

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETIL
PALMITATO Y ETIL OLEATO A PARTIR DE BIODIÉSEL PRODUCIDO DE
ACEITE DE PALMA REFINADO**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

LINDA KATHERINE COBA OVIEDO
linda.coba@epn.edu.ec

DIRECTORA: ING. LILIANA GUZMÁN BECKMANN MSc.
liliana.guzman@epn.edu.ec

Quito, Enero 2020

© Escuela Politécnica Nacional 2019

Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Linda Katherine Coba Oviedo, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

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

Linda Katherine Coba Oviedo

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la señorita Linda Katherine
Coba Oviedo

Ing. Liliana Guzman Beckmann MSc.

DIRECTORA DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios, quien ha estado conmigo en cada etapa de mi vida, sin su apoyo, compañía, amor y capacidades dadas no hubiera llegado hasta este punto.

A mi familia por estar presentes durante esta etapa que si bien no fue la más fácil, su amor y apoyo fueron un pilar para conseguir esta meta.

A mis amigos por su confianza en mí, porque fue un gran motivante para avanzar hacia la meta que buscaba alcanzar. Mis querida Angie, gracias por sus consejos y apoyo.

A la Ingeniera Liliana Guzmán por haber sido comprensiva durante este proceso de tesis y brindarme su apoyo como directora.

Al Ingeniero Marcelo Cabrera, por su apoyo, sus consejos y su amistad en todo este proceso.

Al Ingeniero Marcelo Salvador por su exigencia en la realización de este proyecto, porque me enseñó a retarme a mí misma y buscar ser una mejor profesional.

DEDICATORIA

A Dios quien me ha dado la vida, la salud y la oportunidad de haber culminado una etapa más en mi vida.

A mis hermanas Mary, Dany, Sarita y Sofi por ser las mejores compañeras, amigas y confidentes, son el amor de mi vida.

A mis papás y mi tía porque sin sus consejos y ejemplo no habría llegado hasta donde estoy, los amo.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN.....	xv
1. JUSTIFICACIÓN.....	16
1.1 Antecedentes y descripción del problema.....	16
1.2 Materia prima.....	19
2. INTRODUCCIÓN.....	22
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	24
3.1 Capacidad de la planta	24
3.2 Descripción de las materias primas, insumos y servicios auxiliares presentes durante el proceso.....	25
3.2.1 Materia prima	25
3.2.2 Insumos.....	26
3.2.3 Servicios auxiliares.....	26
3.3 Descripción de los procesos de los equipos principales	27
3.3.1 Reacción de transesterificación	28
3.3.2 Evaporación de circulación forzada	29
3.3.3 Primera calefacción	30
3.3.4 Destilación al vacío	30
3.3.5 Segunda calefacción	31
4. CRITERIOS DE DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA DESTILACIÓN DE BIODIÉSEL CON EL FIN DE OBTENER ÉSTERES ETÍLICOS.	33
4.1 Criterios de diseño para un tanque agitado utilizado como reactor de transesterificación.....	33
4.1.1 Selección de material de construcción	33
4.1.2 Estructura y forma del tanque agitado para reacción de transesterificación.	35
4.1.3 Espesor para la pared del tanque	36
4.1.4 Fondo o parte inferior del tanque	39
4.1.5 Techo del tanque.....	40
4.1.6 Sistema de agitación	41

4.1.7	Proporción geométrica para un tanque con agitación.....	42
4.1.8	Potencia del motor del agitador.....	43
4.1.9	Sistema de calentamiento por serpentín	46
4.2	Criterio de diseño para la torre de destilación al vacío para la extracción de etil palmitato.....	48
4.2.1	Balance de masa para la primera torre de destilación	48
4.2.2	Determinación de reflujo mínimo	51
4.2.3	Número de etapas de destilación (nm)	56
4.2.4	Diámetro de la columna de destilación al vacío.	57
4.2.5	Determinación de la densidad del vapor	58
4.2.6	Factor de empaque.....	62
4.2.7	Diseño del condensador para la torre de destilación de etil palmitato	64
4.2.8	Cantidad de agua empleada en el condensador	67
4.2.9	Espesor de la columna de destilación.....	67
4.3	Criterios de diseño para la torre de destilación de etil oleato.	69
4.3.1	Cálculo del calor entregado por la resistencia eléctrica del tanque de almacenamiento de agua del segundo condensador.....	70
4.4	Dimensionamiento de tanques de almacenamiento	71
4.4.1	Tanques para el almacenamiento de destilados.....	71
4.4.2	Tanques para el calentamiento previo a las torres de destilación.....	73
4.5	Dimensionamiento de tuberías.....	73
4.5.1	Diámetro para la conducción del biodiésel y sus derivados.....	74
4.5.2	Pérdidas de carga en la tubería.	75
4.6	Dimensionamiento de bombas.....	78
4.6.1	Bombas utilizadas en la tubería para transporte de fluidos	78
4.6.2	Bombas de vacío para torres de destilación	81
5.	DISEÑO DE LA PLANTA	84
5.1	Balance de masa.....	84
5.1.1	Reactor de transesterificación.....	84
5.1.2	Evaporación.....	86
5.1.3	Primera columna de destilación.....	88
5.1.4	Destilación de etil oleato	90
5.2	Balance de energía	91
5.2.1	Reactor de transesterificación.....	91
5.2.2	Tanque de calentamiento previo a ingreso a torre de destilación primaria ..	93
5.2.3	Tanque de calentamiento previo a ingreso a torre de destilación secundaria	94
5.2.4	Energía eléctrica necesaria para el funcionamiento del evaporador	95

5.2.5	Tanque de calefacción del agua utilizada en el condensador de la segunda torre de destilación.....	95
5.2.6	Energía en condensadores de torres de destilación	96
5.3	Planificación de la producción.....	96
5.4	Diagrama de bloques de la planta piloto.....	98
5.5	Diagrama pfd de la planta.....	99
5.6	P&id de la planta piloto	102
5.7	Layout y vistas de la planta piloto	105
5.8	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos.....	108
5.8.1	Tanque agitado para la reacción de transesterificación.	108
5.8.2	Cálculos para la torre de extracción de etil palmitato	117
5.8.3	Cálculos para la torre de extracción de etil oleato.....	128
5.8.4	Dimensionamiento de tuberías	137
5.8.5	Dimensionamiento y selección de las bombas de engranajes	142
5.8.6	Dimensionamiento de bombas de vacío	143
5.8.7	Dimensionamiento de tanques de calentamiento y almacenamiento.	144
5.9	Selección de equipos.....	149
5.10	Hoja de especificación de equipos principales.	150
6.	INVERSIÓN DEL PROYECTO.....	157
7.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	159
8.	ANEXOS	166

ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 1.1 Perfil lipídico del aceite de palma.	20
Tabla 4.1 Composición química de los tipos de plancha locales.	34
Tabla 4.2 Propiedades mecánicas de las planchas de norma ASTM 36M/A 36 y la ASTM A 283M/ A283 de grado	35
Tabla 4.3 Esfuerzos para el material de la norma ASTM A36.....	37
Tabla 4.4 Velocidad de corrosión en Aceros.....	38
Tabla 4.5 Configuración geométrica para tanques agitados.....	43
Tabla 4.6 Valor promedio del coeficiente global de transferencia de calor para sustancias orgánicas.....	48
Tabla 4.7 Rango de velocidades permitidas dentro de una tubería de acero.....	74
Tabla 5.1 Cantidades necesarias en el ingreso del tanque agitado para la reacción...	86
Tabla 5.2 Cantidades obtenidas durante la recuperación de etanol.	87
Tabla 5.3 Cantidades obtenidas durante la destilación al vacío para obtención de etil palmitato.....	90
Tabla 5.4 Resultado final para el balance de masa en la destilación secundaria.	91
Tabla 5.5 Esquema de tiempos de producción de la planta piloto.....	97
Tabla 5.6 Altura de la columna y de su respectivo relleno por cada factor de empaque.	123
Tabla 5.7 Caída de presión por cada factor de empaque.	124
Tabla 5.8 Información de columna de destilación para un factor de empaque de 1.2.	125
Tabla 5.9 Información de columna de destilación para un factor de empaque de 1.4	125

Tabla 5.10	Información de columna de destilación para un factor de empaque de 1.6.	126
Tabla 5.11	Altura de la columna y de su respectivo relleno por cada factor de empaque	133
Tabla 5.12	Factor de empaque Fs 1,2 para columna de Etil Oleato.	135
Tabla 5.13	Factor de empaque Fs 1,4 para columna de Etil Oleato.	135
Tabla 5.14	Factor de empaque Fs 1,6 para columna de Etil oleato	136
Tabla 5.15	Hoja de especificación para el reactor de transesterificación.....	151
Tabla 5.16	Hoja de especificación para el tanque de calentamiento de destilación primaria.....	152
Tabla 5.17	Hoja de especificación para la destilación primaria.....	153
Tabla 5.18	Hoja de especificación para tanque de calentamiento de destilación secundaria.....	154
Tabla 5.19	Hoja de especificación para la destilación secundaria.....	155
Tabla 5.20	Hoja de especificación para la evaporación.....	156
Tabla 6.1	Precios de los equipos utilizados en la planta piloto.....	157
Tabla 6.2	Materia prima necesaria para la producción de aproximadamente 40 L de biodiesel.....	158
Tabla 6.3	Costo de funcionamiento de la planta.....	158

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1 Principales productores de aceite de Palma en el mundo.....	19
Figura 1.2 Fórmula general de un etil ester.....	21
Figura 3.1 Reacción de transesterificación.....	26
Figura 3.2 Esquema de la planta piloto para la destilación del biodiesel.....	27
Figura 3.3 Esquema de evaporación forzada.....	29
Figura 4.1 Estructura en cuanto a volumen y altura de tanque	36
Figura 4.2 Domo toriesférico	39
Figura 4.3 Ejemplo de techo cónico con soporte propio	40
Figura 4.4 Tipos de agitadores	41
Figura 4.5 Dimensiones estándar para un tanque agitado	42
Figura 4.6 Determinación del número de potencia	44
Figura 4.7 Tanque con serpentín de calentamiento	46
Figura 4.8 Gráficos para la obtención de las presiones de vapor de los componentes del biodiesel a diferentes temperaturas, operando al vacío	53
Figura 4.9 Presión de vapor a diferentes temperaturas de los esteres etílicos de ácidos grasos del aceite de palma.	54
Figura 4.10 Número de platos teóricos versus factor de empaque, teniendo en cuenta la presión de la columna	61
Figura 4.11 Relación entre el HETP y el factor de empaque de acuerdo a la presión que se maneja en la columna.....	61
Figura 4.12 Caída de presión dentro de la columna de destilación versus el material de empaque	62
Figura 4.13 Flujo en contracorriente para un intercambiador de calor	65
Figura 4.14 Diagrama de Moody.....	77
Figura 4.15 Valores de K para pérdidas menores.....	80

Figura 4.16	Gráfico para hallar pump down a partir de presión absoluta... ..	82
Figura 5.1	Diagrama de bloques de la planta piloto.....	98
Figura 5.2	Diagrama PDF de la planta piloto para la obtención de ésteres.....	99
Figura 5.3	Diagrama de instrumentación y tubería P&ID.....	102
Figura 5.4	Layout de la planta.....	105
Figura 5.5	Vista lateral de la planta.....	106
Figura 5.6	Diagrama 3D de la planta piloto.....	107

ÍNDICE DE ANEXOS

PÁGINA

ANEXO I

Datos utilizados para los cálculos.....167

ANEXO II

Catálogo Koch Glitsch del relleno utilizado en las torres.....169

ANEXO III

Tipos de soldadura y su respectiva eficiencia.....171

ANEXO IV

Catálogo de bomba de engranajes.....172

ANEXO V

Datos del caldero productor del vapor para la planta.....173

ANEXO VI

Catálogo Vacuubrand para bombas de vacío.....174

RESUMEN

El principal objetivo de esta investigación fue el desarrollo de una planta piloto para el Laboratorio de Combustibles, Biocombustibles y Aceites Lubricantes de la Escuela Politécnica Nacional, que permita la producción de biodiésel fabricado a partir de aceite de palma refinado, para destilarlo y obtener los ésteres etílicos etil palmitato y etil oleato.

Se propuso la recuperación de estos componentes del biodiésel para que sean caracterizados, investigados y se desarrollen nuevos productos que a futuro permitan plantear proyectos relacionados con la Industria oleoquímica en el Ecuador.

Para esto, se realizó el diseño de un tanque reactor agitado donde se producirá la reacción de transesterificación durante tres horas, obteniendo un porcentaje de rendimiento del 92 % en peso con respecto al aceite refinado utilizado. Una vez que se genera la reacción, se separa por decantación la glicerina que se formó y parte del alcohol que no reaccionó, para ser almacenados en un tanque aparte.

El biodiésel producido se lleva a un proceso de evaporación simple para recuperar el etanol que no se eliminó en la primera separación. El alcohol evaporado y condensado se va a reutilizar en próximas fabricaciones. El biodiésel libre de alcohol se calienta en el primer tanque de calefacción diseñado hasta que alcance una temperatura de 191 °C y luego se ingresa a la primera columna de destilación durante una hora, para obtener aproximadamente 99 % de etil palmitato contenido en el biodiésel. El residuo de la primera destilación es llevado al segundo tanque de calefacción para calentar la mezcla a 224 °C y se ingresa a la segunda columna de este proyecto durante aproximadamente 1 hora, para obtener un 99 % de etil oleato. Este proyecto requiere de una inversión aproximada de 53 799,50 USD (tomando en cuenta los reactivos y los equipos), además de un costo de operación de 564,96 USD por cada 40 L/día de biodiésel producido correspondiente a la capacidad de la planta desarrollada.

1. JUSTIFICACIÓN

La presente sección detalla los antecedentes con los que se desarrolló el diseño de la planta piloto de producción y destilación de biodiésel, además se describe el problema presente en la actualidad del Ecuador respecto a la falta de investigación en el área de los biocombustibles y sus derivados, a pesar de contar con las materias primas para su desarrollo y se describe la razón por la cual se utilizó el aceite de palma como materia prima del proyecto.

1.1 ANTECEDENTES Y DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

El 28 de Febrero del año 2018 el presidente ecuatoriano Lenin Moreno dio a conocer la iniciativa del proyecto “Reverdecer Ecuador” que tiene como propósito, cambiar la matriz productiva petrolera para fortalecer la gestión ambiental. Este proyecto presenta siete estrategias dentro de las cuales encuentran la bioeconomía y las ciudades sostenibles que pretenden usar la agricultura, los recursos naturales como el aceite de palma, entre otros para proveer energía conservando los suelos y el ecosistema a fin de que a futuro estas actividades aporten en un 20 % al Producto Interno Bruto (Ministerio del Ambiente, 2018).

La Secretaría Nacional de Planificación y Desarrollo (SENPLADES) elaboró el plan de desarrollo 2017-2021 y en la sección de planificación a largo plazo, menciona que el Estado ecuatoriano ha mantenido durante años el patrón primario- exportador (explotación de los recursos naturales, principalmente petróleo) que por la dinámica del mercado exterior ha dañado lentamente la sustentabilidad ambiental. Para reparar esto, el nuevo propósito está en la bioeconomía y la diversificación productiva (SENPLANES, 2017), lo cual da apertura al inicio de nuevas tecnologías que permitan el uso de recursos naturales como fuente de ingreso económico que no sea sustentado únicamente en el petróleo y la petroquímica.

El Ecuador depende económicamente del petróleo, esto provoca que por la continua explotación, se generen problemas medio ambientales reflejados en deforestación, contaminación del agua, erosión del suelo, daños en áreas sensibles pertenecientes a la Amazonía e incluso contaminación en Galápagos por los desechos producidos por la industria petrolera (Bravo, 2007).

