberado al condensarse los gases.
- Etapa 3.- Calor liberado desde el punto de condensación hasta 25 °C.

Estos valores ya fueron calculados y presentados en la Tabla 3-9, Tabla 3-10 y Tabla 3-11. En la Tabla 3-26 se resumen los datos anteriores.

Tabla 3-26: Calor liberado por productos desde 335 °C hasta temperatura ambiente

	Temp. de ebull.	Producto	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Total sección Superior	Total sección inferior
	(°C)	kmol	$\int C_p dt$ kJ/kmol	ΔH_{vap} kJ/kmol	$\int C_p dt$ kJ/kmol	(kJ/día)	(kJ/día)
C₅H₁₂	36.1	0.213	5.85E+04	4.67E+04	1.73E+03	1.07E+05	
C₁₂H₂₆	216.2	0.213	5.36E+04	4.45E+04	8.78E+04	1.86E+05	1.86E+05
C₁₃H₂₈	234.0	0.213	4.89E+04	2.58E+04	9.91E+04	1.74E+05	1.74E+05
Sumatoria			1.61E+05	1.17E+05	1.89E+05	9.94E+04	7.66E+04

Por lo tanto, la sección superior e inferior de la columna se deben diseñar para absorber 9.94E+04 kJ y 7.66E+04 kJ de calor por proceso batch, respectivamente. Como refrigerante para la planta piloto se utiliza agua a temperatura ambiente, y como parámetro de diseño se determina que el flujo de agua sea lo suficientemente alto para que la temperatura de salida de agua no sobrepase los 45 °C.

3.6.1. Dimensionamiento de intercambiadores y condensadores

El primer paso antes de determinar el tamaño de la chaqueta térmica, es encontrar el tamaño de los condensadores e intercambiadores de calor para que puedan manejar el flujo de producto esperado.

Los intercambiadores son diseñados en forma de tubo y carcasa con un tubo de 3/4 de pulgada en el interior de una chaqueta térmica. Por otro lado, los condensadores consisten en tanques grandes de 25 cm de diámetro en los cuales se recolectan los productos.

A continuación se calcula del volumen de intercambiadores. El proceso tiene una duración de 8 horas, por lo cual el largo necesario para mantener el flujo correspondiente se determina con la ecuación de flujo volumétrico Ec 3-23.

$$Largo = \frac{\dot{V}_{Prod} \cdot Tiempo\ proceso}{Area\ transversal} \quad Ec\ 3 - 23$$

Resolviendo esta ecuación se obtiene la longitud de los intercambiadores

Tabla 3-27: Cálculo de la longitud de los intercambiadores de calor

	Descripción	Cantidad	Unidades
Intercambiador Superior	Flujo	4.42E-06	m ³ / s
	Área transversal	2.85E-04	m ²
	Longitud	0.83	m
	Diámetro	1.91	m
Intercambiador Inferior	Flujo	3.46E-06	m ³ / s
	Área transversal	2.85E-04	m ²
	Longitud	0.73	m
	Longitud	1.91	m

En los condensadores existe una acumulación de productos que debe ser tomada en cuenta en el diseño. El condensador superior es para recirculación, por lo cual se determina un 12% de almacenamiento del flujo total a través del mismo. En el inferior se da la acumulación de diésel antes del filtrado, por lo cual se calcula un 15% del volumen total de diésel recuperado. Los porcentajes son determinados en base a un factor de seguridad mínimo del 10%.

Tabla 3-28: Cálculo de altura de condensadores.

	Descripción	Cantidad	Unidades
Condensador Superior	Volumen de ingreso	127	m ³ / lote
	Porcentaje de acumulación	12	%
	Altura	0.31	m
	Diámetro	25	m
Condensador Inferior	Volumen de ingreso	100	m ³ /lote
	Porcentaje de acumulación	15	%
	Altura	0.220	m
	Diámetro	25	m

3.6.2. Cálculo de las dimensiones de la chaqueta de enfriamiento

Una vez finalizado el diseño del volumen interior de condensadores e intercambiadores, se procede al diseño de las chaquetas de enfriamiento. Como se especifica anteriormente, se utiliza agua a temperatura ambiente para enfriamiento, y la temperatura de salida no debería subir a más de 45 °C. Despejando la Ec 3-24, podemos determinar el flujo másico de agua necesaria para enfriar cada sección.

$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}}{C_p \cdot \Delta T} \quad \text{Ec. 3 - 24}$$

Donde \dot{m} es el flujo másico del agua, C_p el calor específico y \dot{Q} el flujo calórico a ser absorbido que fue determinado anteriormente. En la Tabla 3-29 se puede observar el caudal de agua necesario para cada sección, así como otras variables térmicas necesarias para el cálculo de la transferencia de calor.

Tabla 3-29: Cálculo de masa de agua para enfriamiento

Propiedades del agua	Capacidad calorífica del agua	4.181	<i>kJ / kg K</i>
	Temperatura inicial	25	°C
	Temperatura final	45	°C
	Densidad de agua a 45 °C	990.2	<i>kg / m³</i>
Sección Superior	Calor liberado	3.45	kJ/s
	Masa de agua	0.0413	kg/s
	Flujo de agua	150.05	L / hora
Sección Inferior	Calor liberado	2.66E-03	kJ
	Masa de agua	0.0318	kg/s
	Flujo de agua	115.67	L / hora

Una vez determinada la cantidad de agua necesaria para el proceso de enfriamiento, se procedería a determinar el espesor de la chaqueta de enfriamiento. Los intercambiadores y condensadores consisten en cilindros interiores recubiertos por una carcasa exterior por donde recorre el refrigerante. El flujo de calor para este sistema está representado por la ecuación Ec

3-25 (36). Donde D_1 representa el diámetro interno del cilindro (m), D_2 el diámetro externo (m) y D_3 el diámetro de la chaqueta térmica (m).

$$Q = \frac{2 \cdot \pi \cdot (T_1 - T_2)}{\frac{\ln \frac{D_2}{D_1}}{k_a} + \frac{\ln \frac{D_3}{D_2}}{k_b}} \quad \text{Ec. 3 - 25}$$

Las conductividades térmicas del acero y del agua están representadas por k_a y k_b , respectivamente, y presentadas en la Tabla 3-30.

Tabla 3-30: Conductividades térmicas de los materiales y características de los equipos

	Descripción	Cantidad	Unidades
Conductividad térmica	Lana mineral	0.389	W/(m K)
	Agua	0.562	W/(m K)
	Acero	55.83	W/(m K)
	Aluminio	250.1	W/(m K)
Características de los equipos	Material utilizado	Acero inoxidable	-
	Espesor	2	mm
	T1	335	°C
	T2	25	°C

Para los equipos se usa acero inoxidable incluso para la chaqueta térmica. Pues el acero resiste mucho mejor las altas temperaturas, además que el aceite es muy corrosivo y durante la operación podrían ocurrir accidentes (29).

Con los datos anteriores se puede resolver la Ec 3-19 para encontrar el diámetro de la carcasa en la chaqueta térmica (D_3). Cada equipo disipa la mitad del calor Q . Por el tipo de ecuación, esta fue resuelta mediante iteraciones hasta encontrar el valor óptimo de D_3 que permite el intercambio de calor con el interior.

Finalmente una vez determinado el espesor de la chaqueta, se pudo determinar el largo de la chaqueta mediante el flujo volumétrico de agua presentado en la Tabla 3-30. A continuación, en la Tabla 3-31, se presenta las dimensiones de los intercambiadores y condensadores.

Tabla 3-31: Dimensiones de intercambiadores y condensadores

	Diametro interno (cm)	Diametro chaqueta (cm)	Largo (cm)
Intercambiador Inferior	1.91	2.91	89.0
Intercambiador Superior	1.91	2.91	85.2
Condensador Inferior	25	32	33
Condensador Superior	25	34	30

3.6.3. Diseño estructural de los condensadores e intercambiadores

Una vez determinadas las dimensiones de los equipos, se procede al diseño de estos para su construcción. Como se puede observar en la sección anterior, las dimensiones de los equipos son muy similares, por lo tanto, para facilitar la construcción se utilizarán tuberías de la misma dimensión para intercambiadores, y el mismo espesor para el recubrimiento de los condensadores.

- **Diseño de intercambiadores de calor:** los intercambiadores de calor son equipos sencillos, que consisten en una tubería interna por la que fluyen los productos, y una externa por la cual fluye el agua para enfriamiento. Sin embargo, se debe notar varios puntos:
 - El flujo de condensado es pequeño, por lo tanto se utiliza una tubería de 3/4 de pulgada para ambos intercambiadores.
 - Ya que el intercambio de calor no es muy grande, la tubería interior se diseña de forma lineal y no como serpentín. Esto facilita la construcción del equipo, y permite el fácil mantenimiento y modificaciones en caso de ser necesarias.
 - Las conexiones de los intercambiadores con la columna y los condensadores deben ser completamente herméticas, pero al mismo tiempo permitir la fácil instalación y remoción de los equipos para el mantenimiento y transporte de la columna. Por esta razón, se determina el uso de conexiones universales, las

cuales mantienen la hermeticidad y permiten una conexión sencilla con los equipos durante la instalación.

- El intercambiador superior maneja el reflujo, por lo tanto durante el arranque de la planta no debe existir un flujo de condensados a través del mismo. Por ello la conexión del intercambiador con el condensador no es directa, sino que incluye una válvula para regular el reflujo. Por lo tanto, el tubo interno tiene una conexión tipo rosca.
- Ambos intercambiadores tienen un sistema de enfriamiento que disipa aproximadamente la misma cantidad de calor. Consecuentemente se determina el uso de una tubería externa de recubrimiento de 2.5 pulgadas para los dos equipos. Esta tubería tiene dos conexiones que permiten el ingreso y salida del refrigerante.

En las Figuras 3-19 y 3-20 se presentan los dibujos mecánicos de los intercambiadores de calor. Como se puede observar, ambos intercambiadores consisten en dos tuberías de diferente diámetro una dentro de la otra. También es importante notar que el intercambiador superior tiene una válvula que regula el paso de condensados.

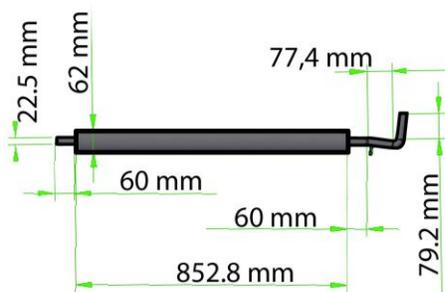


Figura 3-19: Diseño mecánico del intercambiador superior.

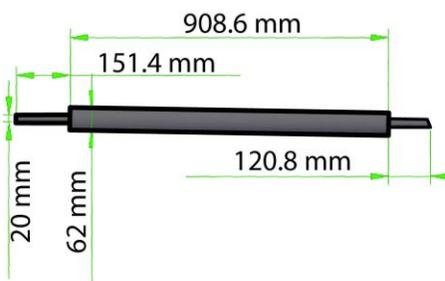


Figura 3-20: Diseño mecánico del intercambiador inferior

- **Diseño de condensadores:** los condensadores son equipos muy importantes, ya que en estos se recupera los productos del proceso de craqueo. Los puntos clave para el diseño mecánico de condensadores son:
 - Como el flujo manejado es el mismo, el diámetro interno de ambos condensadores será de 25 cm y una altura de 34 cm. Esto permite la acumulación de combustibles en el condensador superior necesaria para el reflujó, así como también la acumulación de diésel en el condensador inferior previo al proceso de filtrado.
 - Debido a que los condensadores almacenan los condensados, deben tener válvulas de desfogue en la sección inferior. Esto permite regular el reflujó, así como almacenar el diésel para el proceso.
 - Se determinó la instalación de un nivel en ambos condensadores para poder observar la cantidad de producto en el interior y evitar el desbordamiento de los productos acumulados. El nivel consiste en dos tubos finos en la parte superior e inferior de cada condensador conectados a una manguera. Por el principio de vasos comunicantes se puede observar la cantidad de productos en los condensadores.
 - Para un facilitar el mantenimiento de los equipos, se instala un acceso en la sección superior con abrazaderas de 3 pulgadas. Las abrazaderas se instalan fácilmente y a la vez mantienen la hermeticidad.
 - Un punto importante del diseño es garantizar que los gases de la columna de destilación se condensen completamente en la parte superior. Por esta razón, se determina que la conexión que viene de la columna burbujee en los condensados en el interior del condensador.
 - Para mantener el condensador superior siempre lleno y que exista burbujeo, la salida de recirculación no se encuentra en la sección inferior sino que un tubo fino llega hasta la mitad del tanque. Este tubo sale hacia la recirculación (Ver Figura 3-24)
 - Ambos equipos tienen chaquetas de enfriamiento. Para facilitar en la construcción y para cumplir los requerimientos de diseño, se determina que

estas chaquetas sean de 10 cm de espesor. Así se mantendrán en estado líquido los combustibles obtenidos del proceso de craqueo.

En la Figura 3-21 se observa el diseño mecánico del condensador inferior. Los condensados llegan por la sección superior y son almacenados en el tanque.

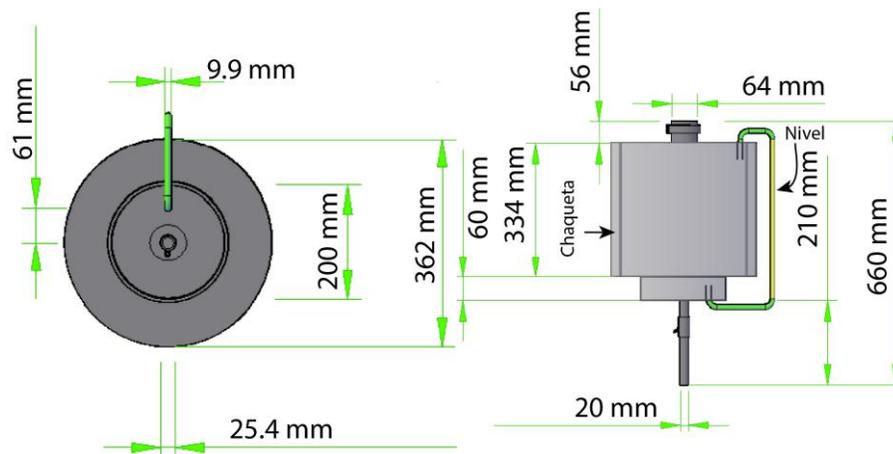


Figura 3-21: Diseño mecánico del condensador inferior.

El condensador superior tiene un diseño distinto ya que es necesario que los gases burbujeen para condensarse. En la Figura 3-22 se observa el diseño mecánico del condensador superior, en el cual se aprecia que la tubería interior llega casi al fondo del tanque.

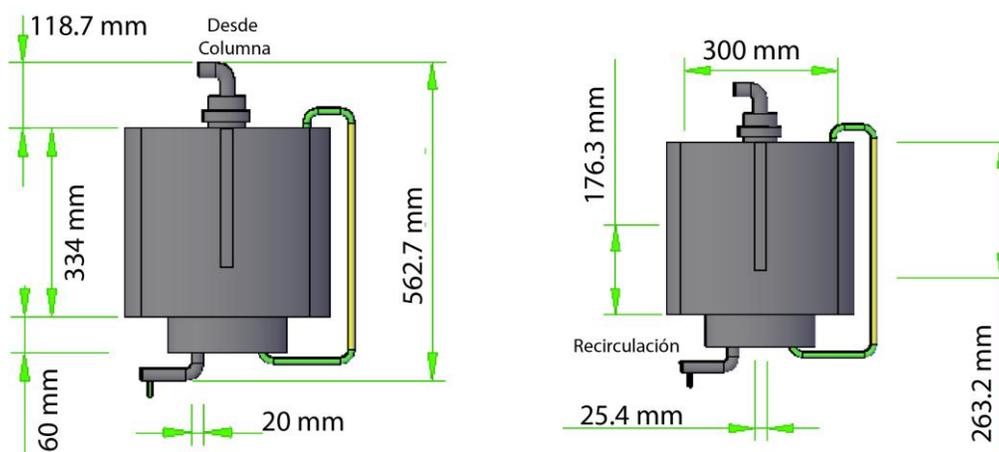


Figura 3-22: Diseño mecánico de condensador superior

3.7. Soportes y diagrama completo de la planta

Una vez finalizado el diseño de cada uno de los equipos, se procede al diseño completo de la planta. Como medio de soporte es posible utilizar cualquier material, sin embargo se determina el uso de acero inoxidable para evitar la pronta corrosión del mismo por los reactivos utilizados y a la incompatibilidad del material con los equipos.

El soporte está conformado por perfiles cuadrados, en la cual se apoyan los condensadores y las conexiones hacia la columna. Adicionalmente, el soporte es diseñado para lograr la correcta conexión de los equipos con la planta piloto. En las Figura 3-25 se puede observar el diseño completo de la planta.