Esto ha llevado al Gobierno y a instituciones de educación superior a buscar formas de reemplazo de dicho recurso. Es así como se dio paso a la creación de la gasolina Ecopaís, donde se reemplaza el 5 % v/v de la gasolina por etanol anhidro producido a partir de la caña de azúcar, con el fin de disminuir las emisiones de gases SOx y NOx (El Universo, 2018). Por otro lado se ha dado paso a la producción de biodiésel, a través de investigaciones de los porcentajes de sustituciones parciales al diésel que permita el buen funcionamiento del motor y que también reduzca en alto porcentaje la contaminación producida hacia la atmósfera (Pantoja, 2018).

En las universidades Escuela Politécnica Nacional y la Pontificia Universidad Católica del Ecuador se están realizando investigaciones acerca de temas referentes a la producción de biodiésel, su caracterización, formas diferentes de obtención, entre otros temas, con trabajos de investigación como el de Alejandro (2019) "Influencia del contenido de agua en el etanol para la reacción de transesterificación supercrítica". Sin embargo hay evidencia de estudios para la producción de los derivados que se pueden obtener del biodiésel. Esto, es consecuencia de la falta de investigación y desarrollo de tecnologías enfocadas a matrices energéticas diferentes al petróleo y sus derivados en el Ecuador.

Sin embargo las investigaciones se han limitado a la fabricación de biodiésel. No se han desarrollado más proyectos que inciten a la creación de nueva tecnología que permita investigar y producir derivados provenientes del biodiésel o de otros biocombustibles. Actualmente en el Ecuador existen 319 000 ha con siembra de palma africana, de las cuales se producen aproximadamente 577 000 toneladas de aceite, un 39 % se utiliza para el consumo nacional y un 61 % se exporta (ANCUPA, 2019).

A pesar de que el Ecuador produce gran cantidad de aceite de palma y se está enfocando en el desarrollo de nuevas matrices productivas, la generación de “Energías Renovables” y Oleoquímica aún no están implementadas como parte de la economía nacional. Es por esto que de acuerdo al Registro Oficial Suplemento 309 del 21 Agosto del 2018 artículo 9.1 se ha propuesto una exoneración de pago del Impuesto a la Renta para nuevas inversiones entre las que se encuentra la Oleoquímica, con el fin de que aumente esta actividad productiva y se comience a dar paso al proyecto Reverdecer Ecuador (Registro Oficial Suplemento 309, 2018). Para comenzar una industria Oleoquímica donde no solo exista enfoque a la producción de biodiésel sino también de derivados de este biocombustible, es necesario iniciar desde investigaciones de dichos derivados, su caracterización y de cómo su interacción con otras materias primas puede dar paso a la formación de productos utilizados en la industria y en la vida cotidiana.

A esta iniciativa del Registro Oficial Suplemento 309 los representantes de la Asociación Nacional de Cultivadores de Palma (ANCUPA), propusieron en Abril de este año trabajar en la transformación del aceite de palma en biodiésel mediante el *“Proyecto de Ley para el Fortalecimiento y Desarrollo de la producción, Comercialización e Industrialización de la Palma Aceitera y sus Derivados”*, para reducir la salida de divisas e impulsar la economía agrícola (ANCUPA, 2019).

A partir de estos proyectos, Registros Oficiales y de la cantidad de materia prima, este trabajo busca proporcionar un modelo de planta para obtención de ésteres del biodiésel como un primer desarrollo de derivados de la Industria Oleoquímica. Con este proyecto se espera plantear a futuro proyectos de desarrollo económico tomando como referencia los estudios e investigaciones que se realizarán dentro de la planta piloto propuesta en este el presente trabajo.

1.2 MATERIA PRIMA

El Ecuador se encuentra en el segundo lugar de producción de aceite de palma de Latinoamérica y en el séptimo lugar a nivel mundial con más de 300 000 ha de cultivo del palma (Potter, 2013). Aproximadamente el 4,2 % de la producción agrícola del país se destina al aceite de palma y representa el 17 % de los cultivos principales del país, lo cual lo hace una materia prima de alta importancia y con un volumen considerable para la creación de una industria oleoquímica pequeña (ANCUPA, 2019).

De acuerdo con los datos emitidos por el Comercio Exterior del Gobierno Ecuatoriano en el año 2017, existen aproximadamente 40 plantas de extracción de aceite, que representan aproximadamente el 4 % del PIB agropecuario (Comercio Exterior, 2017). En la Figura 1.1 se observa la gráfica porcentual de productores de aceite de palma en el mundo.

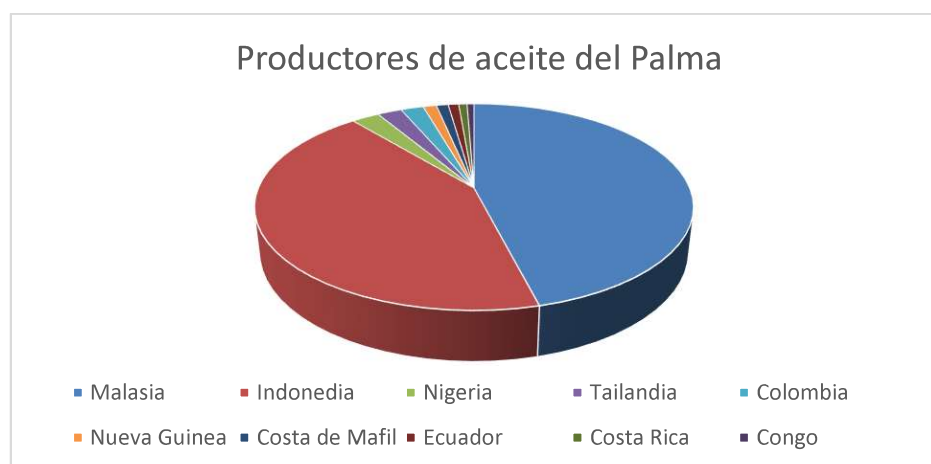


Figura 1.1 Principales productores de aceite de palma del mundo
(Food and Agriculture organization, 2016)

Los mayores productores del mundo son Indonesia y Malasia quienes proveen aproximadamente el 85 % de la demanda mundial. En el séptimo lugar de producción mundial se encuentra Ecuador (Food and Agriculture Organization, 2016). Los primeros cultivos se registran en el año 1 953 en Santo Domingo de los Tsáchilas y Quinindé, generando una expansión desde década de los 70 y

80 donde se comenzó con la sobreproducción tanto de aceite comestible como de aceite crudo contribuyendo así a la exportación del mismo (Martínez, 2014).

Una de las materias primas más utilizadas para la producción de biocombustibles es el aceite de palma. La cantidad de aceite producida desde los años setenta, permitió que por los años 2006-2010, inicie en el Ecuador la producción e investigación del biodiésel. Las iniciativas de obtención del biocombustible vinieron por parte de La Fabril y del Ministerio de Energía con la creación de un Programa Nacional de Biocombustibles, para fomentar el uso de este en la población (Lasso, 2018).

El biodiésel es un conjunto de ésteres de los ácidos grasos que conforman al aceite vegetal. Los ácidos grasos son ácidos orgánicos monocarboxílicos que están dentro de las grasas y esterifican a la glicerina, poseen un número par de átomos de carbono y generalmente tienen cadena lineal (Calvo, 2004). Los ácidos grasos pertenecientes al aceite de palma conforman su perfil lipídico. Estos se transforman en ésteres durante la reacción de transesterificación con el etanol y un catalizador homogéneo (Martínez, Sánchez y Suárez, 2007).

En la Tabla 1.1 se observa el perfil lipídico del aceite de palma:

Tabla 1.1 Perfil lipídico del aceite de palma

Número de carbonos	Ácido graso	Porcentaje en peso [%]
C16:0	Palmítico	44,70
C18:1	Oleico	37,57
C18:2	Linoleico	10,26
C18:0	Esteárico	5,40
C14:0	Mirístico	1,03
C18:3	Linolénico	0,61
C12:0	Láurico	0,22

(Fuente: Alejandro, 2019, p. 3)

Los ésteres que componen el biodiésel van a depender directamente del tipo de alcohol con el que se realice la transesterificación (en esta investigación, se

obtienen los ésteres etílicos ya que el catalizador utilizado es el etóxido de potasio) y también del perfil lipídico del aceite.

De manera general, un etil éster es un compuesto químico que posee un grupo etilo unido por un lado con un átomo central de oxígeno y cualquier otro grupo funcional como alquilo, arilo, amina etc, y se forma a partir de la transesterificación o la esterificación del aceite. Son empleados como materia prima de varias industrias como surfactantes, espesantes, pinturas, aditivos en solventes, entre otros (Martínez et al., 2007).

En la Figura 1.2 se observa la fórmula química general del etil éster.

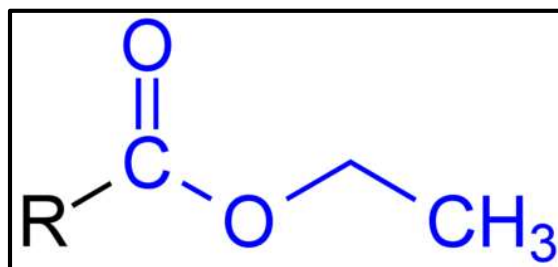


Figura 1.2 Fórmula general para un etil éster
(Martínez et al., 2007)

2. INTRODUCCIÓN

La planta piloto para la producción de etil palmitato y etil oleato a partir biodiésel producido de aceite de palma refinado se desarrolla a partir de la reacción de transesterificación del aceite con etóxido de potasio para la formación de biodiésel y de la separación para obtener los dos ésteres etílicos que se encuentran en mayor proporción dentro de este biocombustible a través de destilación con relleno al vacío.

Se emplean columnas de destilación al vacío para bajar la temperatura de ebullición de los ésteres, evitando el rompimiento y daño de las moléculas sensibles a la alta temperatura. El relleno de las torres de destilación genera mayor superficie de contacto entre la fase gaseosa y líquida aumentando la turbulencia, que a su vez mejora la eficacia de separación de los etil ésteres. Así mismo el contacto constante entre los rellenos, disminuye la caída de presión por lo que son utilizados frecuentemente en destilaciones al vacío (Navas, 2013, pp. 4-5).

De acuerdo con el Servicio Nacional de Aduana del Ecuador SENAE (2018), en año el 2018 se importó, un promedio mensual de 1 362,42 kg de etil palmitato y 1 892,59 kg de etil oleato y otros ésteres, lo que representó una inversión aproximada de 16 380,50 USD por mes. Esta cantidad de dinero refleja la necesidad que hay en el país de estos compuestos y es consecuencia de la falta de inversión, investigación y desarrollo de plantas de producción de derivados del biodiésel.

El principal interés para implementar esta planta piloto, es desarrollar la investigación del etil palmitato y del etil oleato que componen al biodiésel para implementarlos como materias primas de productos utilizados en la vida cotidiana. El etil palmitato es utilizado en la industria farmacéutica para la síntesis orgánica de productos medicinales, como solvente en pinturas, base en productos cosméticos y de cuidado personal gracias a que hidrata y lubrica la superficie de la piel (Sigma Aldrich, 2019). Por otro lado el etil oleato es utilizado

como metabolito vegetal, acaricida, agente saborizante, adyuvante en alimentos y como líquido transportador de esteroides (Martínez et al., 2007).

Las bases del diseño fueron tomadas de diferentes investigaciones como el trabajo desarrollado por Ricaurte (2016), quien explica las bases para la construcción de un tanque agitado para la reacción de transesterificación utilizando como base la norma API 650 "*Tanques de almacenamiento*".

Otras de las referencias utilizadas fue el estudio de "*La destilación al vacío para la obtención de los ésteres del aceite de canola en la producción de bioaditivos para el jet fuel*", expuesta por Lakovlieva, Boichenko, Lejda, Vovk, Shkilniuk (2017), quienes desarrollaron la curva de equilibrio de los metil y etil ésteres obtenidos en la destilación al vacío de aceite de colza refinado. Dentro de este estudio se utilizó la ecuación de Classius- Clapeyron para la determinación del calor de vapor necesaria dentro del desarrollo de la curva.

Así mismo Matricarde, Akisawa, Meirelles, Krahenbul (2012), utilizaron una adaptación de la técnica de *Differential Scanning Calorimetry*, un método que mide la temperatura de ebullición de un compuesto con una presión de vacío previamente establecida dentro de un ambiente calentado dinámicamente. Esta técnica determina los diferentes valores de temperatura de ebullición de ésteres etílicos del aceite de palma dentro de presiones de vapor de 1 333 - 9 333 Pa.

Sinott y Towler (2011), Coker (2001), Smith (2007) y las normas API 650 "*Tanques de almacenamiento*", ASTM D1160 "*Método de prueba estándar para la destilación de productos derivados de petróleo a presión reducida*", Código ASME sección VIII "*Diseño y cálculo de recipientes a presión*" y Koch Glitsch (2019), (parámetros de diseño de las columnas de destilación), también fueron utilizados para los criterios de diseño de los tanques de almacenamiento, tanques de calentamiento, las torres de destilación, tuberías y bombas de transporte necesarias en el funcionamiento integral de la planta.

En este trabajo se presenta una propuesta que busca la producción y destilación de biodiésel en escala piloto para la implementación de la investigación de la industria Oleoquímica en el Ecuador a partir de la obtención de derivados de este biocombustible.

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Esta sección describe los criterios utilizados para determinar la capacidad de la planta así como los procesos que ocurren en cada operación unitaria. Primero está la reacción de transesterificación donde se produce el biodiésel a partir de dicha reacción. Dentro del reactor también se produce la separación y retiro de la glicerina y del alcohol que no reaccionó. Una vez se encuentra el biodiésel libre de subproducto, se lleva al proceso de evaporación donde se eliminará el alcohol que aún permanece dentro del biocombustible obtenido. Después al biodiésel se lo lleva a un tanque de calentamiento donde se elevará su temperatura para ingresarlo a la torre a la temperatura de ebullición del etil palmitato. Luego se destila el biodiésel para recuperar etil palmitato. El residuo de la primera destilación se lleva hasta un segundo tanque de calefacción para elevar la temperatura hasta la temperatura de ebullición del etil oleato. Luego la mezcla caliente se la lleva a la segunda destilación donde se recupera el etil oleato y finalmente el residuo final se lo lleva a un tanque de almacenamiento. Los equipos utilizados para cada operación unitaria serán el reactor agitado, un evaporador de contracorriente, dos tanques de calefacción y dos torres de destilación al vacío con relleno.

Adicionalmente se realizará una descripción de las materias primas utilizadas y de los servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento de la planta piloto para la obtención de los ésteres de biodiésel.

3.1 CAPACIDAD DE LA PLANTA

En el proceso de búsqueda de los equipos apropiados para trabajar con este proceso se determinó que la única empresa que ofrece explícitamente torres de destilación para ésteres etílicos es KOCH GLISTCH. Ofrece bibliografía y un método específico para estos productos. El relleno sugerido para este tipo de destilación es BX y el diámetro más pequeño que hay es de 7 centímetros. El

diámetro de una torre depende del flujo de alimentación, por esta razón se ajustó el diseño de la torre a las menores dimensiones de equipos disponibles en el mercado para que la capacidad de la planta sea de 40 (+/-2) L/día.

Con las dimensiones estimadas en el diseño se genera una cantidad suficiente de productos de un mismo lote que tienen las mismas propiedades fisicoquímicas para facilitar la investigación posterior de la Oleoquímica.

3.2 DESCRIPCIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS, INSUMOS Y SERVICIOS AUXILIARES PRESENTES DURANTE EL PROCESO.

Se describirá el lugar de origen de la materia prima, también de los insumos que participan durante el proceso y de los servicios auxiliares necesarios para que los equipos funcionen correctamente.

3.2.1 MATERIA PRIMA

El aceite refinado de palma utilizado en esta investigación es proveniente de la empresa Danec. Esta empresa realiza un proceso conocido como tri-refinación donde al aceite se lo somete a varias operaciones para eliminar las impurezas, extraer sólidos y sabores que no se desean a temperaturas menores de 200 °C, mejorando las propiedades del aceite como lo es el enriquecimiento de los antioxidantes que componen al aceite (Danec, 2019). De acuerdo con las experimentaciones realizadas para el trabajo de investigación *“Evaluación de los factores de emisión durante el ciclo europeo NEDC en un MCIA de encendido por compresión utilizando mezclas de combustibles diésel Premium y Biodiésel, producidos por transesterificación básica y en condiciones supercríticas”* de Lincango et al. (2019), realizado en el Laboratorio de Biocombustibles, Combustibles y Aceites Lubricantes (LACBAL) de la Escuela Politécnica Nacional existe un mayor rendimiento en la reacción de transesterificación de biodiésel producido de aceite refinado que de aceite crudo de palma. La cantidad

a utilizar por cada lote es de 50 litros de aceite con el fin de obtener aproximadamente 40 litros de biodiésel por lote de producción.

3.2.2 INSUMOS

Los insumos utilizados para el diseño de la planta fueron el hidróxido de potasio y etanol anhidro. Estos reaccionan entre sí para la formación de etóxido de potasio, un catalizador que tiene como función transformar el aceite en biodiésel. En la Figura 3.1 se observa el mecanismo general de la transesterificación, el catalizador hace referencia al compuesto que se forma al reaccionar ya sea hidróxido de potasio (KOH) o hidróxido de sodio (NaOH), con el alcohol.

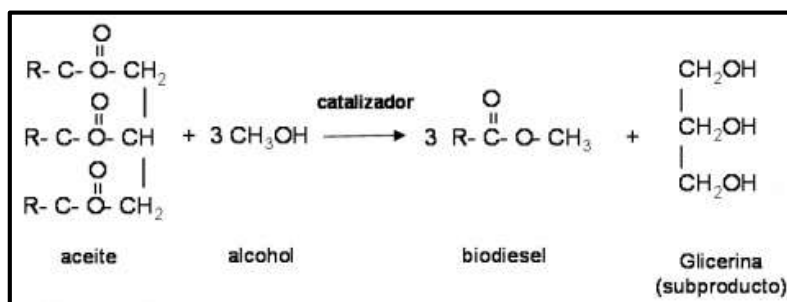


Figura 3.1 Reacción de Transesterificación
(Martinez et al., 2007)

Se utiliza alcohol anhidro con el fin de evitar la saponificación y asegurar un mayor rendimiento de la reacción. De acuerdo a los datos experimentales obtenidos en LACBAL para Lincango et al. (2019), se utiliza una proporción de 1:4 en volumen de etanol así como un 2 % en peso de hidróxido de potasio (KOH) en referencia al aceite de palma utilizado.

3.2.3 SERVICIOS AUXILIARES

Se diseñó la planta para el uso de tres servicios auxiliares. El primero es el vapor que se obtendrá de la caldera ubicada en el Laboratorio de Operaciones

Unitarias, para alcanzar las temperaturas necesarias durante los procesos que requieren calor como lo son la reacción, la calefacción previa al ingreso de las torres, las torres de destilación y la evaporación de circulación forzada. El segundo servicio auxiliar es el agua de refrigeración que se utilizará en los condensadores de las torres de destilación al vacío y los tubos refrigerantes del evaporador. Finalmente el tercer servicio auxiliar es la electricidad, esta será necesaria para los controles automáticos, el evaporador y las electroválvulas de los equipos que requieran control de flujo y temperatura.

3.3 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

Esta sección describe los resultados esperados en cada proceso, así como los materiales, equipos, condiciones necesarias para producir 40 L/día de biodiesel correspondiente a la capacidad de la planta para la producción del etil palmitato y el etil oleato. En la Figura 3.2 se observa el esquema general de la planta piloto propuesta durante este proyecto.

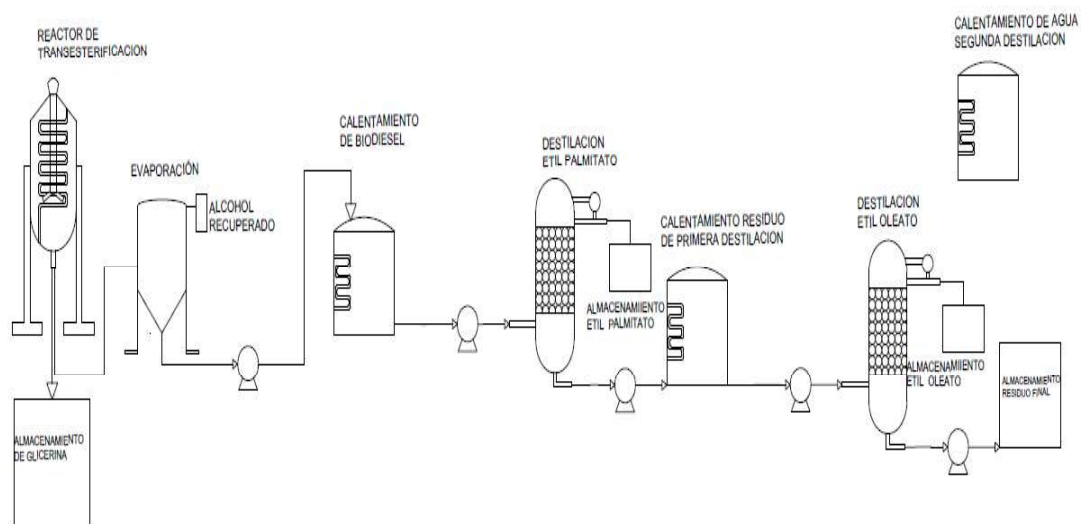


Figura 3.2 Esquema de la planta piloto para destilación de biodiesel (Lakovlieva et al., 2017)

3.3.1 REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

Este proceso permite la transformación del aceite de palma en ésteres etílicos o en biodiésel. Se realizó el diseño para un tanque agitado con base en la norma API 650 "*Tanques de almacenamiento*", porque la reacción no necesita condiciones extremas de presión o temperatura (Lincango et al., 2019).

La reacción inicia con el ingreso de los 50 L de aceite de palma, seguido del etanol en una proporción de 1:4 v/v y una cantidad de hidróxido de potasio del 2 % en peso del aceite. Una vez juntos la materia prima y los insumos, se procede a elevar la temperatura hasta 80 °C con una agitación continua de 500 rpm.

La reacción debe mantenerse por un tiempo de 3 horas para obtener un rendimiento del 92 %. Una vez finalizada la reacción, se cierra la válvula de ingreso de vapor y se deja en reposo el biodiésel junto con la glicerina por aproximadamente 1-2 horas.

Este tiempo es utilizado para que se propicie una separación por diferencia de densidad entre el biodiésel y la glicerina. Para esto, el tanque fue diseñado con una elevación del suelo de 1,5 m.

En la parte inferior del tanque, se acopló un tubo de vidrio Pyrex (resistente al calor) con una válvula manual, que permite remover la glicerina depositada en el fondo del tanque, diferenciando el cambio de color entre las fases de glicerina (transparente) y el biodiésel (café) para no tener pérdidas del biocombustible durante la separación.

Una vez que se remueve la glicerina, se realizará un lavado con agua destilada, en este proceso se ingresa el agua destilada entre un 5-10 % del volumen, se agita durante 3 a 5 minutos y se deja reposar otros 30 minutos con el fin de extraer más cantidad de glicerina que no se haya separado durante la primera etapa. Finalmente el biodiésel se recolecta en un recipiente para que ingrese en el proceso de evaporación para recuperar el etanol contenido dentro del biodiésel producido.

3.3.2 EVAPORACIÓN DE CIRCULACIÓN FORZADA

El biodiésel producido es introducido dentro de un evaporador de circulación forzada al vacío para recuperar el etanol que se encuentra contenido dentro de éste. Dentro del equipo mientras el biodiésel pasa por los tubos de abajo hacia arriba, el vapor que pasa por el exterior de los tubos hará que el etanol se evapore y sea recuperado en el tanque condensador del equipo. El tiempo de operación en este tipo de evaporador es bajo, siendo la mejor opción para evitar daños en los compuestos termosensibles por la alta temperatura, además es un equipo utilizado para la evaporación de sustancias altamente viscosas.

Este equipo permite la recuperación del biodiésel sin etanol o mejor conocido como “concentrado” y también del vapor del etanol con ayuda de un condensador acoplado que dirige al alcohol hacia el tanque de almacenamiento para reutilizarlo en la siguiente reacción. Al ser un proceso continuo, se diseñan dos tanques, uno que contiene la mezcla previa a la evaporación y otro tanque después de este proceso, utilizado en la calefacción de biodiésel previo a su destilación. En la Figura 3.3 se observa un esquema del evaporador de circulación forzada que será utilizado durante el proceso.

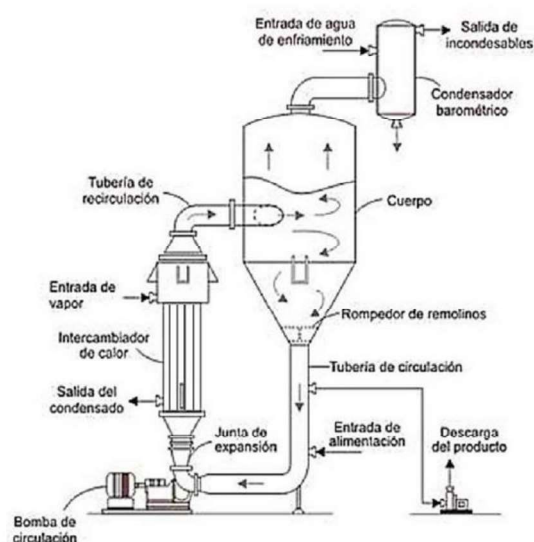


Figura 3.3 Esquema de evaporación de circulación forzada
(Ortolá, Fito y Castro, 2018)

Durante la evaporación se espera recolectar del 10 - 20 % de etanol contenido en la mezcla etanol-biodiésel. Este etanol puede ser reutilizado en la reacción de transesterificación o en otros procesos del laboratorio.

3.3.3 PRIMERA CALEFACCIÓN

Este proceso es utilizado para elevar la temperatura del biodiésel hasta un valor cercano de 191 °C con el fin de que ingrese a la torre de destilación a un valor cercano o igual a la temperatura de ebullición del etil palmitato a 10 mm Hg. El tanque posee un serpentín por donde pasa vapor. Este se acciona el momento en que todo el biodiésel se encuentra dentro del tanque.

Este proceso es utilizado también para almacenamiento del biodiésel hasta que se culmine la evaporación y hasta que la primera torre de destilación alcance la estabilidad de vacío. Cuando alcanza la temperatura deseada, se acciona la bomba de engranajes, que permite la succión del biodiésel caliente desde el tanque calefactor, hasta el ingreso de la torre de destilación primaria.

3.3.4 DESTILACIÓN AL VACÍO

Éste es el proceso principal de la planta piloto. Son necesarias dos torres de destilación al vacío con relleno para la recuperación de dos ésteres etílicos, en este caso se tratarán como mezclas multicomponente donde se seleccionan los componentes ligero y pesado para realizar el diseño debido a que los ésteres presentan diferentes temperaturas de ebullición.

En este tipo de destilación se utiliza relleno y se opera a presiones de vacío. El propósito del relleno es la disminución de la caída de presión, mejorando el contacto entre la fase líquida y la fase sólida para tener un mayor porcentaje de separación. Las torres no poseen un reboiler porque el objetivo de este tipo de destilación, es la obtención de un componente en específico, así que es

necesario un calentamiento previo hasta la temperatura de ebullición de cada etil éster que se desee obtener (Didy, 2013).

Ingresa el biodiésel a una temperatura aproximada de 191 °C cerca del fondo de la columna de destilación flash multicomponente, y debido a que la torre se encuentra en vacío de aproximadamente 10 mm Hg no se produce degradación de ningún componente de este. Una vez se encuentra la mezcla en la torre, el etil palmitato se vaporiza a una temperatura de 191 °C de acuerdo con Sigma Aldrich (2019), el vapor destilado por la torre hasta llegar al condensador en donde regresará a su estado líquido y se dirigirá a un tanque de almacenamiento para futuras investigaciones.

Por otro lado, el residuo de ésteres que sale de la primera torre es ingresado como alimentación de la segunda columna de destilación flash calentándolo previamente en un tanque hasta una temperatura de 224 °C y el éster que se vaporizará es el etil oleato a una temperatura de 224 °C, que al llegar al condensador, debe mantenerse en una temperatura mínima de 32 °C para evitar que se solidifique. Es así que el agua utilizada en la refrigeración del condensador debe ser calentada previamente hasta una temperatura de 35 °C.

Una de las características principales de estas torres de operación batch, es que se debe esperar aproximadamente de 1 a 5 minutos para alcanzar la estabilidad del vacío de operación para guardar la integridad del equipo y de la sustancia a destilar. Al no poseer reboiler, la alimentación que ingresa a las columnas debe ser baja para obtener una recuperación cercana al 99 % del componente de interés (Didy, 2013).

3.3.5 SEGUNDA CALEFACCIÓN

Este proceso busca el calentamiento del residuo que se produce de la destilación primaria que se encuentra enriquecido de ésteres etílicos y de aceite de palma que no reaccionó.

La mezcla ingresa al tanque a una temperatura aproximada de 185 °C para ser calentada hasta una temperatura de 224 °C a través del vapor que pasa a través del serpentín que posee el tanque. Este valor de temperatura corresponde a la ebullición del etil oleato en condiciones de vacío.

Cuando se alcanza esta temperatura, el control automático accionará a la bomba de engranaje para que transporte la mezcla de ésteres hasta la segunda torre de destilación.

4. CRITERIOS DE DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA DESTILACIÓN DE BIODIÉSEL CON EL FIN DE OBTENER ÉSTERES ETÍLICOS.

Este capítulo describe las normas y criterios que fueron utilizados para el diseño de la planta piloto para la obtención de los ésteres etílicos tomando como parámetro principal la capacidad de la planta de 40 L/día.

4.1 CRITERIOS DE DISEÑO PARA UN TANQUE AGITADO UTILIZADO COMO REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN.

El tanque agitado para la reacción de transesterificación se diseñó bajo el criterio de las normas API 650 "*Tanques de almacenamiento*" (API 650, 2013). En esta norma se describe los procedimientos para el diseño, fabricación y soldadura. Los dos principales criterios utilizados de esta norma fueron los siguientes:

- a. La presión con la que se diseña el tanque debe ser cercana a una presión atmosférica de 14,7 psi y 2,6 psi (como máximo). al estar ubicado en la ciudad de Quito, se opera a una presión de 10,5 psi; por lo que está dentro del rango permitido.
- b. El tanque debe operar hasta una temperatura máxima de 93 °C. Para fines de este estudio, el tanque opera a presión atmosférica y adicional su temperatura de trabajo es máximo de 80 °C.

4.1.1 SELECCIÓN DE MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN

De acuerdo a la Sección 4.4.4 de la norma API 650 (2013), se permite el uso de planchas que se encuentren dentro de las siguientes especificaciones:

- Si un tanque requiere un espesor con un valor máximo de 40 mm (1,5 in), se debe utilizar un material del tipo ASTM A 36M/ A36.

- Para el caso de espesores de máximo 13 mm (0,5 in), se recomienda el material del tipo ASTM A 131M/ A131 de grado A.
- Cuando se tienen espesores de valor 25 mm (1,0 in) se recomienda el material ASTM A 131M/ A131 de grado B dado por la norma.
- Si se tienen valores menores de 25 mm (1,0 in) en espesor se utiliza el material ASTM A 283M/ A283 grado C.