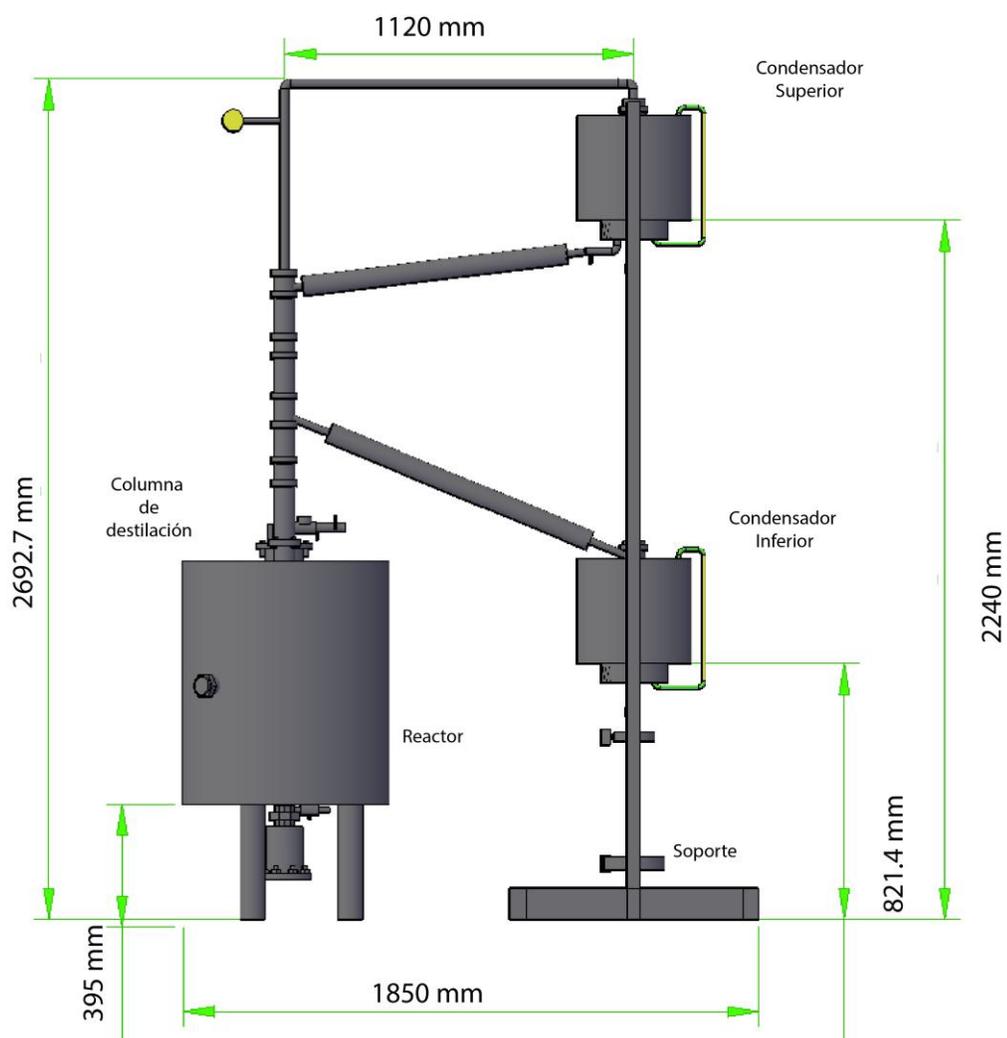


Figura 3-23: Diseño mecánico de la planta vista lateral

4. Construcción de la planta piloto

Una vez finalizado el diseño de los equipos, se procede a la construcción y montaje de la planta piloto. En las secciones siguientes se presentan los diseños mecánicos de los equipos y sus conexiones, así como el detalle de construcción de cada uno de los equipos y piezas que conforman la planta piloto.

La mayor parte de la construcción se realiza en las instalaciones de la empresa *InoxKing*, la cual se especializa en la construcción y montaje de equipos de acero inoxidable. Para la reducción de costos se procura utilizar el material disponible en la fábrica y buscar las opciones más económicas para la construcción de los equipos. Además, se debe mencionar que durante la construcción de los equipos, la experiencia y las recomendaciones de los ingenieros de la planta fueron muy útiles. Sobre todo en la selección adecuada de materiales y accesorios que permiten una fácil operación de la planta.

A continuación se presenta, en detalle, las especificaciones durante la construcción de cada uno de los diferentes equipos.

4.1. **Construcción del reactor de craqueo térmico**

El reactor de craqueo es la parte más delicada durante la operación por las altas temperaturas que hay en su interior; por ello su construcción debe ser realizada con la mayor calidad posible. Hay que recordar la importancia de mantener la hermeticidad, así como las altas temperaturas que se manejan en el interior. Las condiciones de diseño del reactor han sido especificadas anteriormente en la sección 3.3.4.

Para la construcción del equipo se utiliza un tanque existente de acero inoxidable, donación de *InoxKing*, cuyas dimensiones son 60 cm de diámetro, 62 cm de alto y una capacidad de 175 litros. La lámina del tanque tiene un espesor de 4.00 mm AISI 304, por lo que cumple los requerimientos de seguridad especificados en la sección de diseño.

La construcción del reactor se realiza en dos etapas, en la primera etapa se tiene la construcción de la estructura interna, la cual incluye:

- Construcción del tanque interno, verificación de que no existan fallos en la soldadura, y la creación de aberturas en las partes superior e inferior para entrada y salida de flujo (Ver Figura 4-1).
- Construcción de conexiones laterales para colocar la resistencia y elementos de control (termocupla).
- Construcción de fondo cónico para recuperación de residuos sólidos.
- Instalación de 3 soportes para el reactor.



Figura 4-1. Adaptaciones en la sección superior y lateral del reactor de craqueo.

Esta etapa es muy importante ya que una vez que se coloca la chaqueta térmica no será posible realizar futuros cambios al reactor. Es importante recordar que en la sección de diseño del reactor, se determinó un ángulo de 120° entre las entradas laterales como se puede observar en la Figura 3-8 en la sección de diseño. En el diagrama se puede observar que la termocupla se encuentra exactamente entre las dos resistencias, optimizando así la medición de temperatura en el interior del reactor.

Se calculó que la potencia necesaria es de 12 kW, ya que permite que la reacción se realice en un tiempo de 8 horas. Una vez realizadas distintas cotizaciones, se eligió la resistencia especificada en la Tabla 4-1.

Tabla 4-1: Características técnicas de la resistencia.

Resistencia Térmica	
Longitud	55 cm
Diámetro	$2 \frac{1}{2}$ "

Potencia	12 kW
Proveedor	Resistencias Omega

Esta resistencia cumple con las características técnicas necesarias par el proceso de craqueo. El ingreso adicional será útil para expansiones futuras de la planta ya sea con la instalación de una resistencia adicional o el ingreso de catalizadores. La resistencia está conformada por tres tubines por los cuales se disipa calor. El voltaje para el cual fue diseñada el sistema de control es de 220 voltios, por lo cual el paso previo a la instalación se realiza las adaptaciones pertinentes para conectar la resistencia. Se utilizaron adaptadores de cobre los cuales son altos conductores de corriente (Ver Figura 4-2).



Figura 4-2. Construcción de adaptaciones y resistencia térmica

La resistencia cuenta con una conexión rosca, por lo que se instalaron dos roscas hembras en las partes laterales del reactor. Como el largo de la resistencia es de 55 cm, las dos conexiones fueron colocadas a distintas alturas para que sea posible colocar 2 resistencia sin ningún problema. Ya que el presente proceso sólo se utiliza una resistencia, se coloca un tapón en la segunda abertura (Ver Fig 4-3)



Figura 4-3. a) Adaptación lateral rosca. b) Reactor de craqueo sin recubrimiento

La segunda etapa de la construcción del reactor consiste en la instalación del recubrimiento externo. En esta etapa se incluye,

- Instalación de bridas y neoplos en las conexiones para facilitar futuras adaptaciones.
- Colocación de recubrimiento térmico alrededor del reactor.
- Instalación del sistema de control de nivel.
- Instalación del tanque de recolección de sólidos.
- Adaptaciones en el manhole para ingreso de reactivo

El primer paso consiste en colocar las bridas en la parte superior, las mismas que permiten la conexión con la columna; también, un manhole con una adaptación que permite el ingreso de aceite usado. Una vez terminada la instalación de bridas, se continúa con el recubrimiento del reactor con poliuretano, que tendrá espesor de 4 mm. El recubrimiento cubre todo el reactor como se ve en la Figura 4-4.



Figura 4-4. Reactor de craqueo con recubrimiento

Una vez terminada la construcción del recubrimiento y soporte del reactor, se realiza la construcción del medidor de nivel.

Si bien han sido colocadas todas las conexiones de flujo, aún era necesaria la instalación del sistema de control de nivel para la correcta operación del reactor. Inicialmente, se analiza la instalación de un sistema de control automático en el interior del reactor; sin embargo, por las altas temperaturas y el tipo de fluido que existe en el interior, se determina que los equipos que cumplan con estos requerimientos tienen un precio demasiado elevado.

Por ello se determina la instalación de un sistema de control de nivel por medio de vasos comunicantes. Este es un sistema de control visual en el cual una tubería lateral se encuentra conectada al interior del reactor y un visor permite observar el nivel en el interior del reactor.

Los visores de nivel utilizados en la industria están fabricados, generalmente, de vidrio pírrex o polímeros resistentes al calor. Sin embargo, ningún visor de nivel soporta una temperatura mayor a los 240 °C, porque existe el riesgo de fractura del visor. Luego de analizar diferentes opciones para resolver este problema, se coloca un sistema de enfriamiento a lo largo de la tubería que se conecta al nivel. De esta forma, se evita una alta temperatura en la sección del visor y, además, se utiliza esta sección fría para la toma de muestras del interior del reactor. El visor utilizado se presenta en la Figura 4-5.

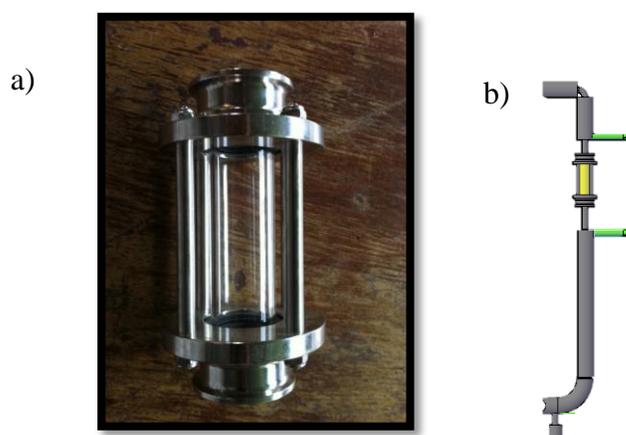


Figura 4-5. a) Visor de nivel del reactor. b) Diagrama mecánico del nivel

Como se puede observar en la Figura 4-5b, el vaso comunicante para el nivel está conformado por una tubería de $\frac{1}{4}$ in, recubierta con una chaqueta de $\frac{1}{2}$ in. El nivel cuenta con

una válvula en la sección superior que evita el ingreso de flujo desde el reactor; y una válvula en la sección inferior que permite la toma de muestras de aceite, aún cuando se encuentra en operación como se observa en la Figura 4-6 a y b.

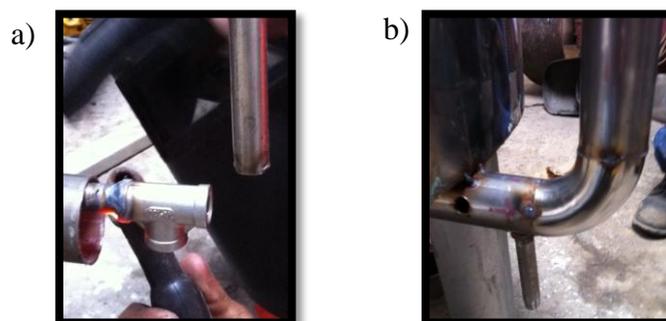


Figura 4-6. Recubrimiento del medidor nivel y adaptación para toma de muestras

En la Figura 4-7 se observa que el nivel no se encuentra conectado directamente al reactor sino a la brida superior y a la adaptación inferior. Esto se debe a que un agujero tan fino en el reactor podría obstruirse fácilmente, además, la expansión térmica podría dañar la tubería interna. Es muy importante mencionar que la válvula superior siempre debe encontrarse abierta cuando se opera la planta, caso contrario no se podrá observar el nivel del aceite en el interior.

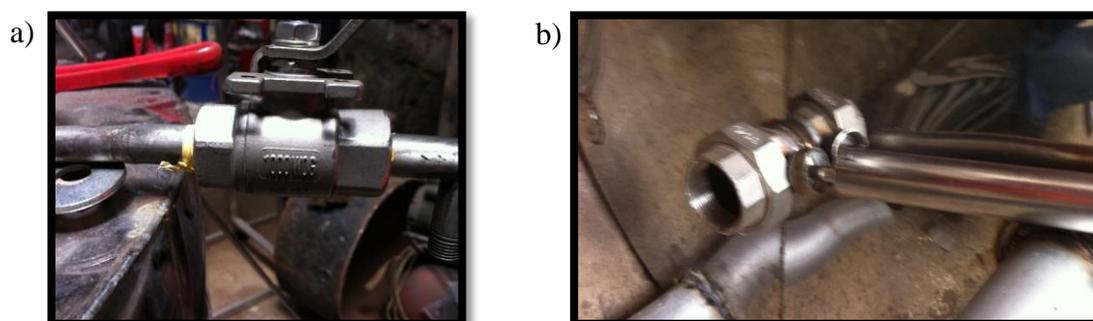


Figura 4-7. a) Válvula en superior del nivel. b) Conexión del nivel en la sección inferior

Durante la construcción de la planta piloto, se buscó que cada pieza pueda ser desmantelada fácilmente para mantenimiento o reemplazo en caso de fallo. Por esta razón, en cada extremo del visor de nivel fueron colocados conexiones universales (Figura 4-8a), que facilitarán el mantenimiento del mismo. Una vez terminada la instalación, se coloca una pequeña pieza que evita el movimiento del nivel cuando sea transportado.

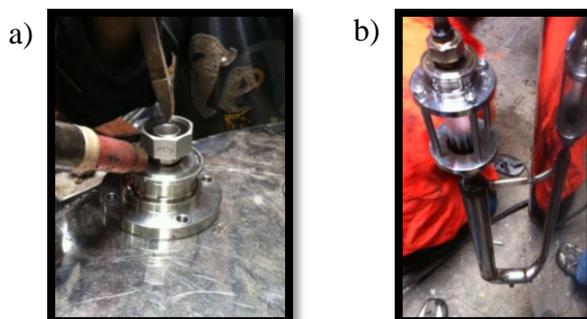


Figura 4-8. a) Soldadura de universal b) Nivel del reactor de craqueo

El reservorio consiste en un pequeño tanque ubicado en la sección inferior del reactor en el cual se acumulan los sólidos producidos en el proceso de craqueo térmico. En la sección 3.4 se determinaron las características y dimensiones del reservorio para la acumulación de residuos sólidos (Tabla 3-19). Ya que el tanque de recolección de residuos debe ser limpiado continuamente, se descarta una conexión bridada con el tanque y se opta por una conexión universal de acero inoxidable de 4 pulgadas. De esta forma es fácil remover el reservorio para mantenimiento, a la vez que se alcanza la máxima hermeticidad posible. En la Figura 4-9 se puede observar la conexión universal en el inferior del reactor.

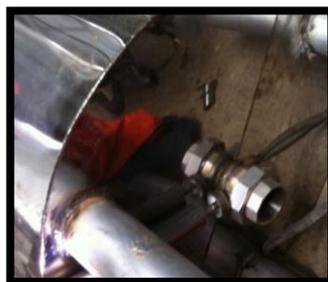


Figura 4-9. Conexión universal para reactor y reservorio.

Para la construcción del reservorio se utilizó una pieza bridada donada por *InoxKing*, antes utilizada para el transporte de petróleo. Esta pieza no sólo tenía las dimensiones requeridas, sino también un espesor de pared de 15 mm.

Como la sección bridada no iría conectada al reactor, se instaló una brida ciega para sellar el tanque de recolección. Esto facilita el mantenimiento ya que al momento que la acumulación de sólidos es excesiva, se abre el tanque y se lo limpia fácilmente.

Finalmente, se pule la brida en un tornero para lograr una superficie lisa y que no exista ningún tipo de fugas. El aislante utilizado para la brida es asbesto de 4 mm, el cual es resistente a las altas temperaturas y a la corrosión. En la Figura 4-10a se puede observar la pieza original de la cual se toma una sección lateral para obtener la pieza final que también se presenta en la Figura 4-10b.