Estos aceros de tipo ASTM, se diferencian entre sí en la composición química del carbono, y metales que mejoran la resistencia a la corrosión, así mismo en el espesor y la facilidad en la soldadura (API 650, 2013).

Según Ricaurte (2016), los proveedores locales poseen dos tipos de planchas, los aceros correspondientes a ASTM 36M/ A36 y al ASTM A 283M/ A283 de grado C, las cuales presentan composición química detallada en la Tabla 4.1:

Tabla 4.1 Composición química de los tipos de plancha A36 y A283 grado C

Material	Composición química [%]					
	C	Mn	P	S	Si	Cu
A36	0,25	0,0	0,040	0,05	0,4	0,2
A283 grado C	0,24	0,9	0,035	0,04	0,4	0,2

(ASTM A 36; ASTM A 283 Gr C, 2019;2013)

Para saber cuál es la capacidad de soldadura de un tanque, se realiza el cálculo del carbono equivalente (CE) que indica el porcentaje de los metales que conforman al acero y se observa en Ecuación 4.1:

$$CE = C + \frac{Si}{24} + \frac{Mn}{6} + \frac{Ni}{40} + \frac{Cr}{5} + \frac{Mo}{4} + \frac{V}{4} \quad [4.1]$$

Donde:

C: Carbón [%]

Si: Silicio [%]

Mn: Manganeso [%]

Ni: Níquel [%]

Mo: Molibdeno [%]

V: Vanadio [%]

Con este valor, se realiza una comparación entre los dos tipos de soldadura, quien presente el valor de carbono equivalente mayor, presentará una mayor resistencia a la soldadura (Salas, Paulette y Magdaleón, 2009).

Sin embargo, fue importante conocer las características mecánicas que presenta cada tipo de material para desarrollar una construcción más sencilla con un resultado óptimo para el proceso. En la Tabla 4.2 se observan algunas propiedades mecánicas de los dos tipos de plancha.

Tabla 4.2 Propiedades mecánicas de las planchas de norma ASTM 36M/ A36 y la ASTM A283M/ A283 de grado C

Material	Fuerza de rendimiento [ksi] [MPa]	Fuerza de tensión [ksi] [MPa]	Elongación 8 [in]	Elongación 2 [in]
A36	(36) (250)	(58-80) (400-550)	20	23
A 283 grado C	(30) (205)	(55-75) (380-515)	22	25

(ASTM A 36 ; ASTM A 283 Gr C, 2019;2013)

Estos dos metales son fabricados como acero al carbono y en su estructura química resultan muy semejantes el uno del otro por lo que presentan resistencia similar frente a la corrosión. Al observar la Tabla 4.2, el material A36 posee una tensión mayor que el A283.

4.1.2 ESTRUCTURA Y FORMA DEL TANQUE AGITADO PARA REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN.

De acuerdo a estudios realizados previamente y según Coker (2001), los tanques presentan una relación óptima de diámetro-altura cuando están en una proporción de 1:1. Las planchas que se encuentran en Ecuador presentan dos dimensiones, una de 2 440 x 6 000 mm y otras de 2 440 x 12 000 mm. De acuerdo

a los cálculos desarrollados en la Sección 5.6.2 se eligió el tamaño de la plancha que permita elaborar el tanque con el volumen necesario para la producción aproximada de 40 L/día de biodiésel propuestos en esta investigación.

Adicional a esto, de acuerdo a la Norma API 650 “*Tanques de Almacenamiento*” es importante que se sobredimensione la altura con el fin de evitar derrames. Los valores que se utilizaron para evitar los derrames están entre 15 al 30 %. El porcentaje se seleccionó de acuerdo a la funcionalidad del tanque, es decir, se tomó en cuenta la agitación y la importancia del proceso en la obtención de los ésteres. En la Figura 4.1 se puede observar un esquema del tanque.

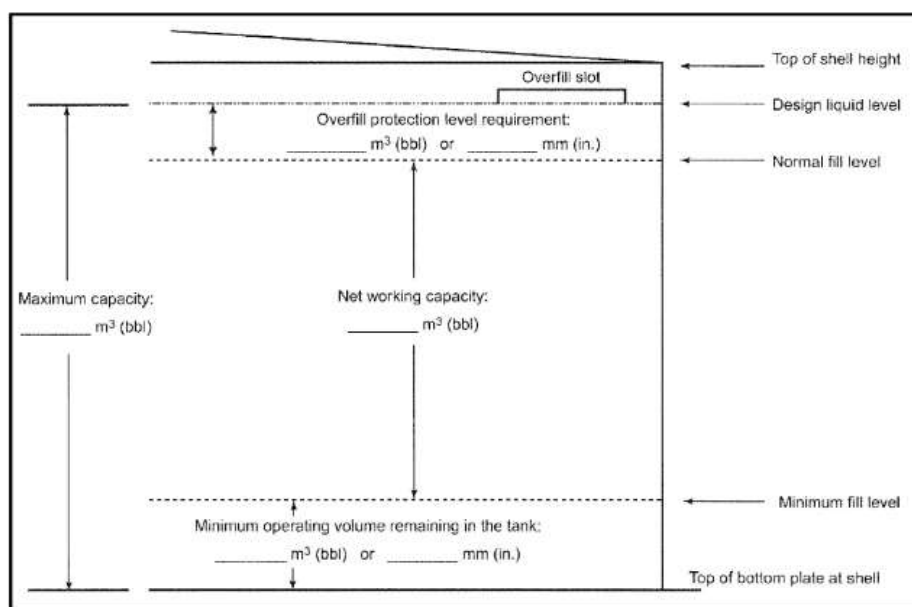


Figura 4.1 Estructura de relación volumen y altura del tanque
(American Petroleum Institute 650, 2013)

4.1.3 ESPESOR PARA LA PARED DEL TANQUE

Según la norma API 650 (2013) en la Sección 5.6.1.1, se seleccionó el espesor que tuvo mayor valor al comparar entre el espesor de diseño y el espesor de prueba hidrostática.

Sin embargo una de las restricciones en esta sección y que se tuvo en cuenta para esta investigación es que para diámetros con valor menor a 15 m pero con

un valor mayor a 3,2 m; su espesor no puede ser más bajo que 6 mm (API 650, 2013).

El cálculo del espesor de prueba hidrostática y diseño se desarrolló de acuerdo a la norma API 650 a través de las Ecuaciones 4.2 y 4.3.

$$t_d = \frac{4,9D \times (H - 0,3) \times G}{S_d} + C_A \quad [4.2]$$

$$t_t = \frac{4,9D \times (H - 0,3)}{S_t} \quad [4.3]$$

Donde:

t_d : Espesor de diseño [m]

D: Diámetro de diseño del tanque [m]

H: Altura de diseño para el líquido [m]

G: Gravedad específica de la sustancia contenida en el tanque

S_d : Esfuerzo permisible de diseño [MPa]

C_A : Valor referente a la tolerancia de corrosión [mm]

t_t : Espesor de prueba hidrostática [m]

S_t : Espesor permisible en la prueba hidrostática [MPa]

De acuerdo al Instituto Americano de Petróleo (API), las características mecánicas para las planchas A 36M en cuando a los esfuerzos de dicho material están descritos en la Tabla 4.3:

Tabla 4.3 Esfuerzos para el material de la norma ASTM A 36M

Material	Límite elástico mínimo [MPa].	Resistencia a la tracción [MPa].	Esfuerzo de diseño [MPa].	Esfuerzo de la prueba hidrostática [MPa].
A 36M	250	400	160	171

(API 650, 2013)

Para la obtención del valor de corrosión se empleó la Tabla 4.4 a partir de la investigación de Ricaurte (2016):

Tabla 4.4 Velocidad de corrosión en Aceros

Tipo de corrosión	Acero	
	ST [μm]	LT [μm]
1	< 0,5	<0,1
2	0,5-2,0	0,1-1,5
3	2,0-10,0	1,5-6,0
4	10,0-35,0	6,0-20,0
5	>35,0	>20,0

(Ricaurte, 2016)

Los símbolos ST (*short time*) y LT (*long time*), hacen referencia a la corrosión promedio que se puede presentar en los primeros 10 años de trabajo del tanque o a largo plazo respectivamente. Debido a que no hay un estudio específico dentro de las instalaciones de la Escuela Politécnica Nacional acerca de la corrosión del lugar, se asumió un nivel 1 porque el Laboratorio de Operaciones Unitarias es un lugar cubierto, es decir que no está expuesto a lluvia, sol ni a un ambiente húmedo.

De acuerdo a la Tabla 4.4, se puede determinar el tipo de corrosión que ocurrirá durante los primeros 10 años y en los siguientes años de vida útil que declare el fabricante. Dentro de este valor se asumió que el tanque está recubierto por pintura anticorrosiva.

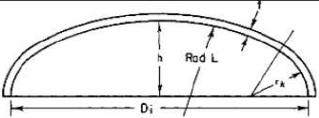
Para determinar la cantidad de corrosión de tipo 1 en micrómetros (μm), se tomó el valor de la velocidad de corrosión de la Tabla 4.4 en la columna del *short time* (ST) y se multiplicó por 10 años. Se espera que el tanque tenga un periodo de vida útil de mínimo 40 años, así que los 30 años sobrantes se multiplicaron por el valor de la columna *long time* (LT) para una corrosión de tipo 1.

Se reemplazaron en la Ecuación 4.2 los valores obtenidos anteriormente para hallar el valor del espesor de diseño, se procedió con la comparación entre éste y el espesor de presión hidrostática obtenido con la Ecuación 4.3 y así se determinó el valor del espesor del tanque agitado.

4.1.4 FONDO O PARTE INFERIOR DEL TANQUE

Para el fondo del tanque se propuso una tapa del tipo ASME bridada o Domo toriesférico acoplada con un tubo Pyrex y válvula manual que permita la evacuación del biodiésel así como de la glicerina que se formó. El tubo de vidrio se acopló para que el momento la remoción del subproducto y producto, se puedan observar las dos fases (café para biodiésel y transparente para glicerina).

En la Figura 4.2 se observa un ejemplo gráfico de la tapa de domo toriesférico descrito por el código ASME sección VIII división 1 “Diseño, construcción e inspección de tanques y recipientes de presión” del año 2013:



Tipo de tapa	Nudillo de radio, rk	h	L	Volumen	% Error	Observaciones
Plato Estándar	Aproximado 3t		Aproximado Di	Aproximado Di $0,050$ $Di^3+1,65tDi^2$	± 10	h varia con t
Toriesférica o A.S.M.E.	0,06L		Di	$0,0809 Di^3$	$\pm 0,1$ ± 8	rk tiene que ser del largo entre 0,06L y 3t
Toriesférica o A.S.M.E.	3t			Aproximado $0,513hDi^2$	$\pm 0,1$ ± 8	
Elipsoidal	---			$\pi Di^2 h / 6$	0	
Elipsoidal	---	Di/4		$\pi Di^3 / 24$	0	Proporciones Estándar
Hemisférica	---	Di/2	Di/2	$\pi Di^3 / 12$	0	
Cónica	---			$\pi h (Di^2 + Dd + d^2) / 12$	0	Cono Truncado h=altura d= diámetro en la sección final

Figura 4.2. Domo toriesférico (ASME, 2013)

Esta tapa debe acoplarse a la estructura cilíndrica del tanque es decir que su diámetro interno y externo, debe ser el mismo. El código ASME sección VIII división 1 ha determinado una ecuación para establecer si este tipo de tapa podría resistir la presión interna de trabajo del tanque. En cuanto a las dimensiones, fueron calculadas en función del volumen del tanque que se diseñó.

La Ecuación 4.4, se utilizó para determinar de la presión máxima debe resistir el domo toriesférico.

$$P = \frac{S \times E \times t}{0,885 \times L + (0,1 \times t)} \quad [4.4]$$

Donde:

P: Presión máxima permitida durante el funcionamiento del tanque [psi]

S: Esfuerzo máximo permisible del material utilizado en la construcción [psi]

E: Eficiencia de la junta

t: Espesor de la pared del tanque y del domo [in]

L: Radio interior del domo [in]

La eficiencia de la junta es un valor relacionado al tipo de soldadura del tanque, este valor se obtuvo en el Anexo III.

4.1.5 TECHO DEL TANQUE

El propósito de este tanque es permitir la agitación continua para que se genere la reacción de transesterificación, por esta razón el techo debe brindar soporte al agitador que se diseñó para el proceso. La opción más factible fue un techo cónico que sea auto soportado. Este diseño, permitió la formación de un cono recto y que no necesita soportes. En la Figura 4.3 se observa un ejemplo de este tipo de techos.

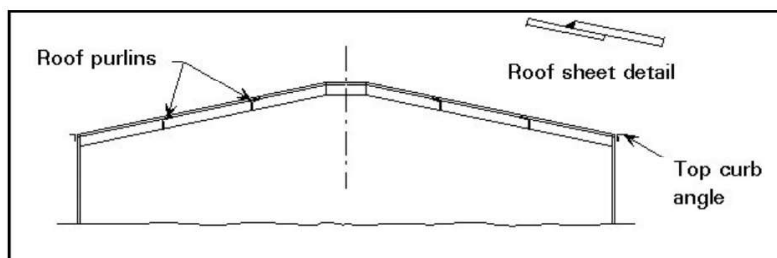


Figura 4.3 Ejemplo de techo cónico con soporte propio
(Ricaurte, 2016)

4.1.6 SISTEMA DE AGITACIÓN

En esta sección se observa el monograma que se utilizó para la selección del tipo de agitador más conveniente para generar la reacción de transesterificación.

4.1.6.1 Tipo de agitador

En la Figura 4.4 se observa el monograma de Ricaurte (2016), que relacionó el volumen del tanque con la viscosidad de la sustancia que será agitada.

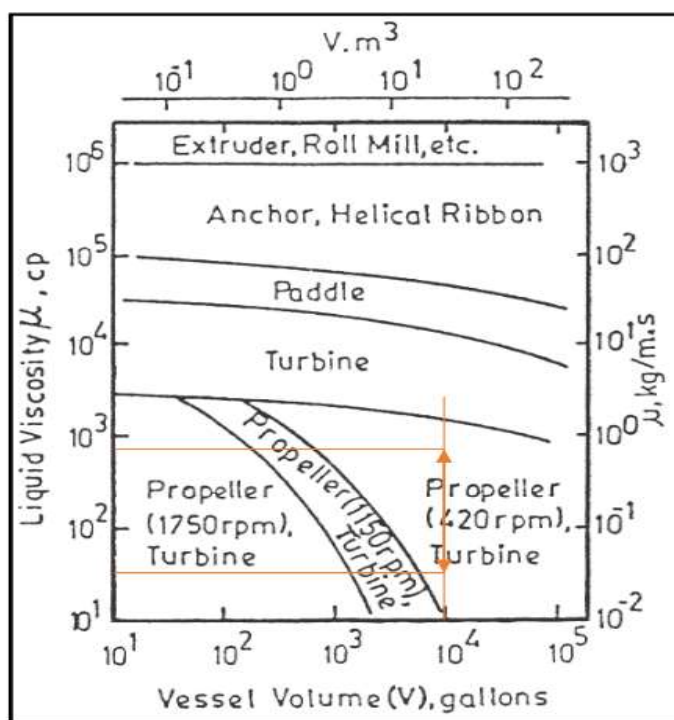


Figura 4.4 Tipos de agitadores
(Ricaurte, 2016)

Con la información del valor de la viscosidad del aceite de palma que reaccionó descrita en el Anexo I y tomando el valor del volumen calculado en el Capítulo 5, se estableció el tipo de agitador para el diseño.