Figura 4-10. a) Pieza Original b) Reservorio de recolección de sólidos.

El reactor de craqueo cuenta con varias entradas y salidas que ya fueron descritas en las secciones anteriores. A continuación, se describen las otras conexiones existentes en el reactor. Primero, es importante mencionar el ingreso de aceite al reactor. Como se describe en el capítulo de diseño, en la tapa superior del reactor se instala un manhole, por el cual se puede realizar mantenimiento, pero también es utilizado para el ingreso del aceite e instalación de sensores.

En el manhole (Figura 4-11a) está el ingreso de una tubería de 1 in, por la cual entra el fluido hasta el fondo del reactor. Este diseño permite que durante la operación el aceite llegue directamente a la sección con líquido y no tome contacto directo con los gases a altas temperaturas.

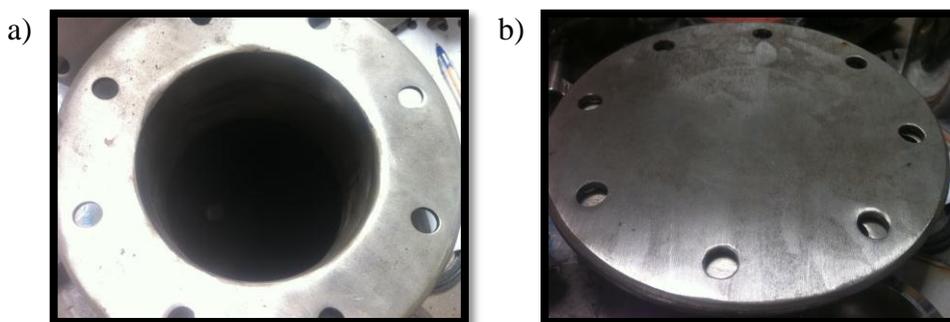


Figura 4-11. a) Manhole reactor de craqueo. b) Tapa manhole sin adaptaciones

Adicionalmente, en el manhole se encuentran una adaptación de $\frac{1}{4}$ de pulgada para instalación de un manómetro y una tubería de 1 in que permite la instalación de una válvula de alivio . En la parte superior se encuentran una conexión de 1 in para el ingreso de aceite y dos entradas pequeñas para conectar un manómetro y la válvula de alivio.

El reactor cuenta con cuatro salidas. En la parte inferior se encuentran el reservorio de acumulación de sólidos y una salida hacia el nivel con una válvula para muestras (que ya fueron descritos anteriormente). En la sección superior está la conexión con la columna de destilación por la cual salen los hidrocarburos livianos luego de la reacción de craqueo.

Durante el diseño de la columna de destilación se determinó que estaría conformada por varios segmentos fácilmente removibles. Por lo tanto, para la construcción se utilizan ferules y abrazaderas. Ya que en el centro de la sección superior del reactor hay una salida de 2.5 in, un ferul, como el de la Figura 4-12, se suelda a la salida para permitir la conexión con la columna. Este tipo de conexión facilita no sólo la instalación de la columna, sino también garantiza hermeticidad de la conexión



Figura 4-12. Ferules, abrazaderas y empaques

Por otro lado, en la conexión universal entre el reservorio inferior y el reactor existe una tubería de 1 in con una válvula que permite vaciar el reactor. Esta conexión fue agregada al comprobar que la toma de muestras en el nivel, de tan solo $\frac{1}{2}$ in de ancho, no permite vaciar el reactor rápidamente luego de cada lote. Como la válvula no soporta altas temperaturas, la tubería tiene una longitud de 60 cm. Esto permite que el calor se disipe y no existan problemas en la válvula.

4.2. **Construcción de la columna de destilación**

Una vez terminada la construcción del reactor, se procedió a ensamblar la columna de destilación. Como se definió en la sección de diseño, la columna se encuentra formada por varias secciones, estas sostienen cuatro platos donde ocurrirá la interface.

Para la construcción de la columna de destilación se utiliza un tubo de acero inoxidable de 2 pulgadas cortado transversalmente en base al diagrama presentado en la Figura 3-19. En cada extremo de las secciones se suelda un ferul como se puede observar en la Figura 4-13.

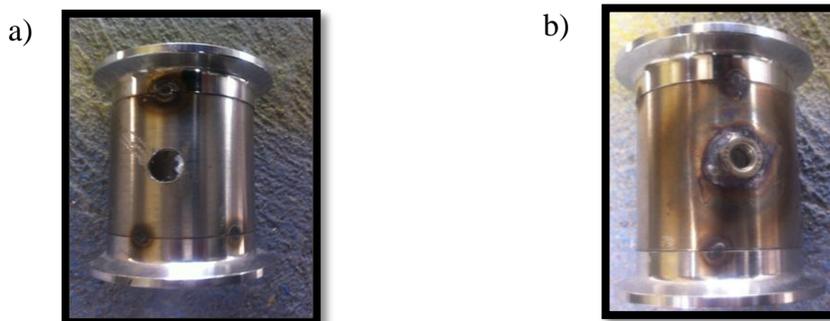


Figura 4-13. a) Sección de columna b) Tornillo para termocupla soldado

En la figura 4-13a se puede observar que la soldadura no se encuentra completa, porque solamente han sido tomados varios *puntos de soldadura*. Esto se debe a que sólo una vez que se verifica que cada pieza tiene la alineación correcta, se procede a completar la soldadura. Este proceso se repite para cada pieza de la columna, por lo cual es completamente desmantelable.

También se observa que existe una entrada en la mitad de la sección (Figura 4-13b), este agujero es para la instalación de la termocupla. Esta se encuentra en la mitad de la pieza, justo por encima de la placa, y permitirá que la termocupla esté en contacto con el líquido condensado en la interface.

Para la construcción interna de los platos es importante recordar que el objetivo es mantener sobre ellos una fina capa de líquido para la recirculación, por lo tanto no es viable sólo realizar agujeros en las placas de acero sino que es necesario que estos agujeros tengan una salida que permita mantener el líquido y el gas burbujee al pasar la placa.

Por esta razón, la construcción se realizó en base a un punzón fabricado en las instalaciones de la Escuela Técnica Don Bosco. Este punzón fue diseñado para realizar perforaciones en las placas de una lámina de acero de 2 mm, que permiten realizar agujeros de 1.5 mm, a la vez que dejan un altura de 1.5mm para la acumulación de líquido. Es importante notar que es un trabajo delicado ya que el punzón debe entrar lentamente para no romper la lámina, creando grietas. Las placas obtenidas se pueden observar en la Figura 4-14.



Figura 4-14. Platos de columna de destilación

Las placas deben ser colocadas en posición transversal en el centro de cada una de las secciones de la columna, pero no pueden ser soldadas, ya que las láminas son muy finas y se deformarían cambiando las medidas. Para evitar el problema sólo se dan cuatro puntos de soldadura para centrar las placas. Luego se utiliza masilla de alta resistencia térmica (Distribuidor ABB), para sellar los bordes entre la placa y tubería. La masilla se seca rápidamente y mantiene a las placas completamente firmes y planas. En la Figura 4-15a y b se puede observar el proceso de puntos de soldadura, se realizan cuatro puntos de soldadura

(Figura 4-15c), y la construcción termina aplicando la masilla resistente a la temperatura (Figura 4-15d).

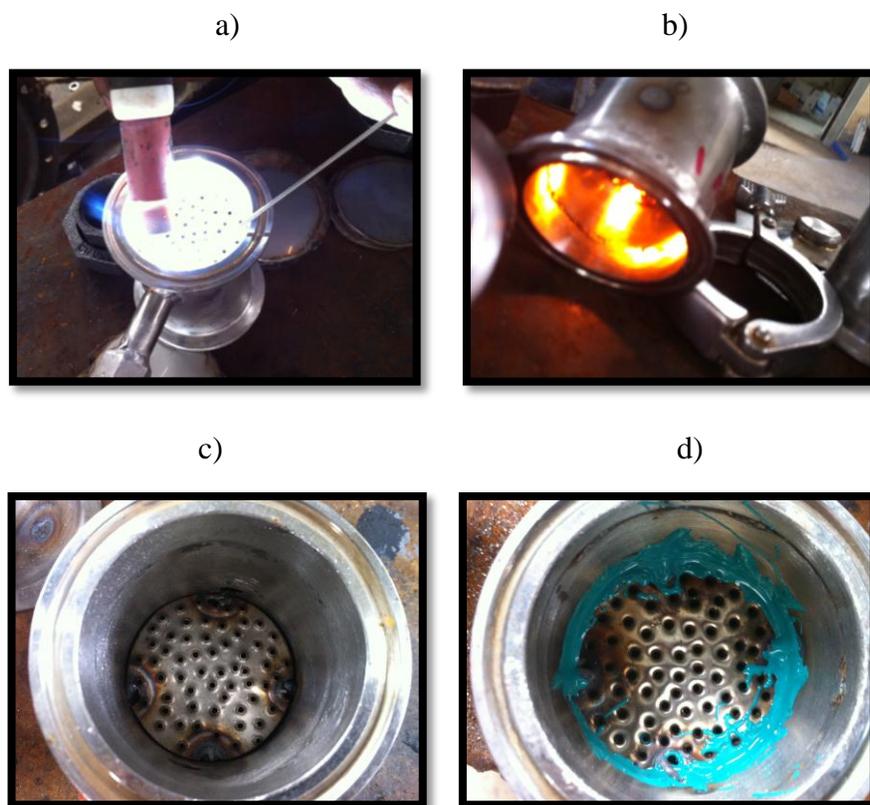


Figura 4-15. a) Proceso de soldadura b) Enfriamiento c) Plato con soldadura parcial
d) Plato con resina plástica

Igualmente es importante determinar cómo se realiza la conexión de la columna con los intercambiadores y el condensador. En la parte superior de la columna hay una tubería que se conecta directamente al condensador; por ésta subirán los gases y serán condensados al burbujear en el líquido en la parte superior. Esta sección tiene un diámetro de dos pulgadas, y conexión tipo ferul en ambos extremos (Figura 4-16).



Figura 4-16. Conexión superior de la columna a los condensadores

En el caso anterior, la abrazadera, junto con los empaques, permiten completa hermeticidad del sistema. Sin embargo, para la conexión con los intercambiadores de calor no es posible utilizar ferules, ya que solo existe una tubería de $\frac{1}{4}$ in. Por esta razón se utilizaron dos sistemas. Para la conexión inferior, se soldó completamente la pieza al intercambiador (Figura 4-17). En la sección superior, se soldó una conexión universal de $\frac{1}{4}$ in, y con teflón resistente a la temperatura permite no existe ninguna fuga.



Figura 4-17. Soldadura con inicio del intercambiador de calor

4.3. **Construcción de intercambiadores**

Los intercambiadores de calor son una de las secciones más sencillas de construir. Consisten en una tubería de $\frac{1}{4}$ in rodeada por una tubería de $2 \frac{1}{2}$ in. La tubería externa tiene dos conexiones para la entrada y salida de líquido del refrigerante de la columna. Para facilitar su construcción se realizaron dos intercambiadores con dimensiones exactamente iguales, como se definió en la sección 3.6.2 de diseño. El único punto que es importante mencionar, es

que el condensador superior cuenta con una válvula en la sección superior. En la Figura 4-18 y 4-19 se observa el intercambiador de calor superior e inferior. Ambos condensadores tienen mangueras del sistema de enfriamiento. Estas mangueras son ajustadas mediante abrazaderas.



Figura 4-18. Intercambiador de calor superior



Figura 4-19. Intercambiador de calor inferior

4.4. ***Construcción de condensadores***

La planta piloto cuenta con dos condensadores: uno en la sección superior utilizado para el reflujo de condensados a la columna, y uno en la sección inferior para recolección de productos. En la Sección de Diseño 3.6.2 se determinaron las dimensiones de ambos condensadores.

Para la construcción de ambos equipos se utilizó un tanque vertical de acero inoxidable que antes se usaba para el transporte de leche (Figura 4-20). El uso de este tanque facilita la

construcción ya que cuenta con entradas en las secciones superior e inferior y además reduce costos.

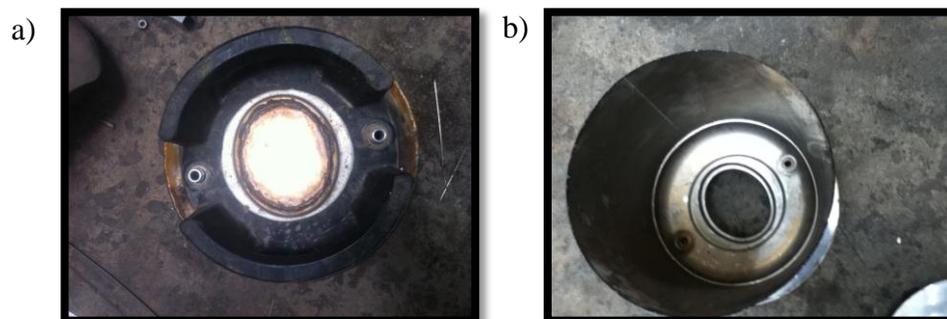


Figura 4-20. a) Sección superior del tanque b) Sección inferior del tanque

Como se observa en la Figura 4-20, ambas secciones se cortan por igual. El primer paso consiste en realizar las tapas superiores para sellar los tanques y realizar el recubrimiento porque ambos condensadores cuentan con una chaqueta térmica a su alrededor.

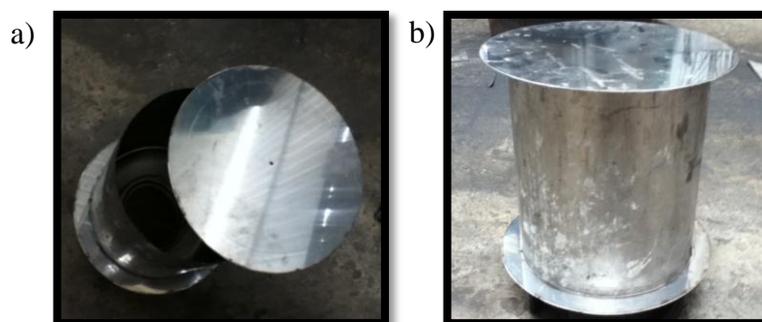


Figura 4-21. a) Tapa recubrimiento condensador inferior b) Tanque inferior antes de instalar la chaqueta térmica.

Una vez finalizada esta etapa, se instalaron las entradas de fluido para los condensadores. Para mantener la hermeticidad y permitir un fácil mantenimiento, en ambos equipos se utilizaron ferules en la parte superior (Figura 4-22). En la sección inferior sólo se instala un ferul superior que permite la conexión con el intercambiador y columna. Mientras que en el condensador superior, se instalan dos ferules, para facilitar la conexión con la

columna permitiendo el fácil mantenimiento. Como se puede observar en la Figura 4-23, finalmente, se realizan las adaptaciones para poder sostener los condensadores al soporte.



Figura 4-22. a) Conexión condensador inferior b) Conexiones condensador superior



Figura 4-23. Condensador superior en soporte

4.5. ***Construcción del Soporte y Ensamblaje de la Planta***

La construcción del soporte es sencilla; sin embargo, es importante tener cuidado con la alineación para que los equipos se conecten correctamente a la columna, manteniendo la hermeticidad. Para su construcción se utilizó tubería rectangular hueca de acero inoxidable, esto es importante, debido a que reduce costos y a la vez no es afectado por la corrosión. Se diseñaron dos secciones de soporte para colocar los dos condensadores. El filtro es conectado directamente al condensador inferior y no necesita soporte adicional (Figura 3-24)



Figura 4-24. Soporte

Una vez terminado el soporte se procedió a ensamblar todas las piezas como se indica en la Figura 4-25. Adicionalmente se observa con detalle las conexiones de todas las mangueras del sistema de enfriamiento al equipo.

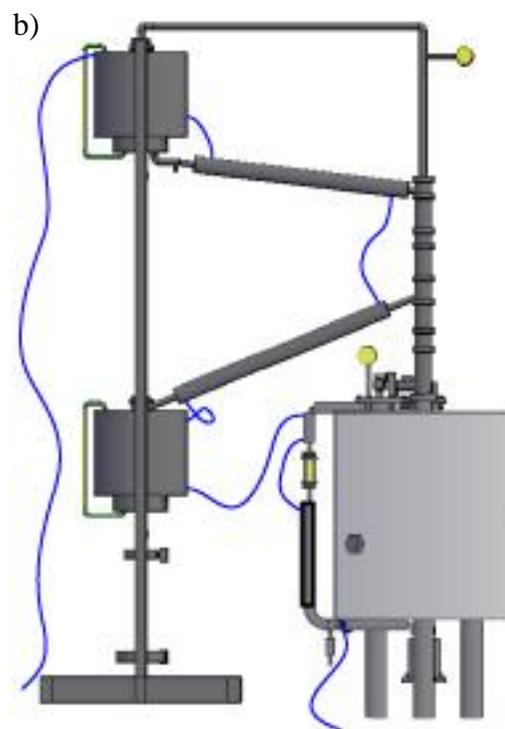


Figura 4-25. a) Planta piloto b) Sistema de enfriamiento

4.6. *Instalación del sistema de control de temperatura*

Una vez ensamblado el equipo se procedió a conectar el sistema de control electrónico de temperatura. El sistema de control consta de una termocupla, un controlador y una resistencia que actúa como calefactor. El controlador de temperatura se encuentra protegido dentro de un tablero con las debidas protecciones contra sobrecarga y cortocircuito. La Tabla 4-2 presenta la lista de materiales utilizados para el control electrónico de temperatura.