4.1.7 PROPORCIÓN GEOMÉTRICA PARA UN TANQUE CON AGITACIÓN

En la Figura 4.5 se observan las dimensiones del tanque y del agitador, utilizadas para el diseño y cálculo de las ecuaciones dadas en la Tabla 4.5.

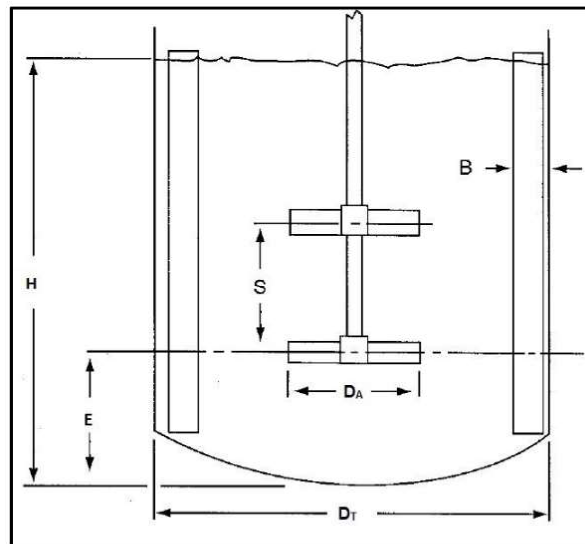


Figura 4.5 Dimensiones estándar para un tanque agitado
(Coker, 2001)

Donde:

H: Altura del líquido [m]

E: Altura desde el fondo del tanque hasta el rodete del agitador [m]

B: Ancho del deflector [m]

S: Separación de agitadores (en caso de que exista más de uno) [m]

W: Ancho de aspas del agitador turbina [m]

D_T: Altura del líquido que se va a agitar [m]

D_A: Diámetro del agitador [m]

En la Tabla 4.5, se observan las ecuaciones necesarias para el diseño de tanques agitados. Las dimensiones descritas anteriormente se utilizaron para la elaboración de las ecuaciones que se encuentran a continuación.

Tabla 4.5 Configuración geométrica para tanques agitados

$\frac{D_A}{D_T} = \frac{1}{4}$	$\frac{H}{D_T} = 1$	$\frac{B}{D_T} = \frac{1}{12}$
$\frac{E}{D_A} = 1$	$\frac{W}{D_A} = \frac{1}{8}$	$\frac{S}{D_A} = 1$

(Coker, 2001).

4.1.8 POTENCIA DEL MOTOR DEL AGITADOR

La potencia del motor hace referencia a la fuerza que genera un motor para hacer funcionar un equipo, máquina, entre otros (Carmí, 2009). Para la determinación del valor de la potencia del motor del agitador, fue necesario conocer los factores que influyen sobre éste. En la Ecuación 4.5 se observa que la potencia del motor es función de más variables.

$$P = f(g, \mu, D_A, D_T, W, H, \rho, N) \quad [4.5]$$

Donde:

- g: Aceleración de la gravedad
- μ : Viscosidad
- N: Velocidad de rotación
- H: Altura del tanque
- W: Ancho de aspas de agitador de turbina
- D_A : Diámetro del agitador
- D_T : Diámetro del tanque
- ρ : Densidad

Las unidades varían en función del tipo de sistema que se utilice ya sea Sistema Internacional o el Sistema Inglés.

Según Carranza (2001), la Ecuación 4.6 representa el valor del número de potencia del motor que es utilizado en la determinación de la potencia requerida

por el motor. Los valores de b , d , f , g y h dependen del tipo de agitador. Sin embargo, el número de Froude (representación de los vórtices), no tiene un valor definido debido a que los tanques que poseen deflectores no presentan formación de vórtices.

$$Np = K \left\{ Re^{-b} Fr^{-d} \left(\frac{D_T}{D_A} \right)^f \left(\frac{W}{D_A} \right)^g \left(\frac{H}{D_A} \right)^h \right\} \quad [4.6]$$

Donde:

K : Constante del tipo de agitador

Np : Número de potencia

Re : Número de Reynolds

Fr : Número de Froude

Una forma diferente de hallar el valor de la potencia del motor que contiene los criterios mencionados anteriormente por Carmi (2009) y por Carranza (2001), es el presentado por Ricaurte (2016), donde a partir del valor de Reynolds y del tipo de aspas del agitador seleccionado en la Sección 4.1.6.1 se obtiene un valor conocido como número de potencia. En la Figura 4.6 se observa la gráfica utilizada para el número de potencia.

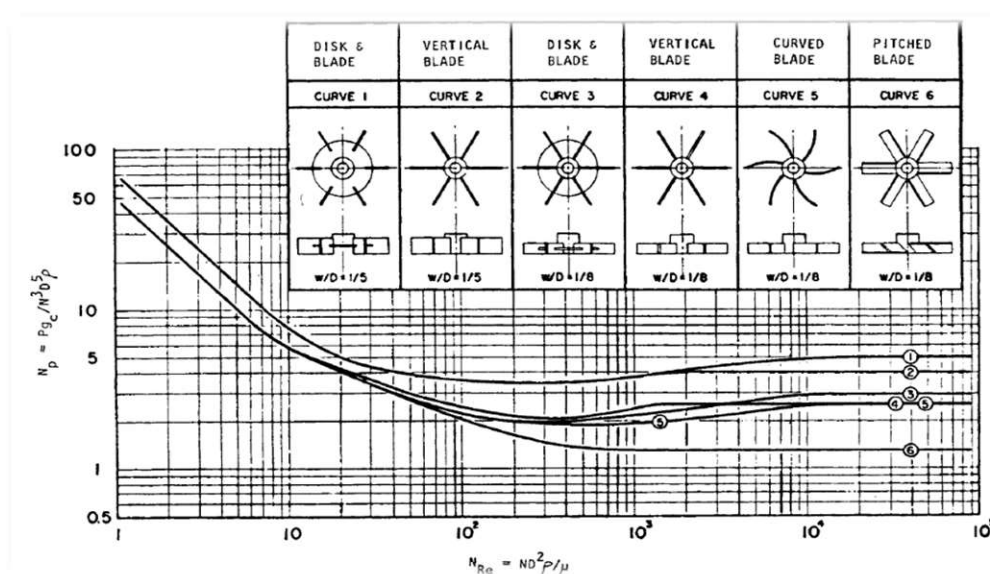


Figura 4.6 Determinación del número de potencia
(Walas, 1990)

Para hallar el valor de Reynolds se utilizó la Ecuación 4.7:

$$Re = \frac{D_A^2 \times N \times \rho}{\mu} \quad [4.7]$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

D_A : Diámetro interno de la tubería

N: Velocidad de rotación del agitador

ρ : Densidad de la sustancia por agitar

μ : Viscosidad dinámica de la sustancia por agitar

El valor de Reynolds de agitación fue hallado con el valor de las propiedades promedio del aceite de palma obtenidas del Anexo I. Si se obtiene un valor menor a 10, el sistema estará dentro del régimen laminar, entre 10 y 10 000 el régimen será transitorio y si es mayor a 10 000, se encontrará dentro de un régimen turbulento (Uribe, Rivera, Aguilera y Murrieta, 2012).

Con este dato y eligiendo el agitador, se obtuvo el valor del número de potencia (N_p), mismo que se utilizará dentro de la Ecuación 4.8 para la determinación de la potencia del motor.

$$P = N_p \times D_A^5 \times N^3 \times \rho \quad [4.8]$$

Donde:

P: Potencia del motor [W]

N_p : Número de potencia

Finalmente, luego de hallar la potencia del motor, se procedió a calcular la potencia del motor eléctrico por medio de la Ecuación 4.9 con una eficiencia de funcionamiento de 0,8 (Ricaurte, 2016).

$$P_M = \frac{P}{n} \quad [4.9]$$

Donde:

P_M : Potencia del motor eléctrico [W]

P : Potencia del motor [W]

n : Eficiencia de funcionamiento del motor

4.1.9 SISTEMA DE CALENTAMIENTO POR SERPENTÍN

En esta sección se calculó el valor del área necesaria en el serpentín para el calentamiento del tanque hasta una temperatura de 80 °C la cual es la requerida para la reacción de transesterificación.

Las suposiciones que se realizaron para este cálculo fueron:

- El fluido que se está calentando tiene un volumen constante.
- El coeficiente de transferencia de calor es constante.
- La capacidad calórica de fluido es constante cuando se emplea una temperatura promedio.
- Se desprecian las pérdidas de calor al ambiente.

La Figura 4.7 muestra una representación gráfica realizada por Coker (2001), del tanque agitado con serpentín:

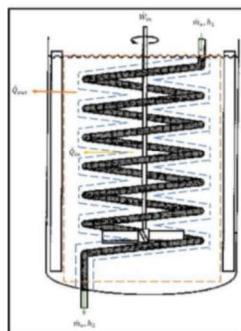


Figura 4.7 Tanque con serpentín de calentamiento
(Coker, 2001)

Primero se halló el valor del calor necesario para que se produzca la reacción realizada previamente por experimentación. La temperatura a la que se debe llegar y permanecer es 80 °C. A partir de la Ecuación 4.10, se determinó dicho calor:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T \quad [4.10]$$

Donde:

Q: Calor necesario para llevar la mezcla a temperatura de reacción [kJ]

m: Cantidad del aceite de palma utilizado en la reacción [kg]

C_p : Calor específico del aceite de palma $\left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$

ΔT : Cambio de temperatura de ambiente a temperatura de reacción [$^\circ C$]

Luego de hallar el calor necesario para la reacción, se determinó el área del serpentín igualando este calor al valor del calor que entregará el serpentín de acuerdo a la Ecuación 4.11:

$$Q = U \times A_{serpentín} \times \Delta T \quad [4.11]$$

Donde:

Q: Calor entregado por el serpentín [kJ]

U: Coeficiente global de transferencia de calor $\left[\frac{kJ}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$

ΔT : Cambio de temperatura desde T saturación hasta la temperatura de reacción [$^\circ C$]

$A_{serpentín}$: Área del serpentín de calentamiento [m^2]

Con la Tabla 4.6 se determinó el valor aproximado del coeficiente de transferencia de calor global.

Tabla 4.6 Valor promedio del coeficiente global de transferencia de calor (U) para sustancias orgánicas

Viscosidad de sustancia orgánica [cP]	Valor U $\left[\frac{\text{BTU}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \right]$
$\mu < 0,5$	75-100
$0,5 < \mu < 1$	50-125
$\mu > 1$	5-75

(Coronel y Lombard, 2016).

4.2 CRITERIO DE DISEÑO PARA LA TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO PARA LA EXTRACCIÓN DE ETIL PALMITATO

La primera torre de destilación con relleno al vacío se diseñó para la extracción del etil palmitato ya que es el éster más volátil contenido dentro del biodiesel. Los cálculos se realizaron bajo la metodología del proveedor Koch Glitsch (2019), quien proveyó los cálculos y las tablas necesarias para el diseño de la torre de destilación multicomponente al vacío.

Se empleó el vacío para lograr una separación sin que haya daño en los componentes ya que las sustancias orgánicas que componen el biodiésel son termosensibles por lo cual es necesaria la disminución de su temperatura de ebullición.

4.2.1 BALANCE DE MASA PARA LA PRIMERA TORRE DE DESTILACIÓN

Luego del proceso realizado en la reacción, separación de glicerina, evaporación del alcohol y calentamiento previo, se procede con la alimentación del biodiesel a la primera torre de destilación.

La destilación Batch se puede diseñar manteniendo la concentración de destilado constante y de reflujo variable, o mantener el reflujo constante y variar la concentración, la selección dependió del porcentaje de recuperación que se

deseó obtener del compuesto de interés, y también influyeron los costos de diseño y de operación (Didy, 2013). Con esto, el balance de masa general está presentado en la Ecuación 4.12.

$$F = D + B \quad [4.12]$$

Donde:

F: Es la alimentación a la torre [kg]

D: Es la cantidad destilada [kg]

B: Cantidad que se obtiene en el residuo [kg]

Y para cada componente de la mezcla que ingresa a la torre se aplica la Ecuación 4.13.

$$Fx_F = Dx_D + Bx_B \quad [4.13]$$

Donde:

F: Cantidad que ingresa en la alimentación [kg]

D: Cantidad que sale en el destilado [kg]

B: Cantidad que sale en el fondo de la columna [kg]

x_F : Composición porcentual de un compuesto en la alimentación

x_D : Composición porcentual de un compuesto en el destilado

x_B : Composición porcentual de un compuesto en el destilado

Estos balances de masa fueron realizados para un tiempo establecido, es decir para un tiempo finito, pero al realizar la Ecuación 4.14 para un tiempo infinito, teniendo en cuenta que la alimentación y su composición permanecen constantes se tiene que:

$$dF = 0 = dD + dB \quad [4.14]$$

Despejando la Ecuación 4.14 se obtiene la Ecuación 4.15.

$$dD = -dB \quad [4.15]$$

Al realizar el balance de masa para el componente más volátil se obtuvo la Ecuación 4.16.

$$-d(Bx_{vB}) = x_{vD}dD \quad [4.16]$$

En la Ecuación 4.16 se observa que la disminución del compuesto más volátil en el fondo (x_{vB}), es directamente proporcional a la ganancia que tiene el compuesto de mayor volatilidad en el destilado x_{vD} .

Al realizar el arreglo matemático de la Ecuación 4.16 se obtuvo la Ecuación 4.17:

$$-x_{vD}dB = -Bdx_{vB} - x_{vB}dB$$

$$Bdx_{vB} = dB(dx_{vD} - x_{vB}) \quad [4.17]$$

Se realizó la integración de la Ecuación 4.17 entre lo que ingresó a la torre como alimentación y lo que se generó como remanente en la torre con las respectivas composiciones porcentuales del componente con mayor volatilidad y se expresa en la Ecuación 4.18.

$$\int_F^B \frac{dB}{B} = \int_{x_F}^{x_B} \frac{dx_B}{x_D - x_B}$$

$$\ln \frac{B}{F} = \int_{x_F}^{x_B} \frac{dx_B}{x_D - x_B} \quad [4.18]$$

En esta planta piloto, el diseño tuvo una alimentación con un porcentaje de etil palmitato del 44,7 % y se espera una extracción del 99 %, donde el fondo posea máximo un 5 % del etil palmitato, con lo cual se despejó el balance de masa en la primera torre de acuerdo a la Ecuación 4.19.

$$\ln \frac{B}{F} = \ln \left(\frac{X_D - X_B}{X_D - X_F} \right) \quad [4.19]$$

4.2.2 DETERMINACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO

Para la determinación de este parámetro se utilizó la ecuación desarrollada por Underwood (Montoya, 2012). El desarrollo de esta ecuación supone un número infinito de etapas de separación dentro de la columna y tomando el valor de flujo molar y la volatilidad relativa como constante dentro de la zona media de la torre que se presenta en la Ecuación 4.20.

$$R_{min} = \left(\frac{L}{D} \right)_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_{DA}}{X_{FA}} - \alpha \frac{X_{DB}}{X_{FB}} \right] \quad [4.20]$$

Al reemplazar la Ecuación 4.20 en función del componente más volátil se obtuvo la Ecuación 4.21:

$$R_{min} = \left(\frac{L}{D} \right)_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_{DA}}{X_{FA}} - \alpha \frac{1 - X_{DA}}{1 - X_{FA}} \right] \quad [4.21]$$

Donde:

R_{min} : Reflujo mínimo

(L/D) : Cantidad mínima de líquido que sale como producto del destilado

L : Fase líquida en la destilación

D : Destilado

α : Volatilidad relativa

X_{DA} : Fracción molar del componente más volátil en el destilado

X_{FA} : Fracción molar del componente más volátil en la alimentación

X_{DB} : Fracción molar del componente más volátil en el fondo

X_{FB} : Fracción molar del componente más volátil en la alimentación

La volatilidad se obtuvo a partir de las presiones de vapor que presentó cada componente en la parte superior de la columna, así como la presión de vapor de cada componente en el fondo de la torre y viene expresada por la Ecuación 4.22

$$\alpha_{AB} = \frac{K_A}{K_B} = \frac{P_A^V}{P_B^V} \quad [4.22]$$

Donde:

α_{AB} : Volatilidad

K_A : Constante de equilibrio del componente ligero

K_B : Constante de equilibrio del componente pesado

P_A^V : Presión de vapor del componente ligero [mm Hg]

P_B^V : Presión de vapor del componente pesado [mm Hg]

Las presiones parciales de componentes conocidos fueron calculadas a partir de la ecuación de Antoine. En este caso, teniendo en cuenta que el biodiésel está compuesto de varios ésteres etílicos que no poseen constantes conocidas para emplear en dicha ecuación, fue necesario utilizar la presión de vapor de cada componente con estudios experimentales.