Tabla 4-2: Elementos utilizados control temperatura

Cantidad	Detalle	Función
1	CONTACTOR 3F/AC3:125A/40HP/37KW B:100-240V LS	Switch que abre o cierra paso de energía eléctrica a la resistencia calefactora.
1	CONTROL D/TEMP DIGITAL MULTI 100-240VAC HANYOUNG	Elemento de control de temperatura
1	INDICADOR DE TEMPERATURA 4 DIGITOS 5 SENSORES	Pantalla digital para indicar temperatura
3	TERMOCUPLA TIPO 500 oC K TORNILLO	Elemento sensor de temperatura para reactor columna
1	TERMOCUPLA TIPO K 1/2" NPT C/CABEZAL L:100mm DIA: 6.4mm	Elemento sensor de temperatura para reactor
1	GABINETE METALICO LIVIANO 60x40x20	Tablero metálico donde se instalan todos los elementos electrónicos
1	SELECTOR 2 POS. 22mm CSC	Selector ON-OFF para encender sistema de control de temperatura
1	LUZ PILOTO ELECTRONICA 22mm 220V VERDE CSC	Luz para indicar estado del sistema
1	BREAKER 3P 150AMP 600V T/CAJA MOLDEADA LS	Protección para cortocircuito en resistencia calefactora alta corriente
1	BREAKER 1P 2AMP 230/400 P/RIEL LS	Protección para cortocircuito elementos de control, baja corriente.
10	CABLE FLEXIBLE # 18AWG GTP	Cable utilizado para circuito de control
2	CABLE SUPERFLEX # 2AWG 1KV	Cable utilizado para circuito de potencia
6	TERMINAL COMPRESION CORTO 35mm AWG # 2	Terminal para los cables de potencia

20	TERMINAL "U" AWG # 22-18 ROJO	Terminal para cable de control
1	RIEL DIN ECO	Soporte acoplado al gabinete metalico que sostiene los elementos electrónicos.
1	RESISTENCIA 12 kW 220V	Elemento calefactor

Adicionalmente al sistema de control, existen 3 termocuplas a lo largo de la columna de destilación. Estas termocuplas no forman parte del sistema de control, mas se encuentran conectadas a un visor y permiten observar el perfil de temperatura de la columna una vez iniciado el proceso de craqueo. En la Figura 4-26 se observa un diagrama del sistema electrónico en la planta piloto.

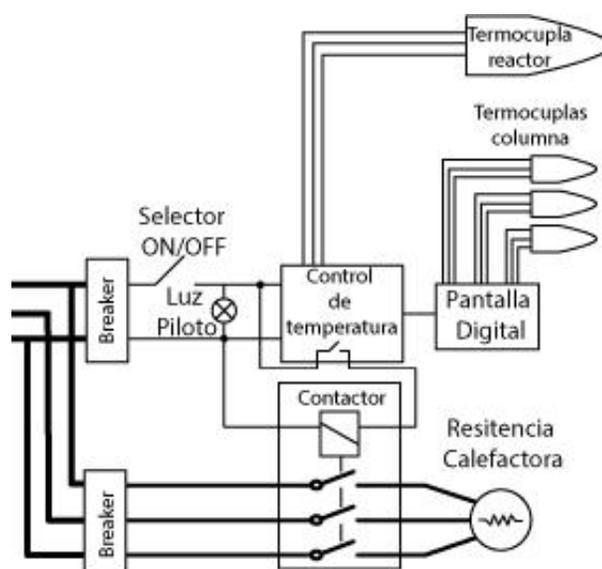


Figura 4-26. Esquema electrónico de la planta piloto

5. Puesta en marcha de la planta piloto

Concluida la construcción de la planta piloto se procedió al arranque y operación de la misma. En este capítulo se describen el arranque así como las pruebas previas realizadas incluyendo hermeticidad, destilación y análisis de presión y temperaturas.

5.1. Pruebas de hermeticidad con agua

La planta piloto para tratamiento de aceites usados contiene reactivos y productos altamente inflamables. Por lo tanto, es muy importante verificar que cada equipo y cada conexión cumple las características de hermeticidad requeridas. Para realizar esta prueba, se llena el reactor con agua potable, se cierran todas las válvulas de entrada y salida en el reactor, y se procede a elevar la temperatura encendiendo la resistencia. En la Figura 5-1 se puede observar el aumento de la temperatura respecto al tiempo en el interior del reactor.

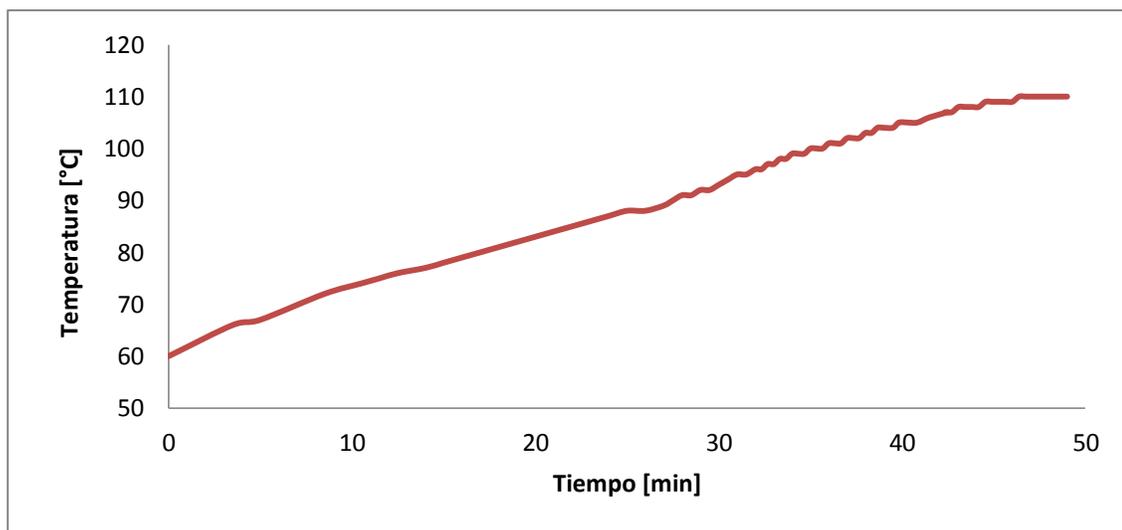


Figura 5-1. Perfil de Temperatura Reactor sistema hermético

Como se observa, la temperatura aumenta linealmente hasta alcanzar el punto de ebullición. Ya que la resistencia se mantiene encendida, la temperatura continua aumentando lentamente calentando el fluido a presión hasta alcanzar 108 °C. De manera similar, la presión interna del reactor aumenta como se puede observar en la Figura 5-2, lo que comprueba la hermeticidad del reactor.

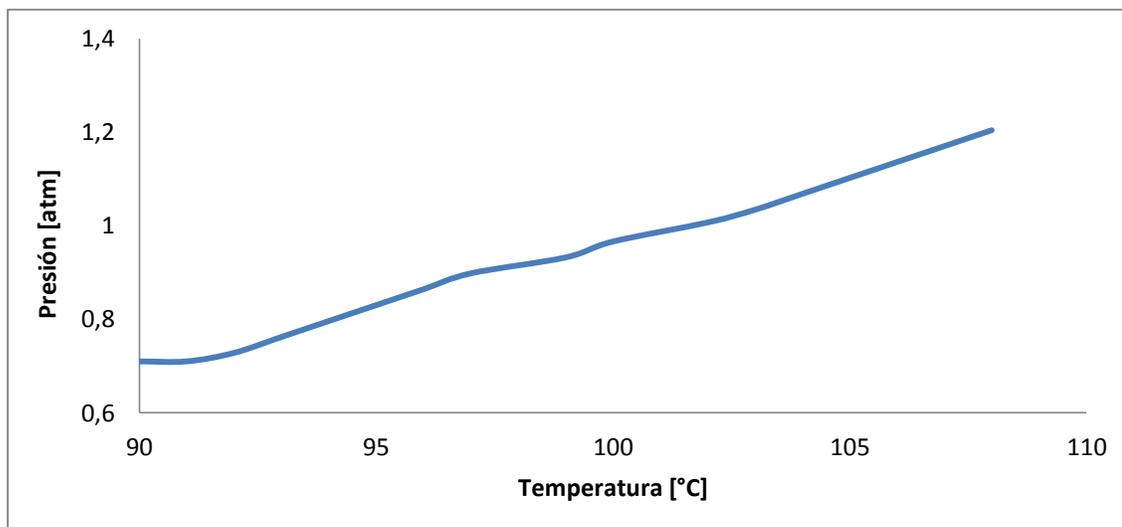


Figura 5-2. Perfil de presión reactor sistema hermético

La presión en el interior del reactor es inicialmente atmosférica, 0.71 atm, y con un calentamiento constante llega hasta 1.2 atm. Por lo tanto se corrobora la hermeticidad del sistema. Es importante mencionar que en las primeras pruebas sí se observaron fugas en las termocuplas de la columna así como en las conexiones con los condensadores. Para sellar las termocuplas se utilizó resina plástica resistente a la temperatura, la misma que se utiliza para fijar los platos en la columna de destilación. La resina consiste en una masa formada por polímeros, que al contacto con el aire se endurece. En el caso de las conexiones con los condensadores, los empaques de caucho simple fueron reforzados con teflón resistente a la temperatura. Realizados estos cambios se obtuvo la hermeticidad completa del sistema.

5.2. Destilación de agua y pruebas del sistema de enfriamiento

Una vez terminadas las pruebas de hermeticidad, se procedió a evaluar la eficiencia de calentamiento de agua, así como la efectividad del sistema de enfriamiento. Para esto, se utilizó la planta piloto para obtener agua destilada.

Primero se realizó la prueba sin sistema de enfriamiento activado para determinar el perfil de temperatura. Para esto se abrió la válvula del condensador superior y se prendió la resistencia, evitando así la acumulación de presión. En la Figura 5-3 se tiene la curva de calentamiento de agua sin acumulación de presión.

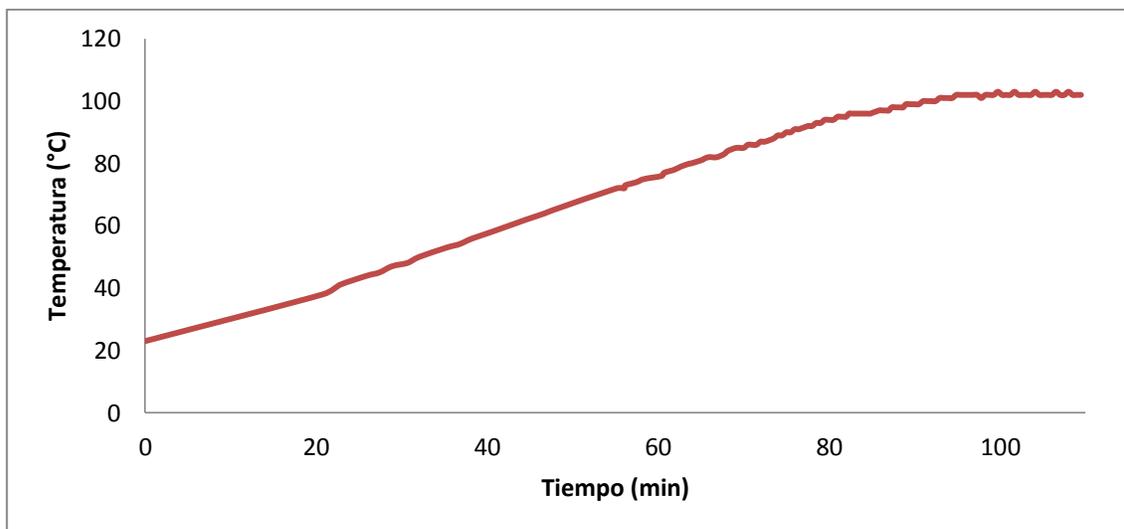


Figura 5-3. Perfil de temperatura reactor sin enfriamiento

Ya que el sistema de enfriamiento se encuentra apagado, todo el vapor de agua sale por el condensador superior hacia el laboratorio. A diferencia del experimento anterior, se aprecia que la temperatura en el reactor se estabiliza en 102 °C. Este valor nos indica que existe una pequeña acumulación de presión en la planta piloto que se puede observar en la Figura 5-4.

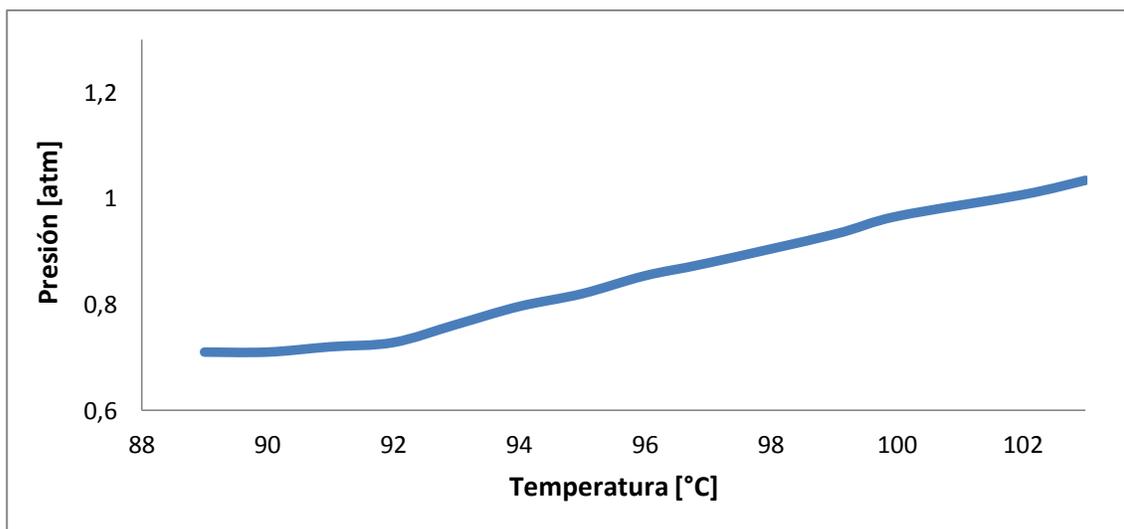


Figura 5-4. Perfil de presión del reactor en sistema abierto

Con estas pruebas se concluye que la presión acumulada es de 1.2 atm, por lo cual el sistema está funcionando de la manera esperada.

Terminado este análisis se procedió al estudio del sistema activando el sistema de enfriamiento. Para determinar su efectividad de la destilación se realizó el *balance de masa* para el proceso, determinando cuanta cantidad de destilado se obtiene.

Primero se verificó que el sistema de enfriamiento esté funcionando y no existan problemas en la conexiones. Se debe recordar que todos los equipos de la planta se encuentran interconectados, ingresando el agua primero al sistema de nivel del reactor, luego pasando al condensador inferior, intercambiadores y finalmente al condensador superior por donde el agua se recicla o es almacenada para su posterior uso.

La prueba de destilación fue realizada dos veces. La primera consistió en ajustar al controlador de temperatura en modo automático de tal manera que la resistencia siempre permanezca encendida y la temperatura se estabiliza en aprox. 100 °C (temperatura de ebullición del agua). Para la segunda prueba se ajustó el control de temperatura en modo manual fijando tres distintos set points: 54 °C, 74 °C y 94 °C .

En ambas pruebas se tomaron datos de temperatura del reactor y la columna periódicamente, para posteriormente graficar los perfiles de temperatura del sistema. Se observa, en la Figura 5-5, que el comportamiento de la temperatura dentro del reactor se acerca asintóticamente a 101°C. Por lo cual concluimos que hay una pequeña acumulación de presión en el interior del reactor.