Para este proyecto se tomaron como referencia los estudios de “*La destilación al vacío para la obtención de los ésteres del aceite de canola en la producción de bioaditivos para el jet fuel*” de Lakovlieva et al. (2017) y “*Adaptación de la técnica de Differential Scanning Calorimetry*” de Matricarde et al. (2012), quienes determinaron la temperatura de ebullición de los ésteres que componen al biodiésel a distintas presiones de vapor de vacío.

En la Figura 4.8 se observa el diagrama obtenido por Lakovlieva et al. (2017), quienes realizaron un ensayo de destilación al vacío para la determinación de las diferentes presiones de vapor a distintas temperaturas de los metil y etil ésteres provenientes del biodiesel del aceite de canola.

En la Figura 4.8 (a) se encuentran las curvas de destilación de los metil ésteres del biodiesel y en la parte (b) la curva para los etil ésteres. Para obtener la volatilidad relativa de la Ecuación 4.22, se utilizó únicamente la gráfica del lado derecho.

Esta gráfica se utilizó teniendo en cuenta que las presiones en el interior de las columnas varía de 2 mm Hg en el tope y 10 mm Hg en el fondo, cumpliendo con el método de la norma ASTM D1160-12 “Método de prueba estándar para la destilación de productos derivados del petróleo a presión reducida” que también aplica para el biodiésel (ASTM D1160-12, 2017).

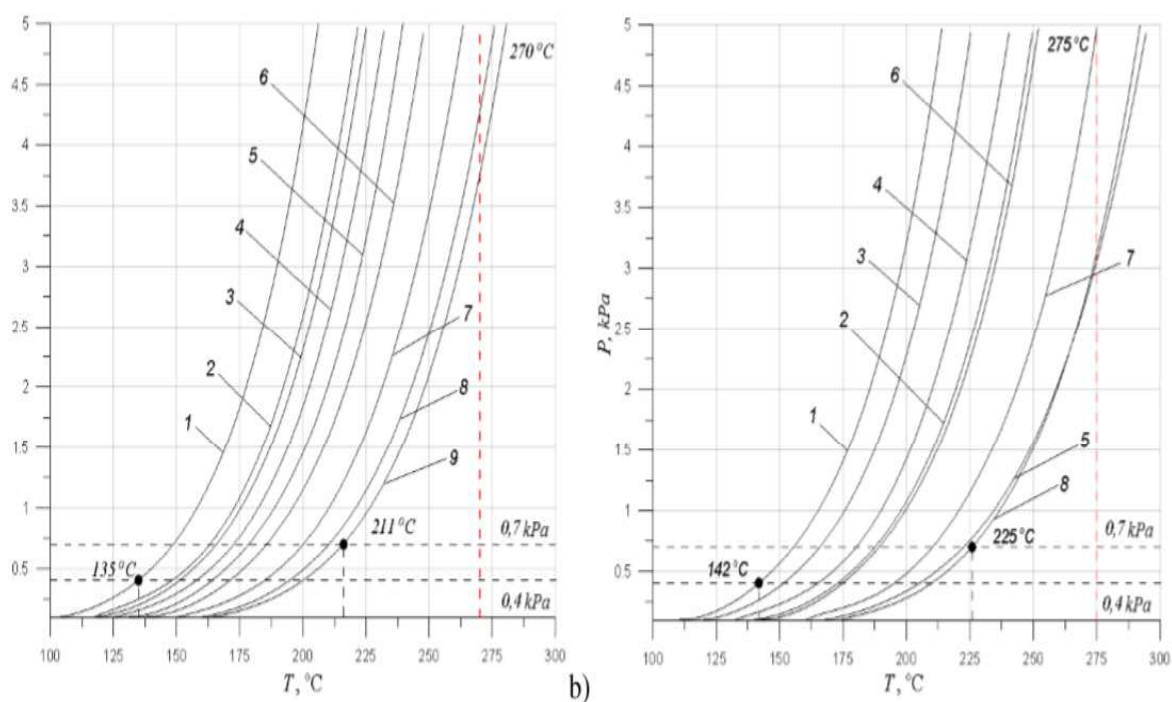


Fig. 2. The diagram of the liquid – vapor phase transition in the range 0.001 – 5 kPa for (a) methyl esters and (b) ethyl esters of acids:
1 – palmitic, 2 – oleic, 3 – stearic, 4 – linolenic, 5 – linoleic, 6 – nonadecenic, 7 – eicosenoic, 8 – heneicosenic, 9 – erucic.

Figura 4.8 Gráficos para la obtención de las presiones de vapor de los componentes del biodiesel a diferentes temperaturas, operando al vacío
(Lakovlieva et al., 2017)

En la Figura 4.9 se observaron los resultados obtenidos del estudio realizado por Matricarde et al. (2012), donde desarrollaron una tabla con los datos de las temperaturas obtenidas para cada uno de los ácidos grasos que componen al

aceite de palma a través del método “*Differential Scanning Calorimetry*”, utilizando diferentes presiones de vapor dentro de una condición de operación al vacío.

p (Pa)	T (K)				
	Lauric acid	Myristic acid	Palmitic acid	Stearic acid	Oleic acid
1333	444.6	464.6	483.3	501.3	496.7
2666	458.9	480.8	498.6	519.1	513.1
4000	468.5	489.5	509.0	528.9	524.7
5333	475.0	497.2	517.3	535.9	532.1
6666	479.6	503.1	523.4	543.7	538.8
7999	484.8	508.2	527.9	548.7	543.8
9333	490.5	512.6	533.4	553.2	547.4

Figura 4.9 Presión de vapor a diferentes temperaturas de ácidos grasos del aceite de palma
(Matricarde et al., 2012)

Este estudio a pesar de ser realizado a los ácidos grasos, resultó útil ya que de acuerdo a lo que dice Martínez et al. (2007), los ácidos grasos y etil ésteres del mismo aceite vegetal, tienen presiones de vapor similares.

A fin de tener mayor certeza de los datos utilizados en este diseño, se realizó una comparación de cada estudio entre las temperaturas de los etil ésteres a una presión de 10 mm Hg con respecto a los datos de Sigma Aldrich (2019) demostrando que son semejantes entre sí. De esta manera se concluyó que los dos estudios son útiles para determinar la temperatura del etil palmitato y etil oleato a 2 mm Hg.

Una vez que se obtuvieron las volatilidades relativas de la zona de enriquecimiento y de agotamiento con los valores de las presiones obtenidas de la Figura 4.8 y Figura 4.9, se halló el valor promedio de la volatilidad de los componentes que se separaron a lo largo de la columna como se describió en la Ecuación 4.23.

$$\frac{\alpha_{\text{enriquecimiento}}}{\alpha_{\text{agotamiento}}} = \sqrt{\alpha_{\text{enriquecimiento}} \times \alpha_{\text{agotamiento}}} \quad [4.23]$$

Donde:

α enriquecimiento: Volatilidad relativa en el tope de la columna

α agotamiento: Volatilidad relativa en el fondo de la columna

La destilación con reflujo mínimo constante utilizada en este diseño, implicó que la composición en el destilado cambiará con el tiempo. Para hallar este valor, fue necesario hallar dos reflujo mínimos, uno al finalizar la destilación y uno al inicio de la destilación (Montoya, 2012).

En la determinación del valor de la volatilidad relativa para un sistema multicomponente, se determinó el componente clave pesado y el componente clave ligero. En las Ecuaciones 4.24 y 4.25 se expresó la relación entre la composición del componente clave ligero en vapor y líquido con respecto a la composición del clave pesado para el biodiésel.

$$y_B = 1 - y_A \quad [4.24]$$

$$x_B = 1 - x_A \quad [4.25]$$

Donde:

y_B : Composición clave pesado en la fase de vapor

x_B : Composición clave pesado en la fase líquida

y_A : Composición clave ligero en la fase de vapor

x_A : Composición clave ligero en la fase líquida

Es así que la volatilidad relativa para este sistema multicomponente del biodiésel se expresó de acuerdo a la Ecuación 4.26.

$$\alpha_{AB} = \frac{K_A}{K_B} = \frac{y_A(1 - x_A)}{x_A(1 - y_A)} \quad [4.26]$$

Al considerar que la volatilidad fue una constante a medida que cambiaba la temperatura dentro de la columna, es decir que los componentes poseen un punto de ebullición cercano (lo cual es funcional para este caso) se utilizó la Ecuación 4.27 Montoya (2012).

$$y_A = \frac{\alpha_{AB} \times x_A}{1 + \alpha_{AB} (1 - y_A)} \quad [4.27]$$

Esta relación reflejó la condición de equilibrio entre el líquido y vapor. La Ecuación 4.27 está expresada en función de la fracción molar del componente con mayor volatilidad tanto en su fase líquida como en su fase gaseosa y también guarda relación con la volatilidad relativa de la mezcla.

4.2.3 NÚMERO DE ETAPAS DE DESTILACIÓN (N_m)

Este parámetro se obtuvo a partir de la ecuación de Fenske. Su uso es exclusivo para sistemas que poseen volatilidad constante durante la separación.

La Ecuación 4.28 (Fenske) está en función de las concentraciones de los componentes en el fondo (X_B) y en el destilado (X_D), donde se conoce al componente con mayor volatilidad como el componente clave ligero (Cl) y al de menor volatilidad como el componente clave pesado (Cp).

$$N_m = \frac{\ln \left[\left(\frac{X_{D,Cl}}{X_{D,Cp}} \right) \left(\frac{X_{B,Cp}}{X_{B,Cl}} \right) \right]}{\ln \alpha} \quad [4.28]$$

Los componentes claves fueron elegidos a partir de lo que se esperaba recuperar y en las cantidades que se buscaba recuperar. Se determinó la presión a la que va a operar la columna tanto en el tope de la columna como en el fondo para el cálculo de la volatilidad relativa del componente más volátil con respecto al menos volátil.

Dicha volatilidad estuvo sujeta a las normas ASTM D1160-12 “*Método de prueba estándar para la destilación al vacío de productos derivados del petróleo*” en donde se incluyó al biodiésel con presiones comprendidas entre 1 y 50 mm Hg (ASTM D1160, 2017).

4.2.4 DIÁMETRO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

La determinación de este parámetro se hizo de acuerdo costo más bajo que a su vez cumpla con los parámetros establecidos por el proveedor Koch Glitsch (2019). El diámetro depende de los rellenos estructurales que van a componer la torre, que para la destilación de ésteres de ácidos grasos las dos opciones disponibles por este proveedor fueron las de tipo CY y tipo BX. Las características de cada relleno van de la siguiente manera:

- a. Relleno BX gauze packing, son utilizadas en torres que contienen gran cantidad de etapas teóricas, pero presentan o se requieren baja caída de presión.
- b. Relleno CY gauze packing, este tipo de relleno es utilizado para columnas de destilación que poseen un diámetro pequeño donde las separaciones requieren un número de etapas teóricas mayor al del relleno BX.

Para fines de estudio y resultados, fue necesario que durante la separación exista la menor caída de presión posible para lograr la mayor recuperación o extracción del etil palmitato, es así que se seleccionó el relleno BX para el diseño. A partir de la selección, el proveedor ofreció gráficas y cálculos específicos para este tipo de relleno que fueron utilizados durante este diseño.

El primer término a definir es el factor de empaque o “Fs”, dicho factor es la representación del diseño y geometría del empaque. En la Ecuación 4.29 se observa la forma de hallar el Fs.

$$F_s = V_v \sqrt{\rho_v} = \frac{G}{3600 \times \rho_v \times A} \times \sqrt{\rho_v} \quad [4.29]$$

Donde:

F_s: Factor de empaque.

V_v: Velocidad del vapor [m/s]

G: Flujo másico del vapor [kg/h]

A: Área transversal del empaque [m²]

ρ_v: Densidad del vapor [kg/m³]

4.2.5 DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD DEL VAPOR

La determinación del factor de empaque implicó calcular la densidad del vapor, que se obtuvo de la Ecuación 4.30 de gases ideales.

$$P \times v = n \times R \times T \quad [4.30]$$

Donde:

P: Presión total del gas en el fondo de la columna [mm Hg]

R: Constante Universal de gases ideales [L X mm Hg/mol x K]

T: Temperatura en el fondo de la columna [K]

n: Número de moles del gas en el fondo de la columna [n= m/PM (mol)]

v: Volumen que ocupa el gas ideal [L]

La densidad se halló con la Ecuación 4.31.

$$\rho = \frac{\textit{masa}}{\textit{volumen}} \quad [4.31]$$

Al reemplazar la Ecuación 4.31 en la 4.30 se obtiene la Ecuación 4.32.

$$\rho = \frac{P \times PM}{R \times T} \quad [4.32]$$

Donde:

PM: Peso molecular del gas del fondo de la columna [g/mol]

Al tratarse de una mezcla de varios componentes, se utilizó de la Ecuación 4.33 para obtener el peso molecular de la mezcla.

$$PM_{Mezcla} = X_{CB} \times PM_{CB} + X_{EP} \times PM_{EP} \quad [4.33]$$

Donde:

PM_{Mezcla} : Peso molecular promedio de la mezcla [g/mol]

PM_{CB} : Peso Molecular del componente que se encuentra en el fondo de la torre [g/mol]

PM_{EP} : Peso molecular del etil palmitato [g/mol]

X_{CB} : Fracción molar del componente del fondo de la torre [g/mol]

X_{EP} : Fracción molar del etil palmitato

Una vez obtenidos estos datos, se procedió a realizar la secuencia de cálculos propuestos por el proveedor Koch Glitsch con el fin de obtener el diámetro de operación de la columna, de la siguiente manera:

- Primero se obtuvo el valor del factor de empaque de la Figura 4.10, luego se eligió de las Tablas 5.8, 5.9, 5.10 de la Sección 5.8 las diferentes opciones de diámetro para la columna.
- Después se realizó el cálculo aproximado del área con los diámetros que ofrece Koch Glitsch y con esto se halló el valor del flujo másico del gas con la Ecuación 4.29. El diámetro que utilizó menor flujo másico, es decir, que el diámetro que necesitó menor cantidad de calor para generar la misma separación, fue el óptimo en el proceso de destilación para reducir los costos de operación (Montoya, 2012).