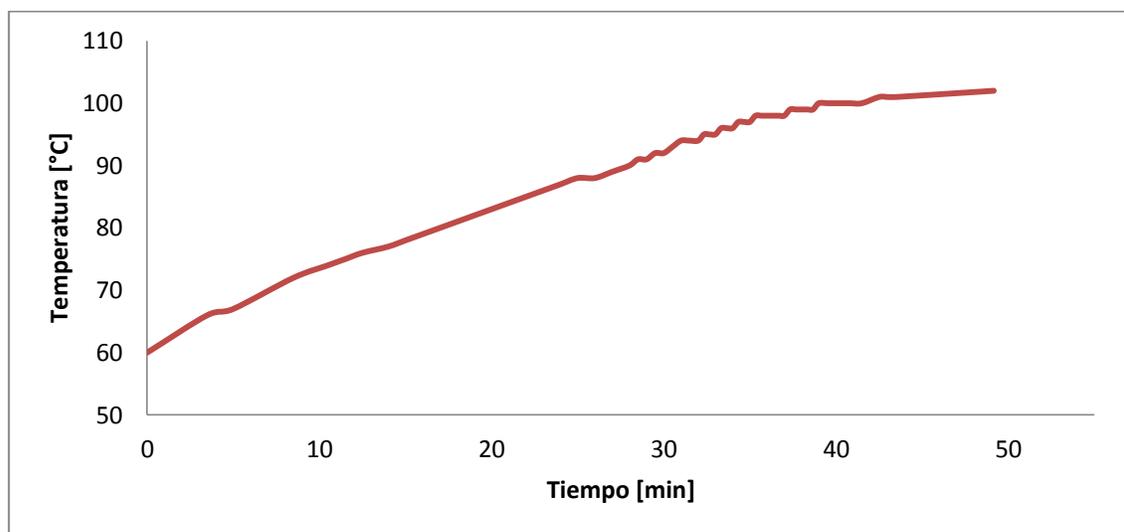


Figura 5-5. Perfil de Temperatura reactor (modo automático)

En cuanto a la temperatura de la columna de destilación, Figura 5-6, se presentan tres curvas (T1, T2, T3) que corresponden a cada una de las termocuplas ubicadas en orden ascendente desde la base de la columna hasta el tope de la misma. El perfil de temperatura en esta zona permanece constante hasta que empieza a evaporar el agua, a partir de este momento hay un crecimiento exponencial seguidos por un acercamiento hasta los 100 °C, donde todas las temperaturas aumentan hasta llegar a una temperatura entre 82 y 90 °C en la columna.

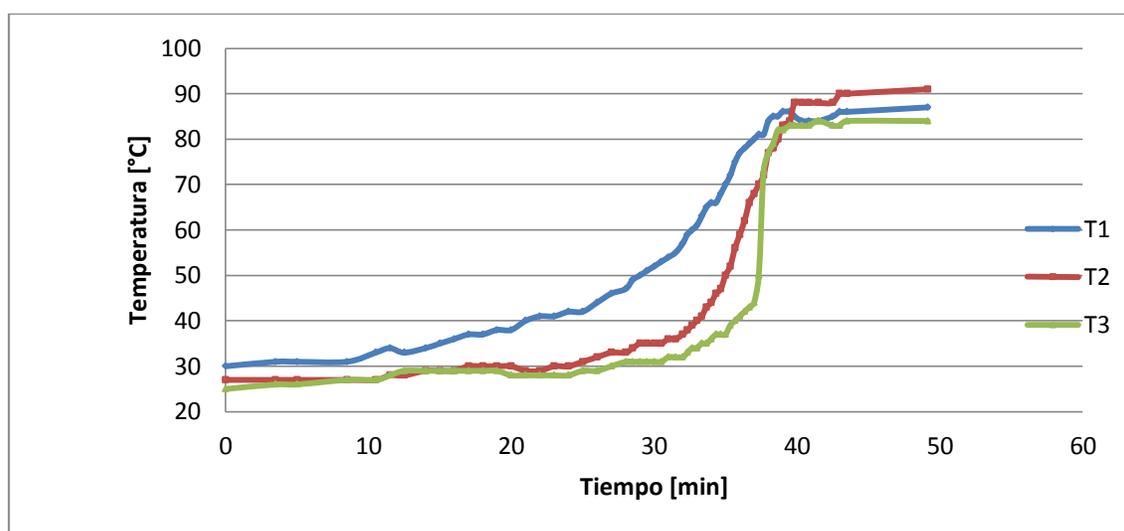


Figura 5-6. Perfil de temperatura de la columna de destilación (modo automático)

A continuación se procedió a las pruebas con set-point definido. En la Figura 5-7 y Figura 5-8 se muestran los resultados del experimento utilizando el controlador en modo manual para tres diferentes *set-points* (54°C, 74 °C y 94°C). En las pruebas llevadas a cabo se observa un offset de 4°C por encima del set-point fijado en el controlador. Las líneas verticales presentes en cada gráfica dividen las tres distintas pruebas, cada una con su set-point determinado.

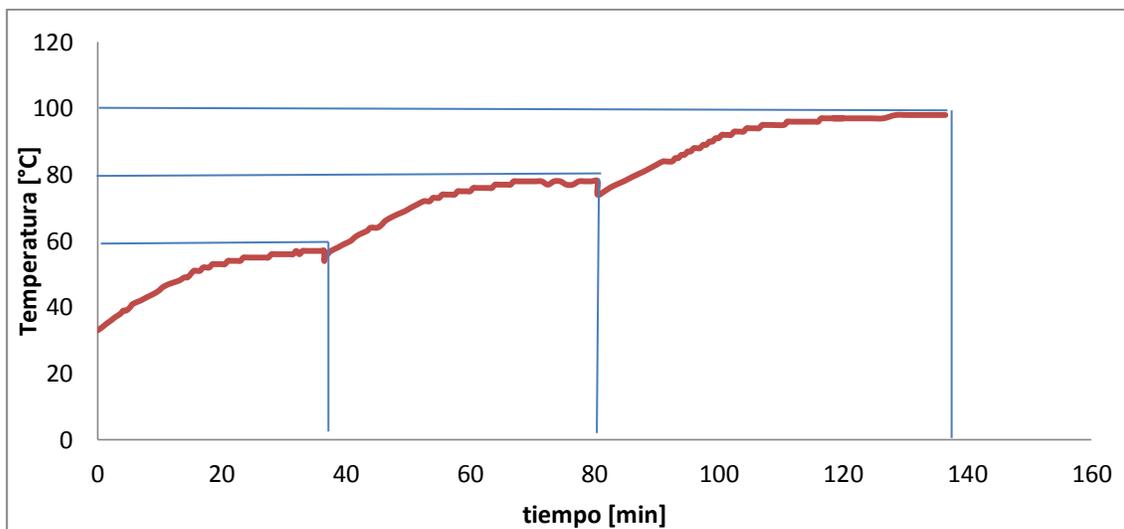


Figura 5-7. Perfil de temperatura del reactor (modo manual)

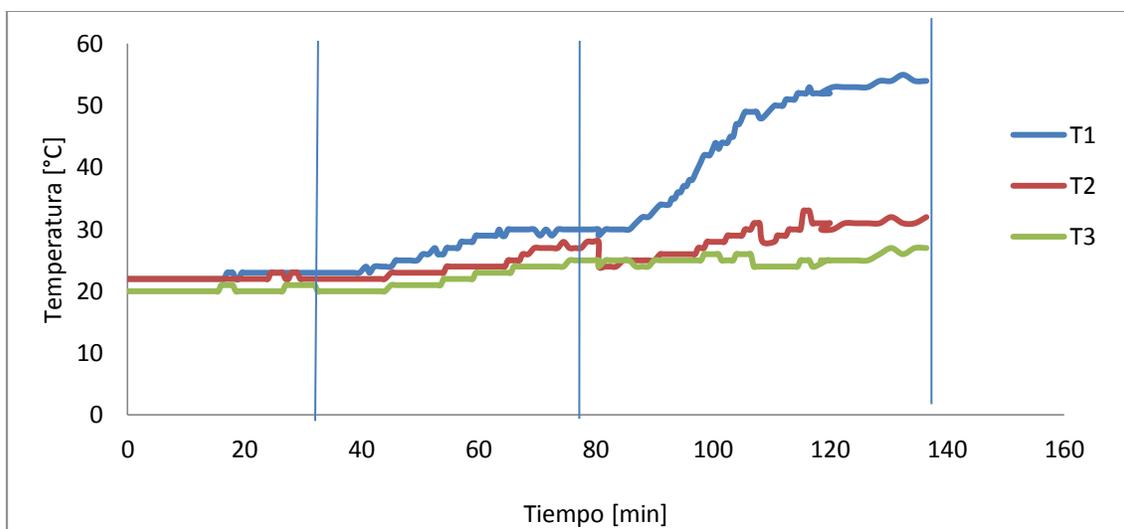


Figura 5-8. Perfil de temperatura de la columna de destilación (modo manual)

Al comparar ambos métodos, se observa primeramente que el calor no se distribuye uniformemente en el interior del reactor, por lo cual es importante realizar un calentamiento manual del aceite para alcanzar altas temperaturas. También es importante notar que la temperatura en la columna de destilación baja rápidamente una vez desactivada la resistencia, por lo tanto disipa fácilmente el calor en su interior.

A continuación se realiza el balance de masa para el proceso de destilación de agua pura. Se debe recordar que la planta piloto cuenta con dos condensadores (superior e inferior)

donde se acumula el agua destilada del proceso. El vapor no condensado, saldrá por la salida de gases que se encuentra conectada al condensador superior.

Se inicia el balance con el reactor lleno de agua hasta el máximo del nivel y se procede a encender la resistencia en modo automático. Una vez alcanzada la temperatura de ebullición se toman medidas del volumen acumulado en los condensadores en el tiempo. Para determinar el caudal de agua recolectada en ambos condensadores. Estos valores se encuentran resumidos en las Tablas 5-1 y 5-2 a continuación.

Tabla 5-1: Caudal de agua destilada recuperada en condensadores

Condensador superior			Condensador Inferior		
Volumen (mL)	Tiempo (s)	Caudal (mL/s)	Volumen (mL)	Tiempo (s)	Caudal (mL/s)
300	51	5.88	100	240	2.40
300	49	6.12	195	450	2.31
300	50	6.00	225	460	2.04
300	50	6.01	225	440	1.96
300	51	5.88	256	485	1.89
-	-	-	244	450	1.84
Promedio		5.98	2.07		

Como se observa, existe una alta acumulación de líquidos en la sección superior. Esto se debe a que la resistencia se encuentra en modo automático y se genera una gran cantidad de vapor de agua y muy poco reflujo en el sistema. Durante un proceso de separación, es necesario operar la resistencia de manera manual para lograr un reflujo constante. El experimento se realizó hasta que el nivel del reactor llegó al mínimo. En la Tabla 5-2 se encuentra el balance de masa final obtenido para este proceso.

Tabla 5-2: Balance de masa agua destilada

Descripción	Volumen (L)	Porcentaje de agua (%)
Volumen destilado	28	100
Volumen Condensador superior	6	21.4
Volumen condensador inferior	22.4	80
Volumen residual	0.2	0.7

Las pérdidas de vapor fueron determinadas por diferencia de volúmenes. El volumen de vapor de agua no condensado es de apenas 0.2 L, por lo que más del 99% de agua fue recuperada en el proceso de destilación.

Como el agua es un líquido con mucha mayor capacidad calorífica que los combustibles, se pudo demostrar la efectividad del sistema de enfriamiento de la planta piloto y se puede proceder a las pruebas de destilación.

5.3. Pruebas de destilación con diversos disolventes

Una vez terminadas las pruebas de hermeticidad, se procede a realizar las pruebas de destilación, para comprobar la eficiencia de la columna de destilación. Se realizaron dos pruebas de destilación: la primera con un sistema/mezcla etanol – agua, y la segunda con un sistema aceite – hexano como se describe a continuación.

5.3.1. Destilación mezcla agua - etanol

Los experimentos con la mezcla agua-alcohol llevados a cabo, tienen como objetivo determinar la eficiencia de la columna de destilación del reactor de craqueo térmico y compararlo con la eficiencia de la columna de destilación Armfield ubicada en el Laboratorio N102 del departamento de Química e Ingeniería Química en la Universidad San Francisco de Quito, Campus Cumbayá.

Se realizaron soluciones estándares de concentraciones conocidas de mezclas agua-etanol para ser analizadas respectivamente en el refractómetro y de esta manera obtener una curva de calibración que nos permita analizar las muestras obtenidas en los distintos experimentos.

A continuación se presenta la curva de calibración de la mezcla agua-alcohol:

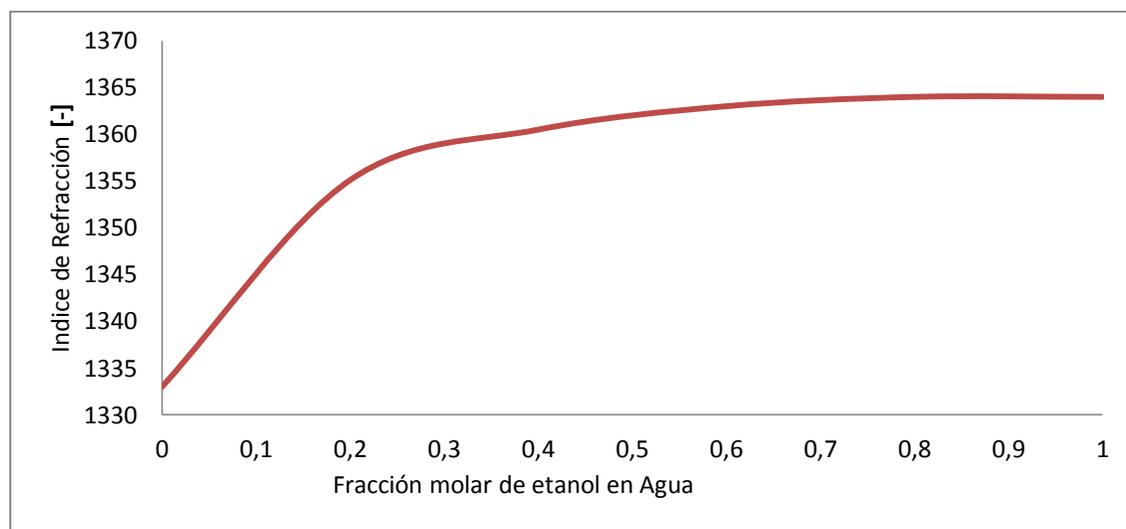


Figura 5-9. Curva de calibración soluciones agua-etanol

Se realiza una regresión exponencial para hallar la ecuación que mejor se adapte a la curva de calibración previamente presentada, y se obtiene la Ec 5-1 que relaciona la fracción molar con el índice de refracción.

$$y = 299.48x^5 - 921.87x^4 + 1094.3x^3 - 643.12x^2 + 202.25x + 1333 \quad \text{Ec 5-1}$$

Donde y es el índice de refracción y x la fracción molar del etanol. A continuación se procedió a calcular los datos de equilibrio líquido vapor para la mezcla agua- etanol a la presión de Cumbayá (547mmHg). Para determinar la presión se utiliza la ecuación de Antoine ya presentada en la sección 3.5.5.

Tabla 5-3: Constantes ecuación Antoine

Constantes agua - etanol			
Componente	A	B	C
Etanol	8,2133	1652,05	231,48
Agua	8,10765	1750,286	235

Utilizando las constantes presentadas en la Tabla 5-3, se puede determinar el punto de ebullición de los componentes puros a la presión de Cumbayá. Luego procedemos a calcular

las volatilidades relativas en el equilibrio líquido vapor de la mezcla mediante la ecuación 3-13, y finalmente la fracción molar del etanol en la fase líquida mediante la ecuación 3-13. Los resultados de aplicar estas ecuaciones los podemos encontrar en la Tabla 5-4 a continuación.