- En la Figura 4.10 se halló el valor del número de platos teóricos, en la Figura 4.11 se obtuvo el valor de (altura del relleno) HETP y finalmente con la Figura 4.12 se determinó la caída de la presión.
- Luego se calculó el valor del calor necesario para evaporar el flujo que ingresa a la columna, para este fin se utilizó la Ecuación 4.34.

$$Q = \Delta H_v \times G \quad [4.34]$$

Donde:

Q: Calor necesario para evaporar el clave ligero [J]

ΔH_v : Calor de vaporización de cada éster al interior de la columna [J/kg]

G: Flujo másico del vapor [kg/h]

Para hallar el valor de ΔH_v , se empleó la fórmula de Clausius- Clapeyron que se presenta en la Ecuación 4.35.

$$\ln \frac{P_1}{P_2} = \frac{\Delta H_v}{R} \times \left(\frac{T_2 - T_1}{T_1 \times T_2} \right) \quad [4.35]$$

Donde:

ΔH_v : Calor de vaporización de cada éster al interior de la columna [J/mol]

P₁: Presión de vapor al tope de la columna [mm Hg]

P₂: Presión de vapor al fondo de la columna [mm Hg]

T₂: Temperatura al fondo de la columna [K]

T₁: Temperatura al tope de la columna [K]

A partir de estos cálculos, se obtuvo el valor de cada parámetro bajo el criterio de los gráficos propuestos por el proveedor.

En la Figura 4.10 se halló el número de etapas teóricas en función del factor de empaque, las líneas del medio son la presión media de la columna que se determina con la presión del fondo y del tope.

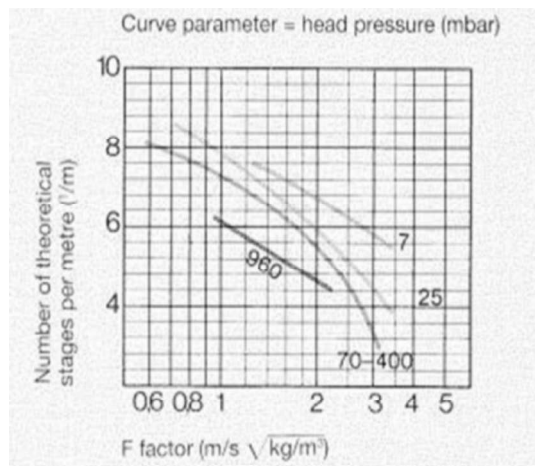


Figura 4.10 Número de platos teóricos versus factor de empaque, teniendo en cuenta la presión de la columna.
(Koch Glitsch, 2019)

En la Figura 4.11 desarrollada por Koch Glitsch se observó la relación entre el factor de empaque y la altura del relleno que presentó cada una de las etapas de equilibrio calculadas a partir de la Figura 4.10. Esta figura detalló los resultados en unidades del Sistema Inglés y del Sistema internacional.

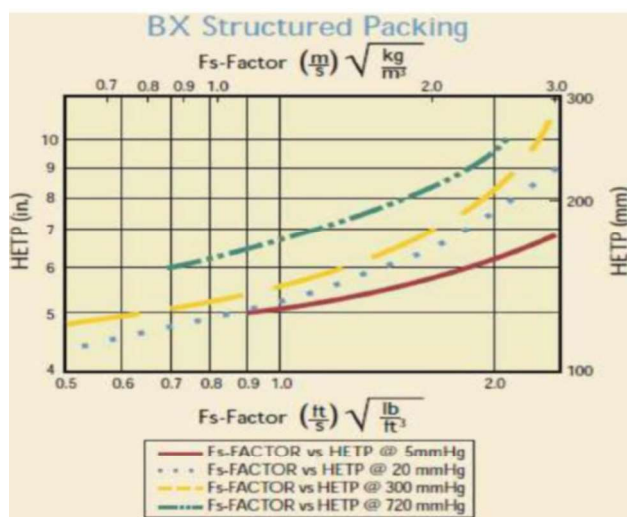


Figura 4.11 Relación entre el HETP y el factor de empaque de acuerdo a la presión que se maneja en la columna
(Koch Glitsch, 2019)

En la Figura 4.12 se observó la relación entre el tipo de relleno y la caída de presión que presentará la columna durante la separación.

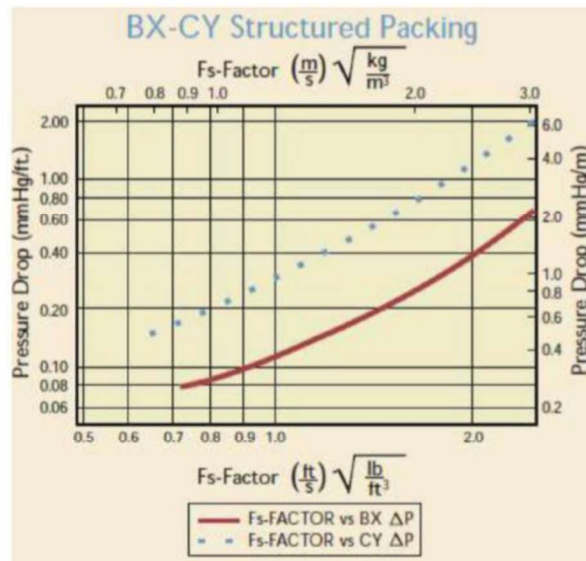


Figura 4.12 Caída de presión dentro de la columna de destilación versus el material de empaque
(Koch Glitsch, 2019)

4.2.6 FACTOR DE EMPAQUE

Tanto el modelo matemático para cálculo del factor de empaque, como las gráficas permitieron obtener un valor representativo de dicho parámetro. A partir de esto, en la Figura 4.10 se eligió un valor mayor al número de etapas obtenido con la Ecuación 4.28 y se calculó el valor promedio de presión en la torre. Con estos dos valores, se obtuvieron los valores de Fs de 1,2; 1,4 y 1,6 que tienen como unidades $\left[\frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{kg}{m^2}} \right]$.

Se calculó nuevamente el valor de la velocidad másica pero con unidades de (m/s) con el uso de la Ecuación 4.36:

$$v_v = \frac{F_s}{\sqrt{\rho_v}} \quad [4.36]$$

Donde:

Fs: Factor de empaque $\left[\frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{kg}{m^3}} \right]$

v_v : Velocidad másica del vapor $\left[\frac{m}{s} \right]$

ρ_v : Densidad del vapor $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

Al hallar este valor, se buscó en la Figura 4.10 el número de etapas teóricas por metro, con el valor promedio de presión dentro de la torre, es decir el valor promedio entre 2 mm Hg del tope y 10 mm Hg del fondo.

Una vez que se determinó la cantidad de etapas teóricas por metro, se procedió a encontrar el valor de HETP “altura del relleno de la etapa teórica” en la Figura 4.11 y finalmente de la Figura 4.12, se obtuvo la caída de presión por metro a partir del tipo de empaque y del valor de cada factor.

Los resultados de los pasos desarrollados anteriormente para cada factor de empaque, se expresaron en las Tablas 5.8, 5.9 y 5.10.

Luego se procedió a hallar el valor de la altura de relleno con la Ecuación 4.37:

$$h_{relleno} = Ne \times HETP \quad [4.37]$$

Donde:

$h_{relleno}$: Altura del relleno [m]

Ne: Número de etapas de equilibrio o número de etapas teóricas

HETP: Altura equivalente de un plato teórico [m]

La altura de la columna se obtuvo bajo la suposición de que su valor es aproximadamente el doble del valor de la altura de relleno (Montoya, 2012).

La elección del factor de empaque más adecuado para la destilación de etil palmitato, se realizó mediante la comparación de las caídas de presión presentes

en cada corte de la columna. Los valores de presión establecidos para este diseño fueron 2 y 10 mm Hg. Con esto, se determinó cual factor de empaque cumplió con los criterios de diseño de la presión. La Ecuación 4.38 se utilizó para calcular la caída de presión.

$$\frac{\Delta P}{m} = 0,1 m \times \text{caída de presión} \quad [4.38]$$

La caída de presión se halló en la Figura 4.12, para cada factor de empaque. Con esta información, se elaboró la Tabla 5.11 la cual detalla en su contenido, cómo varía la presión mientras avanza la altura de la torre. El factor que permitió obtener los valores de presión deseados tanto en el fondo de la torre como en el tope, fue el seleccionado.

Luego de determinar el factor de empaque, se seleccionó el diámetro de operación, donde el punto crítico fue el calor necesario para operar la columna ya que este impacta en los costos de inversión y de operación. En la Tabla 5.9 se observa el valor del diámetro más conveniente.

4.2.7 DISEÑO DEL CONDENSADOR PARA LA TORRE DE DESTILACIÓN DE ETIL PALMITATO

El calor de la evaporación (ΔH_v) para la destilación del etil palmitato se halló de acuerdo a Lakovlieva et al. (2017), con la ecuación de Clausius-Clapeyron. A partir de esta expresión, se obtuvo el calor necesario (Q) para condensar al etil palmitato, a partir del valor del flujo másico (G) calculado con la Ecuación 4.39

$$Q = \Delta H_v \times G \quad [4.39]$$

Esto a su vez, hizo referencia a la energía térmica que está entregando el condensador, para lo cual se empleó la Ecuación 4.40:

$$Q = U \times A_c \times \Delta T_{LM} \quad [4.40]$$

Donde:

U: Coeficiente global de transferencia de calor $\left[\frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$

A_c: Área de transferencia de calor del condensador [m²]

ΔT_{LM}: Diferencia de la temperatura media logarítmica [°C]

4.2.7.1 Temperatura media logarítmica

Existe una gradiente de la temperatura a medida que los compuestos pasan a través del equipo. Esta diferencia de temperaturas entre el fluido caliente y el fluido frío, se puede representar a través de este término. Para el caso del condensador, se utilizó un flujo en contracorriente como se observa en la Figura 4.13

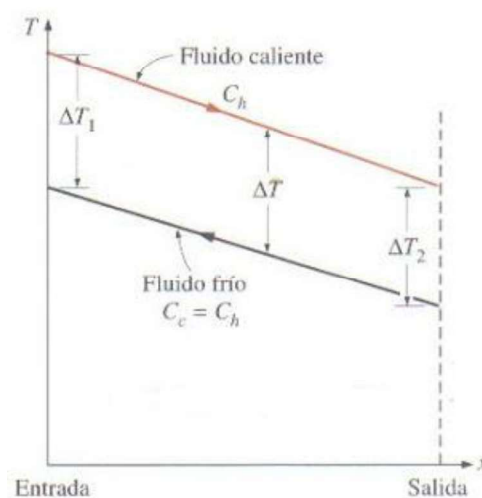


Figura 4.13 Flujo en contracorriente para un intercambiador de calor
(Rojas, 2010)

Con la Ecuación 4.41 se determinó la temperatura media logarítmica (ΔT_{LM}).

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad [4.41]$$

Las diferencias en las temperaturas dependerán de cómo se encuentran los flujos, es decir en paralelo o en contracorriente. El diseño de este condensador fue en contra corriente para mejorar la transferencia de calor y se utilizaron las Ecuaciones 4.42 y 4.43

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 \quad [4.42]$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 \quad [4.43]$$

Donde:

t_1 : Temperatura a la que ingresa el fluido frío (agua) [°C]

t_2 : Temperatura a la que sale el fluido frío (agua) [°C]

T_1 : Temperatura a la que ingresa el fluido caliente (etil palmitato) [°C]

T_2 : Temperatura a la que sale el fluido caliente (etil palmitato) [°C]

Para obtener el valor del coeficiente global de transferencia de calor, se utilizó la Tabla 3.6 empleada por Ricaurte (2016), donde de acuerdo a la viscosidad del producto orgánico del destilado, se tiene un valor promedio de dicho valor.

Con el coeficiente global de transferencia hallado, se despejó la Ecuación 4.44, obteniéndose así el valor del área del condensador que se diseñó.

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T} \quad [4.44]$$

Donde:

A: Área del serpentín de calentamiento del condensador [m²]

ΔT : Cambio de temperatura dentro del condensador [°C]

Q: Flujo de calor transferido dentro del condensador [kJ]

U: Coeficiente global de transferencia de calor [kJ/ h m² °C]

4.2.8 CANTIDAD DE AGUA EMPLEADA EN EL CONDENSADOR

La cantidad de agua calculada para la condensación del etil palmitato depende directamente de la cantidad de calor determinado para que se genere este fenómeno. Es así que la Ecuación 4.45 permitió el cálculo del flujo másico de agua transportada en el interior del condensador.

$$\dot{m} = \frac{\dot{Q}}{C_p \times \Delta T} \quad [4.45]$$

Donde:

\dot{m} : Flujo de masa del agua del condensador $\left[\frac{kg}{h}\right]$

\dot{Q} : Flujo de calor necesario para condensar el etil palmitato $\left[\frac{kJ}{h}\right]$

C_p : Capacidad calórica del agua $\left[\frac{kJ}{g \text{ } ^\circ C}\right]$

ΔT : Cambio de temperatura del agua que ingresa y sale del condensador $[^\circ C]$

4.2.9 ESPESOR DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

Se asumió a la torre como un recipiente. El espesor fue el mismo tanto para la parte cilíndrica del cuerpo como para las cabezas del fondo y del tope de la columna de destilación. El primer criterio fue que el espesor posea pared delgada, debido a que estos son capaces de soportar presiones extremas ya sean internas o externas así como esfuerzos tangenciales y longitudinales (Sinnot y Towler 2011, pg 1004).

De acuerdo a Sinnot et al. (2011, p. 1004), existe una relación entre el diámetro interno y el espesor del recipiente y se detalló en las Ecuaciones 4.46 y 4.47

$$\text{De pared delgada: } \frac{D_i}{t} > 10 \quad [4.46]$$

$$\text{De pared gruesa: } \frac{D_i}{t} < 10 \quad [4.47]$$

Donde:

D_i : Diámetro interno [m]

t : Espesor [m]

Se determinó el valor del espesor que soporta el esfuerzo tangencial ejercido por la presión interna a partir de la Ecuación 4.48

$$t = \frac{P \times R_i}{S \times E - 0,6P} = \frac{P \times R_o}{S \times E + 0,4P} \quad [4.48]$$

Donde:

t : Espesor mín. requerido en la pared del recipiente [in]

P : Presión aplicada en el interior del recipiente [psi]

R_i : Radio interno del recipiente [in]

R_o : Radio externo del recipiente [in]

S : Resistencia de trabajo máxima que admite el material [psi]

E : Eficiencia de la soldadura

También se obtuvo el espesor del recipiente de acuerdo al esfuerzo longitudinal que sufre la torre a lo largo del sistema por causa de la presión interna. Se desarrolló según Sinnot et al. (2011) la Ecuación 4.49.

$$t = \frac{P \times R_i}{2S \times E + 0,4P} = \frac{P \times R_o}{2S \times E + 1,4P} \quad [4.49]$$

Donde:

t : Espesor mínimo requerido en la pared del recipiente [in]

P : Presión aplicada en el interior del recipiente [psi]

R_i : Radio interno del recipiente [in]

R_o : Radio externo del recipiente [in]

S : Resistencia de trabajo máxima que admite el material [psi]

E : Eficiencia de la soldadura

Para aumentar el tiempo de vida útil de la torre, se recomendó aumentar 2 mm de espesor para disminuir la corrosión que se puede presentar con el tiempo (Sinnott et al., 2011, p. 394).

4.3 CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA TORRE DE DESTILACIÓN DE ETIL OLEATO

En el diseño de esta torre, los criterios, fórmulas y pasos fueron similares a la torre desarrollada para la destilación al vacío del etil palmitato, se emplearon las bases del mismo proveedor.

Los aspectos que cambiaron entre una y otra torre fue la cantidad de alimentación que ingresa a la columna, el compuesto a destilar y por ende la temperatura de ingreso de la mezcla, lo que generó un perfil de temperaturas diferente. En la Sección 5.6 del presente trabajo se aprecian los cálculos y tablas obtenidos para el diseño de esta columna.

Se mantuvo la misma presión de operación empleada en la primera columna a fin de cumplir con la norma ASTM *D1160-12* (2017), "*Método de prueba estándar para la destilación de productos derivados del petróleo a presión reducida*". El componente ligero fue el etil oleato mientras que la mezcla de los ésteres con el aceite que no reacciona, fueron el componente pesado.