Tabla 5-4: Presión de vapor, volatilidad relativa y fracciones molares

Temperatura °C	Presión de Vapor (atm)		Volatilidad relativa (Pa / Pb)	Fracción Molar	
	A	B	α	Y_b	X_A
70,25	0,72	0,31	2,31	1,00	1,00
72,32	0,78	0,34	2,31	0,85	0,93
74,39	0,85	0,37	2,30	0,72	0,86
76,46	0,93	0,40	2,29	0,60	0,78
78,53	1,01	0,44	2,29	0,49	0,69
80,60	1,09	0,48	2,28	0,39	0,59
82,67	1,19	0,52	2,27	0,30	0,49
84,74	1,28	0,57	2,27	0,21	0,38
86,82	1,39	0,61	2,26	0,14	0,26
88,89	1,50	0,67	2,25	0,07	0,14
90,96	1,62	0,72	2,25	0,00	0,00

A continuación se presenta la gráfica de equilibrio para el sistema agua etanol:

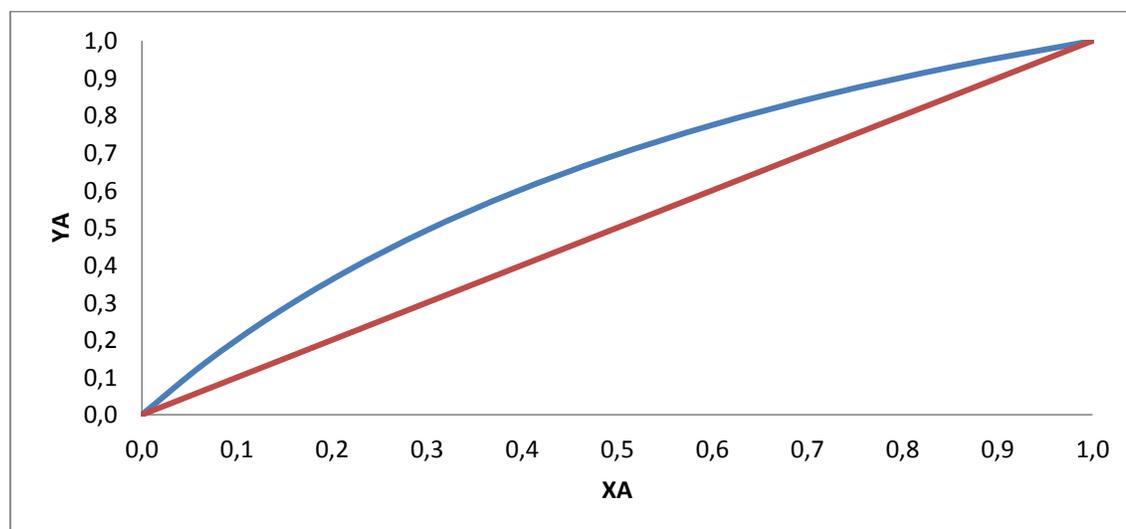


Figura 5-10. Equilibrio líquido-vapor de la mezcla agua-etanol

Se realiza la destilación tanto en el reactor de craqueo térmico como en la columna de destilación Armfield, para la cual se utiliza la misma mezcla de etanol-agua con una fracción molar inicial de etanol de 0,076. La toma de datos en ambas columnas se realiza en las corrientes de reflujo una vez alcanzado el estado estacionario, respectivamente. Por ende, los dos experimentos fueron ejecutados en igualdad de condiciones haciendo posible la comparación de resultados.

Ya que el etanol es un producto volátil con una temperatura de ebullición de $78.37\text{ }^{\circ}\text{C}$, se procede a elevar muy lentamente la temperatura del sistema hasta $79\text{ }^{\circ}\text{C}$. Esto se hace colocando varios *set points* en el controlador, garantizando así la correcta distribución del calor y la máxima eficiencia en la destilación del condensado.

Las Figura 5-12 y la Figura 5-13 muestran el perfil de temperatura para el proceso. Como se puede observar, en cada set point nos detenemos por 10 minutos antes de proseguir con el proceso calentamiento. Una vez alcanzada la temperatura de $79\text{ }^{\circ}\text{C}$ el sistema se mantiene constante alcanzando el equilibrio.

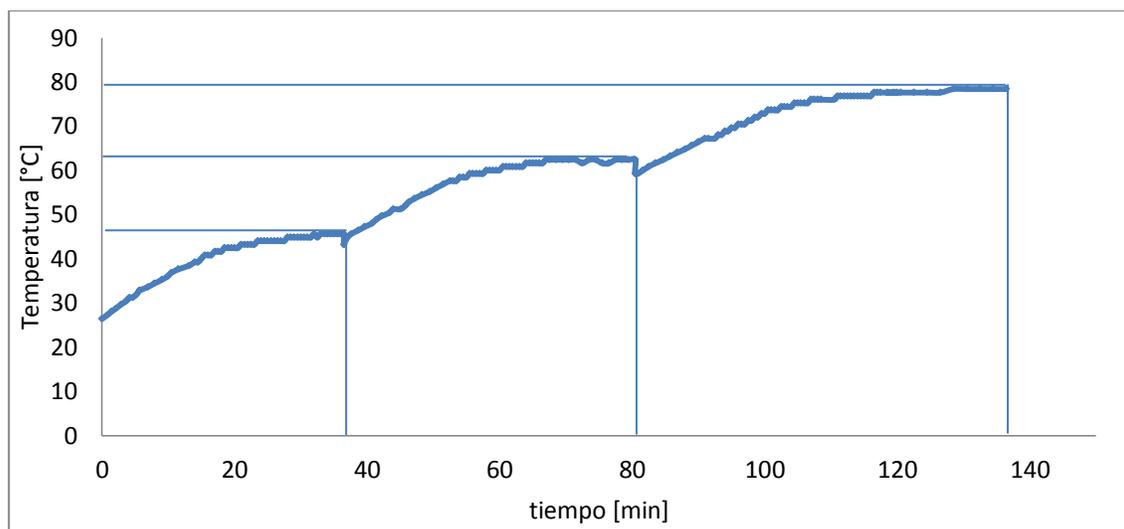


Figura 5-11. Perfil de temperatura del reactor destilación etanol (modo manual)

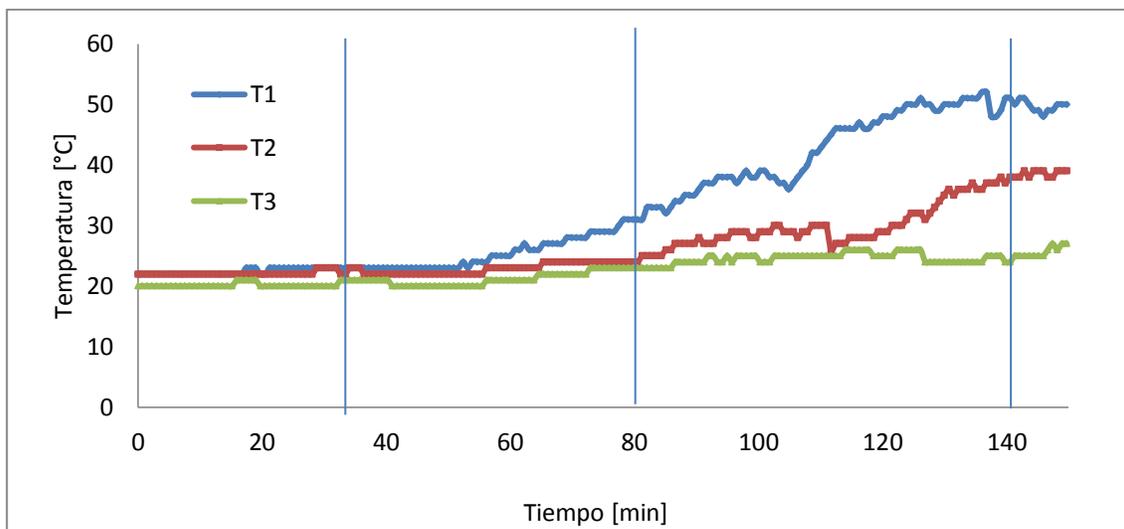


Figura 5-12. Perfil de temperatura de la columna de destilación (modo manual)

A continuación se procede a comparar ambas columnas de destilación. La eficiencia de una columna de destilación está definida por la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{\text{Número de platos teóricos}}{\text{Número de platos reales}} \quad \text{Ec 5 - 2}$$

$$\text{Número de platos teóricos} = \frac{\log \left(\frac{X_{AD}}{X_{BD}} * \frac{X_{BB}}{X_{AB}} \right)}{\alpha_{\text{promedio}}} \quad \text{Ec 5 - 3}$$

Dónde:

X_{AD} = Fracción molar de etanol en el destilado [-]

X_{BD} = Fracción molar de agua en el destilado [-]

X_{BB} = Fracción molar de agua en el residuo [-]

X_{AB} = Fracción molar de etanol en el residuo [-]

α_{promedio} = volatilidad relativa promedio de la mezcla

En la Tabla 5-5 se presentan los resultados obtenidos de la destilación de etanol en la planta piloto para cuatro diferentes muestras tomadas cada cinco minutos una vez alcanzado el estado estacionario en el reactor. Para cada una de las muestras se calcula el porcentaje de eficiencia, dividiendo los platos teóricos para los platos reales.

Tabla 5-5: Eficiencia columna de destilación planta piloto.

Muestra	X_{AD} [-]	X_{BD} [-]	X_{AB} [-]	X_{BB} [-]	Platos teóricos	Eficiencia [%]
1	0.57	0.43	0.06	0.94	3.77	94.24
2	0.51	0.49	0.06	0.94	3.46	86.47
3	0.48	0.52	0.06	0.94	3.30	82.48
4	0.49	0.51	0.06	0.94	3.38	84.39
Promedio					3.48	86.90

Ya que la planta piloto cuenta con cuatro platos teóricos, concluimos que tiene una eficiencia promedio del 86,9%.

A continuación se realiza el mismo procedimiento para la columna de destilación Armfield como se muestra en la Tabla 5-6 a continuación.

Tabla 5-6: Eficiencia columna de destilación Armfield

Muestra	X_{AD} [-]	X_{BD} [-]	X_{AB} [-]	X_{BB} [-]	Platos teóricos	Eficiencia
1	0,52	0,48	0,02	0,98	4,65	58,17
2	0,41	0,59	0,02	0,98	4,14	51,71
3	0,48	0,52	0,02	0,98	4,45	55,62
4	0,41	0,59	0,02	0,98	4,14	51,71

Este equipo dispone de ocho platos reales, por lo tanto su eficiencia promedio es de 54,3%.

Se concluye que la columna de destilación del reactor de craqueo térmico es más eficiente que la columna Armfield. Las fracciones molares de las muestras en ambos experimentos son muy similares y esto se ve reflejado en que el número de platos teóricos calculados en ambos equipos son bastantes cercanos.

La diferencia en la eficiencia entre ambas columnas radica en el número de platos reales de cada una, cuatro para el reactor de craqueo térmicos y ocho para la columna Armfield. Por lo tanto, hemos comprobado la eficacia del diseño y construcción de la columna.

5.3.2. Destilación mezcla aceite – hexano

Terminadas las prueba con agua, damos inicio a la separación de combustibles del aceite usado. Como se mencionó en el Capítulo 1, los aceites usados tiene disueltos combustibles y otros hidrocarburos volátiles. Por esta razón, antes de realizar el craqueo térmico, siempre será necesario separar estos compuestos livianos del aceite.

Para realizar esta prueba, se utiliza aceite usado filtrado, con una mezcla de hexano en proporción 50%. El objetivo de la prueba es recuperar el hexano disuelto, sin obtener trazas de aceite en el proceso. En esta prueba es muy importante el manejo con cuidado de la temperatura, no solo porque tenemos compuestos combustibles, sino también porque un rápido aumento de la temperatura causaría el arrastre de aceite a lo largo de la columna.

Primero se procede a limpiar el interior de la planta piloto de los residuos de agua de anteriores experimentos, para luego llenar el aceite filtrado de manera manual. La planta actualmente no cuenta con una bomba, sin embargo tiene las adaptaciones necesarias para una instalación futura.

Una vez verificadas todas las conexiones y el buen funcionamiento del sistema de enfriamiento, se procede a calentar lentamente la mezcla de aceite – hexano en el interior del reactor. En la Figura 5-13 se puede observar el proceso de calentamiento del aceite para la recuperación del disolvente.

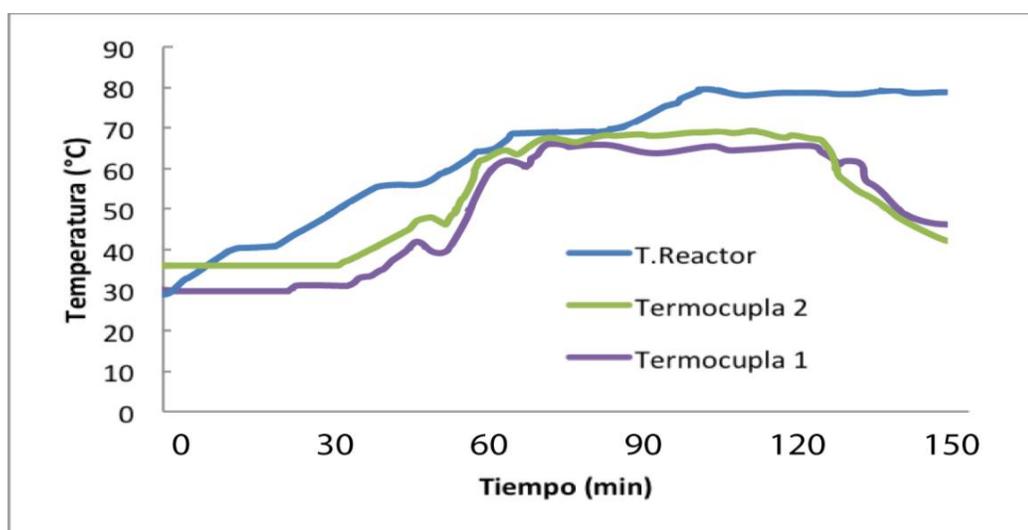


Figura 5-13. Perfil de temperatura aceite-hexano

Como se puede observar, se utilizan 3 *setpoints* para el proceso, de manera que el calor se distribuya en todo el reactor. Esto es muy importante ya que en las primeras pruebas se calentó rápidamente y por la acumulación de presión, el aceite fue arrastrado hacia los condensadores y fue necesario repetir el experimento.

Adicionalmente se puede observar que al continuar el tiempo del proceso, la temperatura en la columna comienza a disminuir. Esto se debe a que todo el hexano presente en el aceite es recuperado, y ya no existen compuestos volátiles en la columna.

El proceso tomó varias horas, sin embargo poco a poco se pudo recuperar el hexano disuelto. En la Tabla 5-7 podemos observar el balance de masa para el proceso.

Tabla 5-7: Balance de masa destilación agua

Descripción	Inicial	Unidades
Hexano disuelto en Aceite	60	Litros
Hexano recuperado	59.5	Litros
Eficiencia	99	%

Como se puede observar, prácticamente se recuperó todo el hexano en su totalidad. La alta eficiencia es esperada ya que el aceite no se evapora a bajas temperaturas, además de la alta eficiencia del sistema de enfriamiento para condensar los productos. En la Figura 5-13 podemos observar la muestra hexano – aceite y luego el hexano recuperado.



Figura 5-14. Mezcla hexano aceite y hexano recuperado

5.4. Craqueo Térmico

Una vez finalizadas las pruebas de destilación, y determinados los perfiles de temperatura en la columna, se procede a realizar el proceso de craqueo de aceite usado. Para este experimento, se utiliza aceite usado sin filtrar, recolectado de varias mecánicas lubricantes en la ciudad de Quito.

Este aceite se ingresa de manera manual en el reactor, y una vez realizadas las pruebas de seguridad procedemos al arranque de la planta. Es importante mencionar que por las altas temperaturas, el proceso debe ser realizado de manera gradual ya que el reactor no cuenta con un sistema de mezclado en su interior.

La primera fase del proceso, es eliminar todo rastro de componentes volátiles que se encuentren mezclados con el aceite especialmente residuos de agua. Para esto, calentamos el aceite hasta una temperatura de 130 °C y mantenemos esta temperatura durante 4 horas como se muestra en la Fig 5-16. Esto nos permite asegurarnos que no existan ningún rastro de combustibles volátiles en el agua presente.

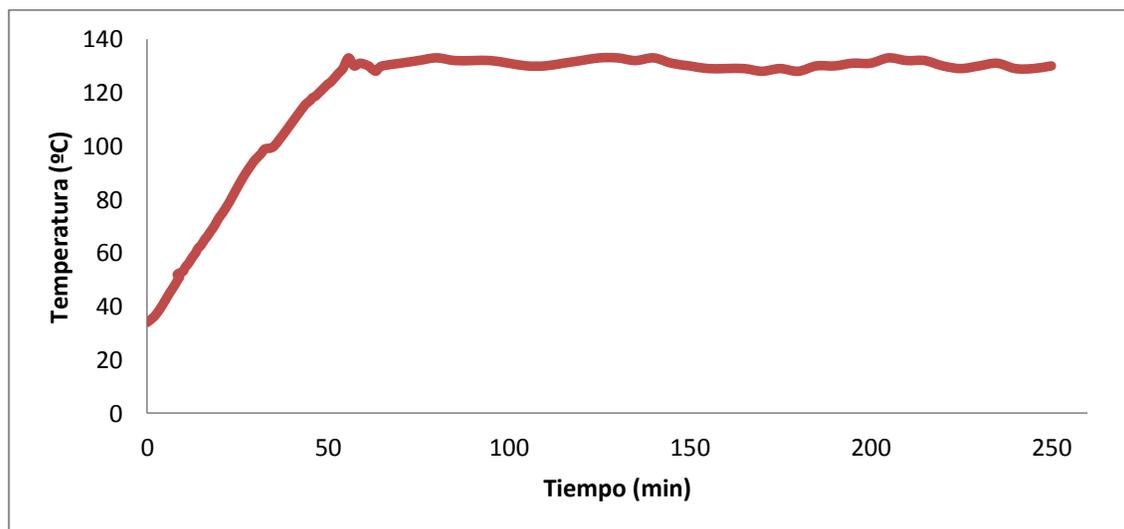


Figura 5-15. Perfil de temperatura reactor para eliminación agua en aceite

Este proceso es muy importante, ya que por su alta densidad, el agua disuelta se encuentra bajo el aceite y al calentar a temperaturas mayores a 150 °C existe un alto riesgo de que se cree un fluido supercrítico que burbujee instantáneamente en el interior del reactor.

Esto no solo podría causar un accidente por explosión, sino también la presión generada por el agua arrastraría todo el aceite hacia el exterior.

La Figura 5-17 nos muestra el perfil de temperatura de la columna de destilación durante el proceso de eliminación de agua y otros compuestos volátiles en el aceite. Inicialmente se puede observar que la temperatura de la columna se estabiliza entre 60 °C y 70 °C, esto se debe a la transferencia de calor por conducción desde el reactor.

Sin embargo, una vez transcurrido el tiempo de calentar el aceite, se puede observar que la temperatura de la columna sube debido a que los compuestos volátiles comienzan a evaporarse y separarse del aceite usado.

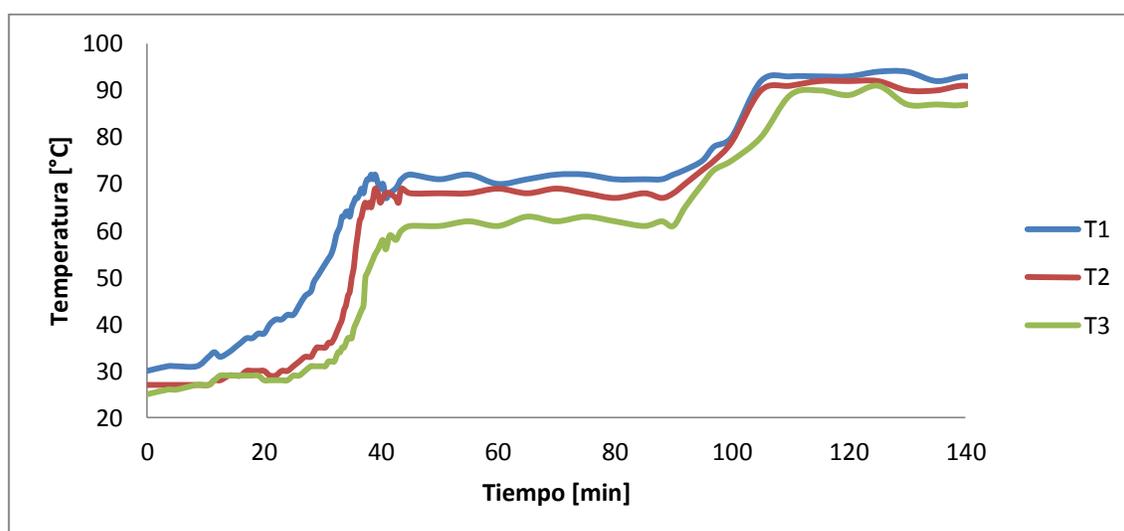


Figura 5-16. Perfil de temperatura columna para eliminación agua en aceite

El proceso se mantiene hasta que se observa que no existen más componentes volátiles que puedan ser separados del aceite. La mezcla obtenida, es recuperada en el condensador inferior como se muestra en Tabla 5-4.

Tabla 5-8: Combustibles disueltos en aceite usado

Descripción	Cantidad	Unidades
Combustibles recuperados	15	Litros
Combustible por burbujeo	3	Litros

Concluimos que existe una cantidad no despreciable de combustibles mezclados con el aceite. Una vez terminada la separación de los combustibles, procedemos al proceso de craqueo. El punto clave para determinar si se obtienen productos, es la temperatura en la columna de destilación. Inicialmente se mantendrá baja y constante; sin embargo, cuando se obtengan productos empezará a subir.

La Figura 5-15 nos muestra el aumento de temperatura del aceite, podemos observar que se realizan paradas constantes de manera que el calor se distribuya. El proceso llega a una temperatura de 275 °C, y la Figura 5-19 nos indica que a partir de 180 grados comienza el proceso de craqueo ya que aumenta la temperatura de las columnas.

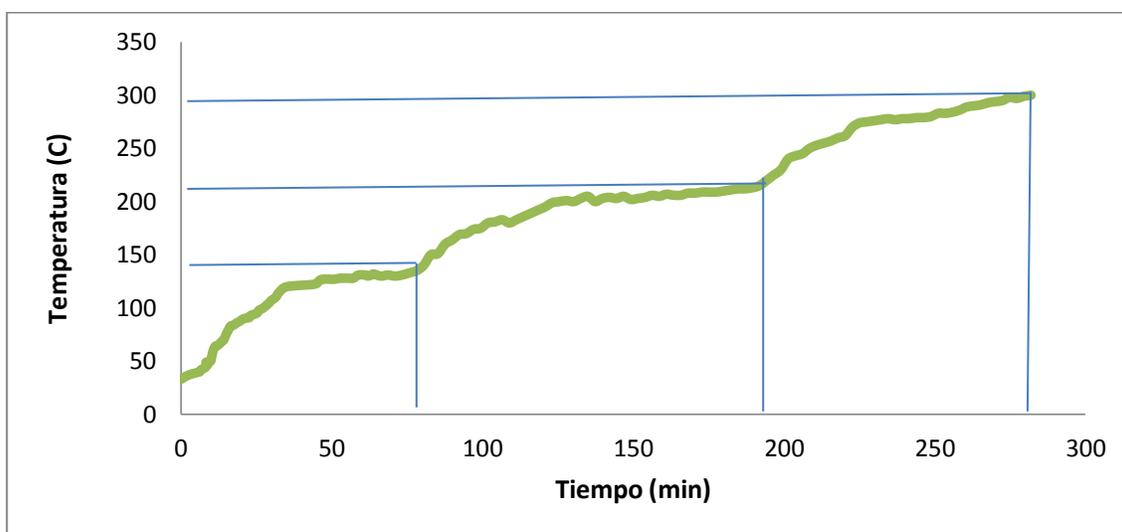


Figura 5-17. Perfil de temperatura reactor craqueo térmico

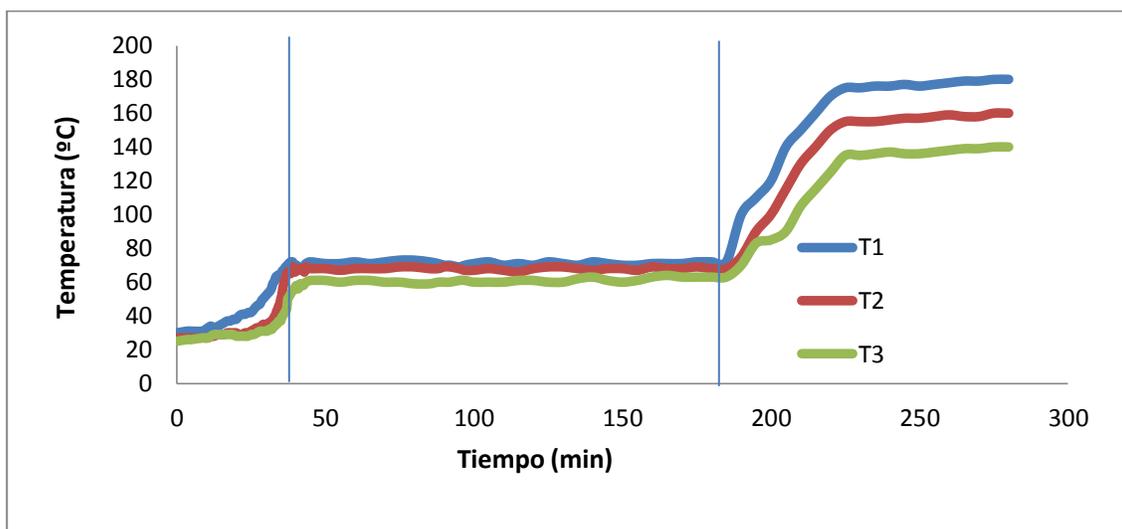


Figura 5-18. Perfil de temperatura columna craqueo térmico

Es muy importante controlar el tiempo de calentamiento durante el proceso. Recordemos que en la Tabla 3-18 determinamos 4 horas para calentar el aceite usado, y otras 4 horas para realizar el proceso de craqueo. Sin embargo, a lo largo de los experimentos se ha utilizado un tiempo adicional de reposo que permite la distribución del calor en el interior del reactor.

El balance de masa del proceso de craqueo térmico puede ser observado en la Tabla 5-9.

Tabla 5-9: Balance de masa craqueo térmico

Descripción	Cantidad	Unidades
Aceite Craqueado	60	Litros
Combustibles recuperados Condensador inferior	30.2	Litros
Combustible por burbujeo Condensador superior	13.8	Litros
Gas liberado	4.3	Litros

Ya que el proceso es batch, no se realiza el craqueo térmico de todo el aceite en el interior del reactor. Una vez obtenidos estos combustibles, concluimos que se cumplieron los objetivos de obtener combustibles a partir del craqueo térmico de aceites usados.

6. Conclusiones y Recomendaciones

El presente proyecto consistió en el diseño, construcción y puesta en marcha de una planta piloto para la producción de diésel 2. Se puede concluir una vez finalizado el proyecto que se ha cumplido con el objetivo descrito.

El proyecto se inició con el diseño en detalle de la planta piloto, lo cual incluyó el balance de masa y energía, así como el diagrama de flujo del proceso. Para este proceso se consultaron diversas fuentes y se realizaron varias revisiones bibliográficas para verificar la exactitud de los datos utilizados y los resultados a obtenerse.

Terminada esta fase, se procedió al dimensionamiento, selección de materiales y equipos, así como selección del sistema de control y mejor método de enfriamiento. Durante esta etapa fueron consultados varios proveedores y se revisaron diversas opciones buscando mantener siempre la buena calidad de los equipos.

La construcción se realizó en la empresa Inoxking, que se especializa en construcción de equipos de acero inoxidable, durante un período de 10 meses se recibiría apoyo continuo del personal de la fábrica al mismo tiempo que se re-analizaba el diseño para su optimización.

Finalmente, puso en marcha la planta, primeramente verificando el buen funcionamiento de los equipos con pruebas de hermeticidad, y comprobando los sistemas de control y enfriamiento con destilación de agua y con alcohol y hexano. Estas pruebas permitieron realizar el proceso de craqueo en el interior de la planta. Este proceso contó con todas las medidas de seguridad y se comprobó la factibilidad de la conversión de aceites usados en diésel. Los resultados obtenidos permiten determinar la factibilidad de la aplicación de este proceso para futuras implementaciones.

De manera adicional, el proyecto permitió contrastar y evaluar la gran diferencia que existe entre el diseño y la construcción de equipos. Determinar métodos eficientes que permitan el análisis de intercambio másico y térmico de diversos procesos, así como una profunda comprensión de los procesos de destilación e intercambio de calor.

La construcción permitió comprender los conceptos generales de diseño mecánico, incluyendo soldadura, selección de materiales, y factibilidad de construcción. Los criterios

aprendidos serán muy útiles en el desarrollo profesional ya que son claves para comprender la producción industrial

Finalmente, el arranque de la planta permitió comprender que el diseño no siempre puede corresponder a la realidad esperada. Se desarrolló el criterio para manejar hidrocarburos peligrosos, así como diversos métodos para operación de columnas de destilación, calderos y reactores.

Los conceptos aprendidos, son resumidos a continuación en el manual de operación de la planta piloto en el Anexo 1. Para finalizar, se debe mencionar que el proyecto todavía se encuentra en sus inicios, ya que con el arranque de la planta piloto, nacen nuevas posibilidades de pruebas y experimentos. La optimización y utilización de catalizadores son los nuevos retos para profundizar en el estudio del craqueo de aceite usado.

7. Recomendaciones

El proyecto CAP-FUEL para obtención de combustibles a partir de aceites usados, ha sido posible por la investigación continuada de varios estudiantes bajo la dirección de la Dr. Daniela Almeida del Laboratorio de Energías Alternativas (LaDEA).

La planta piloto permitirá un gran avance en el estudio de aceites usados, ya que los diversos experimentos que puedan realizarse, darán nuevas luces e ideas para optimizar el proceso. Entre futuros experimentos se recomienda el uso de catalizadores, así como también el análisis en detalle de los productos obtenidos en el proceso de craqueo.

Dentro de la parte de diseño, existen varias recomendaciones que se resumen a continuación:

- Diseñar e instalar un sistema de mezcla en el interior del reactor, esto permitirá la fácil distribución de calor en el interior del mismo reduciendo el riesgo de sobrecalentamiento y daño irreversible a la resistencia.
- Aumento en el diámetro de la columna de destilación, en particular en la sección superior. Este cambio se recomienda ya que las pruebas mostraron una ligera acumulación de presión en el interior del reactor, y por la generación de gases en el proceso el diámetro adicional permitiría el desfogue más rápido de estos productos.

Se recomienda mayores estudios en el manejo de los desechos del proceso, en particular en el tratamiento de los residuos sólidos del proceso de craqueo. Los metales pesados obtenidos son altamente contaminantes, sin embargo existen diversas alternativas que podrían permitir su degradación o reducción del impacto ambiental.

La planta piloto se encuentra operativa, sin embargo es importante notar que el proceso de optimización permitirá no solo lograr el punto ideal de equilibrio para procesos semi-batch, sino también obtener productos de alta calidad, y reduciendo los residuos.

Se recomienda analizar constantemente el proceso para mejorar la seguridad del mismo. El esquema actual no debe permitir ningún accidente, sin embargo la precaución continua es importante para disminuir el riesgo.

8. Referencias Bibliográficas

1. **Jefferson W. Tester, Elisabeth M. Drake, Michael J. Drisko.** Sustainable Energy: Choosing Among Options. 2005.
2. **R. Gonzalez, T. Treasure, R. Phillips, H. Jameela, D. Salonia, R. Abtb, J. Wrighta.** *Converting Eucalyptus biomass into ethanol: Financial and sensitivity analysis in a co-current dilute acid process. Part II.* 2011.
3. *Biological previous term treatment of oil field wastewater in a sequencing batch reactor.* **D.D.C. Freire, M.C. Cammarota, G.L. Sant'Anna.** 2001, Environmental Technology, págs. 1125-1135.
4. *The waste-to-energy framework for integrated multi-waste utilization: Waste cooking oil, waste lubricant oil and waste plastics.* **Ampaipetin Singhabhandhu, Tetsuo Tezuka.** 2010, Energy, págs. 1-8.
5. Bioenergy potential and technological development. *Nature and poverty.* [En línea] 2010. <http://np-net.pbworks.com/Bioenergy+potential+and+technological+development>.
6. **Seiler, Jean Marie.** *Technical and economical evaluation of enhanced biomass to liquid fuel processes.* 2010.
7. *Expanded ethanol production: Implications for agriculture, water demand, and water quality.* **Daniel G. De La Torre Ugarte, Burton C. English.** 2010, Biomass & Energy, págs. 1586-1596.
8. *Waste-to-energy: A way from renewable energy sources to sustainable development .* **Richa Kothari, Ashish Pathak.** 2010, Renewable and Sustainable Energy Reviews , págs. 3164-3170.
9. **K.R Dobson, M Stephenson, P.F Greenfield, P.R.F Bell.** *Identification and treatability of organics in oil shale retort water.* 1985.
10. **Duhalt, Rafael Vazquez.** *Environmental impact of used motor oil.* s.l. : The Science of the Total Environment, 1989.

11. **Ambiente, Dirección Metropolitana de Medio.** *Resolución N 002 - Guía de buenas prácticas ambientales para los sectores de industrias de bajo impacto, comercios y servicios, centros de diversión.* 2011.
12. “*Obtención de diesel #2 sintético a partir de aceites lubricantes usados*”. Tesis de grado presentada como requisito para la obtención del título de Ingeniero Químico, **Brenda Aguirre**, Universidad San Francisco de Quito. **Aguirre, Brenda.** Quito : s.n., 2010.
13. **Benedik, Savina.** *Estudio de efectividad de catalizadores para una reacción de craqueo de aceite usado.* 2011.
14. **Vargas, Diana.** *Tesis para la obtención del Título de Ingeniería Química.* Quito : s.n., 2012.
15. *PARTITIONING OF ORGANIC AND INORGANIC COMPONENTS FROM MOTOR OIL.* **C. Shih-Hsien Chen, Joseph J. Delfino and P. Suresh C. Rao.** 1994, Chemosphere.
16. **Sternberg, J.** Oil recycling: Used lubricants to gasoline. *Biocycle.* 1992, pág. 33(5):80.
17. *Strategies for vehicle waste-oil management: a case of study.* **M. El-Fadel, R. Khoury.** s.l. : 33, 2001, Resources, Conservation and Recycling, págs. 75–91.
18. *Land application studies of industrial waste oils.* **J. R. Watts, J. C. Corey.** 1982, Environmental Pollution, págs. 165-175.
19. **Tatsuo Takaishi, Ryounji Nakano.** Approach to high efficiency diesel and gas engines. *Mitsubishi Heavy Industries Technical Review.* 2011.
20. **Tester, Jefferson W.** *Thermodynamics and Its Applications.* 3rd. s.l. : Prentice Hall, 1997.
21. **Preston, John L.** *Comparability of supply- and consumption-derived estimates of manufacturing energy consumption.* US Department of Energy. 1994.
22. *Dioxins, metals, and fish toxicity in ash residue from space heaters burning used motor oil.* **Damon Delistraty, Alex Stone.** 2007, Chemosphere, pág. 907/914.
23. *Mutagenicity and contents of polycyclic aromatic hydrocarbons in used and recycled motor oils.* **Clonfero, Erminio, y otros, y otros.** 5 July 1996,, Mutation Research/Genetic Toxicology, Vol. 368, págs. Pages 283-291.
24. *Quantification of emissions from the co-incineration of cutting oil emulsions in cement plants – Part I: NOx, CO and VOC.* **Giannopoulos, D. y Founti, M.A.** 2007, págs. 1144-1152.

25. **Arnaut, S.** *Options for Vehicle Waste Oil Management in Lebanon*. Ministry of Environment . 1997.
26. *Bio-remediation next term of a sludge containing hydrocarbons*. **M.J. Ayotamuno, R.N. Okparanma, E.K. Nweneka, S.O.T. Ogaji and S.D. Probert.** 2007, Applied Energy, págs. 936-943 .
27. *Process kinetics of inoculation composting next term of municipal solid waste*. **Beidou Xi, Guojun Zhang and Hongliang Liu.** 2005, Journal of Hazardous Materials.
28. **Yan, Ping y Chen, Rong.** *Oil recovery from refinery oily sludge using a rhamnolipid biosurfactant-producing Pseudomonas*. s.l. : Bioresource Technology, 2012. págs. 24-28.
29. *Health, safety and environmental aspects of used crankcase lubricating oils*. **Hewstone, R.K.** 1994, Science of The Total Environment, págs. 255-268 .
30. *Quantification of emissions from the co-incineration of cutting oil emulsions in cement plants – Part II: Trace species*. **Giannopoulos, D. y Founti, M.A.** 2007, FUEL, págs. 2491-2501.
31. *Critical evaluation of CROSERF test methods for oil dispersant toxicity testing under subarctic conditions*. **Mace G. Barron, Lisa Ka’aihue.** 2003, Marine Pollution Bulletin, págs. 1191-1199 .
32. *Toxicity to freshwater organisms from oils and oil spill chemical treatments in laboratory microcosms*. **S. Bhattacharyya, P. L. Klerks, J. A. Nyman.** 2003, Environmental Pollution, págs. 205-215.
33. *Comparative marine toxicity testing: A cold-water species and standard warm-water test species exposed to crude oil and dispersant*. **Robert A. Perkins, Sara Rhoton, Christina Behr-Andres.** 2005, Cold Regions Science and Technology, Volume 42, Issue 3, , págs. Pages 226-236.
34. *The generation, use and disposal of waste crankcase oil in developing countries: A case for Kampala district, Uganda* . **John C. Ssempebwa, David O. Carpenter.** 2009, Journal of Hazardous Materials, págs. 835-841.
35. *The use of reed-bed technology for treating oil production waters in the sultanate of Oman*. **Alloway, A. Al Mahruki and B.** 2006, SPE International Health, Safety & Environment Conference Abu Dhabi.
36. *Manual del Ingeniero Químico*. **Perry, Robert H.** s.l. : McGraw-Hill, 2001 йил.

37. *Treatment of oil well “produced water” by waste stabilization ponds: Removal of heavy metals.* **Shipner, R. y Vathi, S.** s.l. : Elsevier, 2009, Water Research, págs. 4258-4268.
38. **Geankoplis, Christie John.** *Transport Processes and Separation Process Principles.* s.l. : Prentice Hall, 2003.
39. Basic chemical engineering operations. [En línea] 2013. <http://engineeringoperations.blogspot.com/2010/11/name-types-of-trays-used-for.html>.
40. **R.C. Costello and Associates, Inc.** [En línea] 2013. <http://lorien.ncl.ac.uk/ming/distil/distilint.htm>.
41. ookaboo. [En línea] 2013. http://images.ookaboo.com/photo/s/Riempimento_strutturato_s.jpg.
42. **Limited, Asiaron Chemical.** [En línea] 2013. <http://www.asiaron.com/random%20packing.JPG>.
43. *THE ENGINEERING ASPECTS OF A USED OIL RECYCLING PROYECT.* **Harrison, Charles.** 1994, Waste Management, págs. 231-235.
44. <http://es.wikipedia.org/wiki/Craqueo>. **Commons, Creative.** 2013 йил.
45. **Plastigama.** Ferretería Industrial León. [En línea] 2013. <http://1.bp.blogspot.com/-Dq-xsCqC1y8/UGnaSvxH-5I/AAAAAAAAACR4/yX1QIJyqirY/s1600/TANQUECILINDRICO.JPG>.
46. **Shukhov, Vladimir.** *Shukhov cracking process.* 12926 Russia, 27 de November de 1891.
47. **Urpí, Jose Lluch.** *Tecnología y Margen de Refino del Petroleo.* s.l. : Diaz de Santos, 2008.
48. [En línea] http://www.jaeger.com/trays_hdwr.htm.
49. [En línea] http://en.wikipedia.org/wiki/File:Riempimento_strutturato.jpg.
50. [En línea] <http://image.made-in-china.com/2f0j00BCvasJDGllbj/Ceramic-Random-Tower-Packing.jpg>.
51. [En línea] http://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/e/e0/Distillation_Column.png.
52. Protocolo de Kyoto. [En línea] 1997. <http://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpeng.html>.
53. **Safieva, Roman M. Balabin, Ravilya Z.** *Motor oil classification by base stock and viscosity based on near infrared (NIR) spectroscopy data.* 2008.
54. **Speight, James G.** *The Chemistry and Technology of Petroleum.* 1999.

55. *Phytoremediation and rhizoremediation of organic soil contaminants: Potential and challenges*. **Karen E. Gerhardt, Xiao-Dong Huang, Bernard R. Glick, and Bruce M. Greenberg**. 2008, *Plant Science*, págs. 20-30.
56. *Means to improve the effect of in situ bioremediation of contaminated soil: an overview of novel approaches*. **M. Romantschuk, I. Sarand, T. PetaÈ nen, R. Peltola, M. Jonsson-Vihanne,**. 2000, *Environmental Pollution*, págs. 179-185.
57. *An aromatic effector specificity mutant of the transcriptional regulator DmpR overcomes the growth constraints of Pseudomonas sp. strain CF600.* . **Pavel, H., Shingler, V.** 1994, *J. Bacteriol*, págs. pp. 7550–7557.
58. *Bioremediation of a soil contaminated by lindane utilizing the fungus Ganoderma australe via response surface methodology*. **F. Rigas, K. Papadopoulou, V. Dritsa, D. Doulia.** 2007, *Journal of Hazardous Materials*, págs. 325-332.
59. *Bioremediation of an aged polycyclic aromatic hydrocarbons (PAHs)-contaminated soil by filamentous fungi isolated from the soil*. **Olivier Potin, Catherine Ra%n*, Etienne Veignie.** 2004, *International Biodeterioration & Biodegradation*, págs. 45 – 52.
60. *A simple screening procedure for selecting fungi with potential for use in the bioremediation of contaminated land*. **M. Matsubara, J.M. Lynch, F. A.A.M. De Leij.** 2006, *Enzyme and Microbial Technology*, págs. 39 1365–1372.
61. *Bio-physicochemical treatment of oil contaminated sea water*. **Ebrahim Vasheghani-Farahani, Mohammadreza Mehrnia.** 2000, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, págs. 179-185.
62. *Performance evaluation of an activated sludge system for removing petroleum hydrocarbons from oilfield produced water*. **Gilbert T. Tellez, N. Nirmalakhandan, Jorge L. Gardea-Torresdey.** 2002, *Advances in Environmental Research*.
63. *Treatment of high-salt oil field produced water by composite microbial culture,*. **N. Wei, X.H. Wang, F.K. Li, Y.J. Zhang, Y. Guo.** 2003, *Urban Environment*, págs. 10–12.
64. *Isolation and characterization of novel hydrocarbon-degrading euryhaline consortia from crude previous termoil and mangrove sediments*. **M.P. Dfaz, S.J.W. Grigson, C.J. Peppiat, G. Burgess.** 2000, *Maritime Biotechnology*, págs. 522-523.
65. *Waste water produced from an oilfield and continuous treatment with an oil degrading bacterium*. **Q. Li, C. Kang and C. Zhang.** 2005, *Process Biochemistry*, págs. 873-877.

66. *Oil field waste water treatment in biological aerated filter by immobilized microorganisms*. **Q. Li, C. Kang, C. Zhang**. 2006, *Process Biochemistry*, págs. 1475–1483.
67. *Formation and physiological role of biosurfactants produced by hydrocarbon-utilizing microorganisms*. **Hommel, R.K.** 1990, *Biodegradation*, págs. 107-119.
68. *Application of reedbed technology in production water management, SPE International Conference on Health*. **Cramwinckel, C. Gurden and J.** 2000, *Safety and Environment in Oil and Gas Exploration and Production Stavanger*, págs. 26-28.
69. *Review in technologies for oil and gas produced water treatment*. **Ahmadun Fakhru'l-Razi, Alireza Pendashteha, Luqman Chuah Abdullaha, Dayang Radiah Awang Biaka, Sayed Siavash Madaenic and Zurina Zainal Abidina.** 2009, *Journal of Hazardous Materials*, págs. 530-551.
70. *Hydrogen generation by catalytic gasification of motor oils in an integrated*. **Kuen-Song Lin *, Sujan Chowdhury, Chia-Chieh Shen, Chuin-Tih Yeh.** 2008.
71. *Regeneration of used lubricant oil by ethane extraction*. **Jesusa Rincón, Pablo Cañizares, María Tereza García.** 2007, *J. of Supercritical Fluids*, págs. 315-322.
72. Wikipedia. [En línea] 2010. http://es.wikipedia.org/wiki/Energ%C3%ADa_renovable.
73. **ONU, United Nations Environment Programme.** Technical guidelines on waste oil from petroleum origins and sources (Y8). [aut. libro] Secretariat of the Basel Convention. 2002, págs. 15-19.
74. ESU-services. Fair consulting in sustainability. [En línea] <http://www.esu-services.ch/cms/index.php?id=renew>.
75. **OCDE-FAO.** *Perspectivas Agrícolas OCD-FAO 2006-2015*. s.l. : Organización de las Naciones Unidas, pág. 44.

9. Anexos

Manual de Operaciones

REQUERIMIENTOS GENERALES

La planta piloto de craqueo de aceite debe ser ubicado en un espacio con ventilación continua, preferiblemente deben evitarse lugares cerrados. No pueden existir elementos que puedan causar chispas como cables sueltos, o maquinas que generen fricción. Es un equipo que necesita un mantenimiento continuo, especial cuidado debe tenerse en el sistema de control y en los empaques utilizados para evitar accidentes.

INSTALACIÓN DE LA PLANTA

Realizar la conexión según el dibujo anexo, verificar que cada pieza tenga su respectivo empaque y no existan daños visibles en el equipo.

Verificar el estado de todos los empaques en la columna y verificar que no existan taponamientos en las placas internas en la columna. Asegurar las abrazaderas completamente.

Verificar conexión de mangueras para el sistema de enfriamiento. Especial cuidado en asegurar bien las abrazaderas y el orden en que encuentran conectadas las mangueras.

Verificar la conexión de la resistencia al sistema de control. Asegurarse que se encuentre colocada la tapa de protección en la resistencia para evitar accidentes.

IMPORTANTE: Ajustar las termocuplas de la columna lentamente. Preferiblemente no usar herramientas que hagan fuerza excesiva y no utilizar teflón en exceso.

Nivelar el equipo. Es importante que los condensadores y el reactor se encuentre paralelos y a la misma altura. Caso contrario se realiza un esfuerzo excesivo en los condensadores.

La caja de control debe encontrarse a una distancia prudencial del equipo para evitar accidentes con los líquidos y gases de la planta piloto.

La distribución ideal de la planta puede observarse en el siguiente gráfico:

Opcional: Colocar arena en el filtro salida del condensador inferior

PREPARACIONES INICIALES:

Abrir las dos válvulas conectadas al nivel y verificar que no existen taponamientos. Siempre la válvula superior debe estar abierta cuando se realizan experimentos.

Encender el sistema de enfriamiento. Verificar que las válvulas de salida de caudal se encuentren abiertas y que no existan fugas en el sistema.

Encender el sistema eléctrico. Verificar que las medidas que registran las termocuplas se encuentren en el rango normal . NOTA: El sistema funciona en 220V, consultar proveedor de energía para verificar la conexión bifásica.

Verificar que la resistencia se encuentre en funcionamiento, y el sistema de control automático está en funcionamiento.

Verificar que el tanque de recirculación tenga el nivel mínimo y no existan taponamientos en la conexión hacia el condensador.

Si se han realizado experimentos anteriormente, es necesario limpiar todas las piezas para eliminar residuos. En particular es muy importante limpiar el tanque en la parte inferior del reactor.

NOTA: El sistema debe tener conexión a tierra respectiva. Se debe chequear de manera regular que las niquelinas no tengan fugas y que las resistencias no deben tener contacto directo con el líquido ya que pueden causar una explosión.

Si es la primera vez que se arranca la planta luego de ensamblarla, es necesario realizar pruebas de hermeticidad con agua. Para esto, llenamos el reactor con agua hasta el máximo del nivel, encendemos hasta alcanzar el punto de ebullición, y durante 5 minutos cerramos las válvulas de salida creando una presión en el interior. Observar si durante ese lapso no existen fugas en el interior.

Conectar las mangueras de ingreso y de salida al reactor, es importante que los gases de salida no estén en contacto directo con la atmosfera. Para esto utilizamos una trampa de agua en la manguera.

Verificar que la bomba manual se encuentre cebada en el momento de realizar el ingreso de fluido al reactor. Además observar que no existan fugas en las conexiones entre la bomba y el reactor.

INICIO DE OPERACIÓN

El reactor tiene una entrada superior regulada por una válvula check. El líquido puede ser colocado en el tanque de alimentación, o si el ingreso es con bomba se utiliza la conexión lateral.

Llenar el reactor hasta máximo una altura de 5 cm bajo el borde, de esta forma se evita un sobre flujo hacia los condensadores. Adicionalmente cabe recordar que en ningún momento la resistencia puede estar sin líquido que la recubre.

Encender el sistema de enfriamiento, verificar que flujo de agua es suficiente para enfriar el reactor. Si el agua es recirculada, verificar constantemente que la piscina de enfriamiento no supere la temperatura ambiente.

Encender el sistema de control y elevar la temperatura 5 grados con el controlador, alcanzada esta temperatura esperamos por 10 minutos. Este proceso es necesario para verificar que las conexiones eléctricas y controladores del sistema funcionan adecuadamente. Adicionalmente es muy importante verificar durante este tiempo que los cables de suministro de energía no sufran un calentamiento excesivo por el alto amperaje (12kW).

Se recomienda no calentar más de 15°C sin apagar la resistencia, de esta forma permitimos que el calor se redistribuya en todo el reactor ya que no existe sistema de agitación.

Una vez alcanzada la temperatura de ebullición del solvente, es necesario esperar aproximadamente 20 minutos para que el sistema se estabilice. El sistema debe permanecer a una temperatura constante durante este tiempo, y debemos regular el tanque superior para que no cambie el nivel en el interior. Esto ocurre cuando se alcanza un equilibrio entre el producto que sale y lo condensado.

Una vez terminada la destilación, se puede elevar la temperatura para obtener otros solventes. Se recomienda seguir este proceso hasta eliminar los compuestos livianos presentes y alcanzar una temperatura de 160 °C.

Ahora procedemos al craqueo, para esto elevamos la temperatura lentamente hasta 250 °C, y esperamos a que ocurra la reacción. De manera similar vamos acumulando los productos en la parte superior.

Se repite el procedimiento para los diferentes experimentos. Si la acumulación de sólidos es alta en cada experimento, es necesario abrir el tanque inferior y realizar un mantenimiento.

También es importante verificar el estado de los empaques luego de los experimentos.