4.3.1 CÁLCULO DEL CALOR ENTREGADO POR LA RESISTENCIA ELÉCTRICA DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DEL SEGUNDO CONDENSADOR.

Como complemento al diseño de la torre secundaria, se desarrolló el diseño del tanque calefactor de agua utilizada para condensar el etil oleato recuperado. De acuerdo con Sigma Aldrich (2019), el etil oleato posee una temperatura de fusión de 32 °C por esta razón se propuso el calentamiento del agua hasta aproximadamente 35 °C, con el fin de evitar que el etil oleato se solidifique en el proceso de condensación, con la Ecuación 4.50 se halló el calor necesario para mantener la temperatura de operación en el condensador.

$$\dot{Q} = \dot{m} \times \overline{C_p} \times \Delta T \quad [3.50]$$

Donde:

\dot{Q} : Flujo de calor para condensar el etil oleato $\left[\frac{kJ}{h}\right]$

\dot{m} : Flujo másico del etil oleato $\left[\frac{kg}{h}\right]$

$\overline{C_p}$: Capacidad calórica promedio del etil oleato $\left[\frac{kJ}{g \cdot ^\circ C}\right]$

ΔT : Cambio de temperatura del agua que ingresa y sale del condensador [°C]

Este flujo calórico es el calor que debe entregar la resistencia eléctrica al tanque que almacenará el agua utilizada en el condensador de la segunda torre.

Para el diseño se calculó el diámetro y altura como un tanque estándar abierto de normativa API 650 (2013), “*Tanques de Almacenamiento*”, en el cual se acopló una tapa plana que cubra el agua de la contaminación y su tamaño fue proporcional al tamaño del diámetro del cuerpo del tanque.

4.4 DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Adicional a los equipos principales, están los equipos secundarios, entre los cuales se diseñaron dos tanques de almacenamiento para el etil palmitato y el etil oleato recuperados en la destilación, y dos tanques para el calentamiento previo a las torres de destilación

4.4.1 TANQUES PARA EL ALMACENAMIENTO DE DESTILADOS

4.4.1.1 Material de construcción

El material de construcción, al igual que en el tanque utilizado para la reacción de transesterificación, fue del tipo el ASTM A 36 ya que su facilidad de soldadura es mayor que otros tipos de aceros ASTM y su costo es menor (ASTM A 36M, 2019).

La soldadura de estos tanques se diseñó bajo el código ASME Sección IX “Soldadura”, que explica los tipos de juntas observados en el Anexo III (CÓDIGO ASME SECCIÓN IX, 2013).

4.4.1.2 Forma de los tanques

Se empleó el criterio de tanque de almacenamiento estándar es decir en una relación de 1:1 (D/L) de los tanques (Ricaurte, 2016). Los tanques para el almacenamiento de los ésteres se diseñaron con un volumen igual para cada uno, adicional a esto se tomó en cuenta la altura de protección de derrame con un porcentaje menor al utilizado para el tanque de reacción.

Se reemplaza la Ecuación 4.52 para el diseño estándar de tanques de almacenamiento API 650 (2013), en la Ecuación 4.51 para el cálculo del valor del diámetro.

$$V = H \times \frac{D^2}{4} \times \pi \quad [4.51]$$

$$\frac{D}{H} = 1 \quad [4.52]$$

Donde:

D: Diámetro del tanque [m]

H: Altura del tanque [m]

π : Valor pi

V: Volumen del tanque [m³]

El valor de sobredimensionamiento para evitar un derrame se halló a través de la Ecuación 4.53 que luego de su despeje se obtuvo la Ecuación 4.54.

$$V_{adicional} = V_{total} \times 0,2 \quad [4.53]$$

$$V_{adicional} = H_{adicional} \times \frac{D^2}{4} \times \pi \times 0,2 \quad [4.54]$$

4.4.1.3 Techo y fondo de los tanques

Los tanques de almacenamiento no necesitaron tapas geodésicas en el fondo porque pueden reposar sobre el suelo. El empleo de un piso plano, permitió un ensamble más económico de los tanques. Este tipo de fondo permite una resistencia a la presión de 3 000 psi (Inglesa, 2015). La presión que resisten los fondos planos, en comparación con la presión hidrostática dentro del tanque es altamente elevada, es decir que el diseño cumplió con esta regla, permitiendo la instalación de este tipo de fondo.

El fondo debe ser mayor que el del cilindro en al menos 2 in para facilitar la soldadura y exista una mejor resistencia a la presión (Inglesa, 2015).

El diseño de estos tanques contó con un techo con el fin de evitar la contaminación del producto o que por la exposición se generen volátiles dentro del Laboratorio de Operaciones Unitarias.

Las tapas contaron con un diseño movable para que faciliten la remoción del producto y la limpieza de los tanques. Es por esta razón que se propuso adquirir tapas que permitan cubrir el producto, de un diámetro un poco mayor al del tanque y planas.

4.4.2 TANQUES PARA EL CALENTAMIENTO PREVIO A LAS TORRES DE DESTILACIÓN

En esta sección se tomaron en cuenta los criterios estándar para “*Tanques de almacenamiento*” establecidos por el Anexo M de la norma API 650 que indicó que para tanques que tienen temperaturas mayores a los 93 °C y menores a los 260 °C, el material de construcción debe ser el A 283 grado C, ya que este tiene mayor resistencia a la temperatura que el A 36M (API 650, Anexo M, 2012). Las características de este material se observaron en la Tabla 4.2.

La soldadura empleada fue mayor que en los tanques de almacenamiento de bajas temperaturas con el fin de evitar rupturas por expansión del material. Se halló un valor mayor de soldadura que los tanques de material ASTM A 36M, a partir del Anexo III del presente trabajo. Los criterios para el diseño del fondo, diámetro y altura fueron los mismos de la Sección 4.4.1 para tanques de almacenamiento y los cálculos se desarrollaron bajo las mismas premisas.

4.5 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

El tamaño de la tubería se determinó con base en el caudal de transporte dentro de las mismas. Las tuberías requeridas fueron las que unieron al evaporador, los

tanques de calefacción, las torres de destilación con las bombas de engranaje que facilitan el transporte hacia cada operación unitaria.

4.5.1 DIÁMETRO PARA LA CONDUCCIÓN DEL BIODIÉSEL Y SUS DERIVADOS

Los factores a tomados en cuenta en el diseño de las tuberías fueron la velocidad a la cual debe transportarse el fluido a través de estas sin que represente un potencial daño de la tubería, el tamaño del diámetro de la tubería que permitió el transporte de caudal necesario para el funcionamiento de la planta.

Para fluidos incompresibles, la velocidad está representada por el caudal que lleva el líquido así como por el diámetro interno de la tubería por la cual está siendo transportado.

En la Tabla 4.7 desarrollada por McCabe, Smith y Harriot (1991), se observaron los valores de velocidad permitidos dentro de las tuberías de acero cuando se tienen diferentes tipos de fluidos.

En este proyecto se emplearon para los cálculos de la Sección 5.8, las velocidades medias de los rangos establecidos para fluidos viscosos con unidades de m/s.

Tabla 4.7 Rango de velocidades permitidas dentro de una tubería de acero

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		[ft/s]	[m/s]
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,5 – 1,0	0,15 - 0,30
	Entrada de bomba	1,0 – 3,0	0,3 - 0,9
	Salida de bomba	4,0 – 10	1,2 – 3,0

Tabla 4.7 Rango de velocidades permitidas dentro de una tubería de acero (continuación...)

	Línea de conducción	4,0 – 8,0	1,2 - 2,4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,2 - 0,5	0,06 - 0,15
	Salida de bomba	0,5 – 2,0	0,15 - 0,6
Vapor de agua		30 - 50	9,0– 15
Aire o gas		30 - 100	9,0 – 30

(McCabe et al., 1991).

Es así que para el caudal requerido en el proceso, y teniendo en cuenta la velocidad promedio de la Tabla 4.7, se determinó el valor del diámetro interno.

4.5.2 PÉRDIDAS DE CARGA EN LA TUBERÍA.

La caída de presión que se presenta durante el transporte de un fluido en una tubería es provocada por el rozamiento del mismo con las paredes de la tubería. Determinar este valor evitó que se seleccione un diámetro muy pequeño que conlleve a una pérdida de carga con alto valor, afectando así a la tubería, a las bombas y accesorios que se encuentran dentro de la línea (Smith, 2007).

Para bajos caudales con valores entre 1 y 60 m³/h, se han desarrollado aproximaciones de caídas de presión antes y después de las bombas.

- a- Zona de succión de la bomba 0,39 bar (5,22 psi).
- b- Zona de descarga de la bomba de 0,59 bar a 0,78 bar (8,56 a 11,31 psi).

Si con el valor de la velocidad promedio de circulación y el caudal determinado durante el proceso, los valores de pérdida de carga superan los valores establecidos anteriormente, es necesario el aumento del diámetro de la tubería para que disminuya la caída de presión. Para obtener el valor de las pérdidas de carga en la tubería se utilizó la Ecuación 4.55.

$$H = \left(\frac{4 \times f \times L}{d} \right) \times \frac{v^2}{2g} \quad [4.55]$$

Donde:

H: Pérdida de carga de tubería [m]

f: Coeficiente de fricción

L: Longitud de la tubería [m]

d: Diámetro interno de la tubería [m]

v: Velocidad del fluido [m/s]

g: Aceleración de la gravedad [9,81 m/s²]

El coeficiente de fricción depende del tipo de flujo que corre a través de la tubería, puede ser este turbulento o laminar. Para el caso que se encuentre en régimen laminar $Re \leq 2\,000$, el coeficiente de Fanning se determina por medio de la Ecuación 4.56 (Mott, 2006).

$$f = \frac{16}{Re} \quad [4.56]$$

Si el fluido se encuentra en régimen transitorio o turbulento es decir $2\,000 < Re < 4\,000$ o $Re \geq 4\,000$ respectivamente, se debe utilizar el diagrama de Moody mostrado en la Figura 4.14 que permite determinar el factor de fricción con respecto al número de Reynolds y a la rugosidad relativa que depende del tipo de material que se utiliza en la construcción de la tubería.

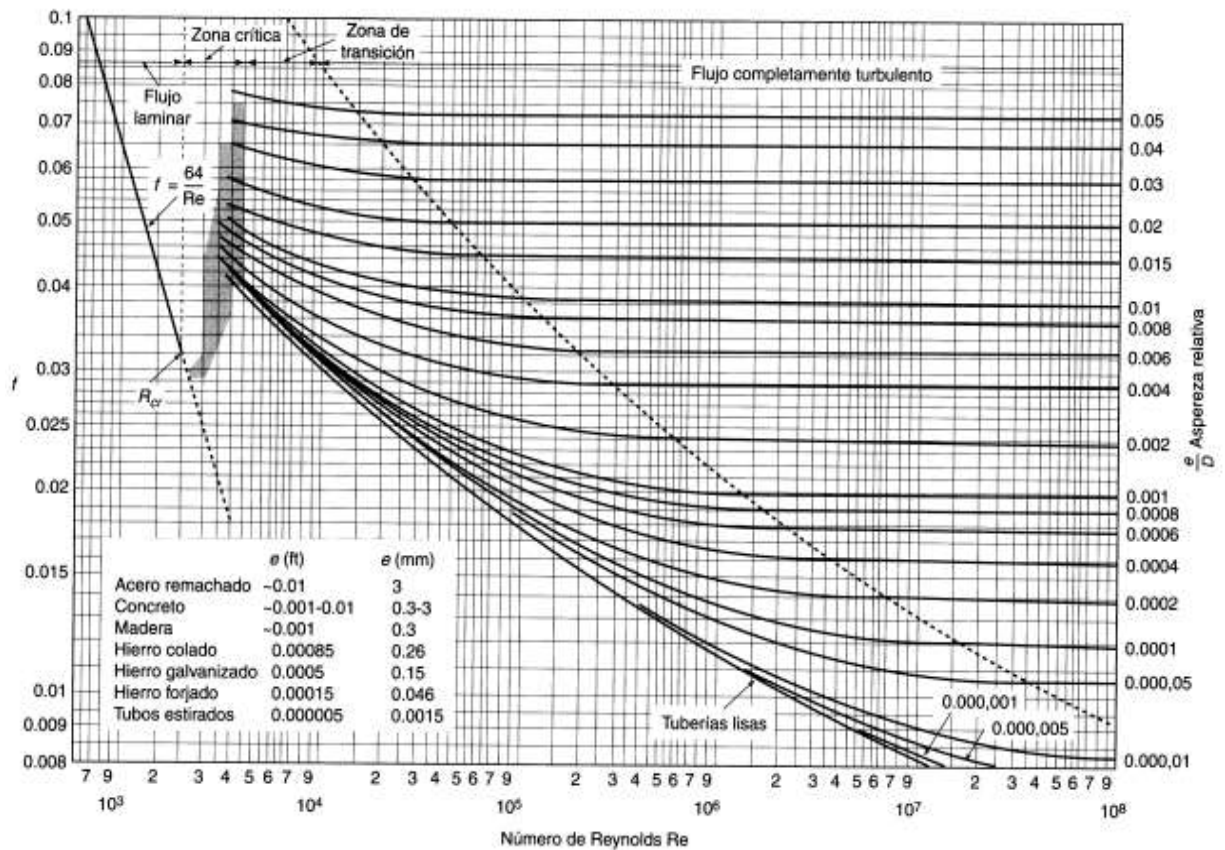


Figura 4.14 Diagrama de Moody
(Mott, 2006)

El valor del número de Reynolds se calculó a partir de la Ecuación 4.57.

$$Re = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \quad [4.57]$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

μ : Viscosidad del fluido [Pa.s]

ρ : Densidad del fluido [kg/m^3]

D: Diámetro interno de la tubería [m]

v: Velocidad a de circulación del fluido [m/s]

4.6 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

En esta sección se describe el dimensionamiento de las bombas de engranajes y el de las bombas de vacío.

4.6.1 BOMBAS UTILIZADAS EN LA TUBERÍA PARA TRANSPORTE DE FLUIDOS

Durante el proceso se utilizaron 6 bombas, una utilizada para el transporte del biodiésel caliente hacia el evaporador, hacia los tanques de calentamiento, hacia las dos columnas de destilación y finalmente el residuo de ésteres con aceite que no reaccionó que se transporta hacia un recipiente final de desecho para entregarlos a un gestor ambiental.

Las bombas que se emplearon son de engranajes porque permiten el transporte de fluidos altamente viscosos con bajos caudales con valores máximos de 6 m³/h, con lo cual resultaron ideales para movimiento del biodiésel y los residuos de la destilación (Domínguez, 2013).

Las Ecuaciones 4.58 y 4.59, describieron los factores y dimensionamientos generales necesarios para una bomba (Sinnott et al., 2011).

$$\frac{gH}{n^2 D^2} = \phi_1 \left(\frac{Q}{nD^3}, \frac{D^2 n \rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{D} \right) \quad [4.58]$$

$$\frac{P}{\rho n^3 D^5} = \phi_2 \left(\frac{Q}{nD^3}, \frac{D^2 n \rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{D} \right) \quad [4.59]$$

Donde:

$$\frac{g \times H}{n^2 \times D^2}: \quad \text{Coeficiente de cabeza o cabeza de la bomba } [C_H]$$

$\frac{Q}{n \times D^3}$: Capacidad de la bomba [C_Q]

$\frac{P}{\rho \times n^3 \times D^5}$: Coeficiente de poder de la bomba [C_P]

$\frac{D^2 \times n \times \rho}{\mu}$: Número de Reynolds

$\frac{\varepsilon}{D}$: Rugosidad relativa de la tubería

Sin embargo, al momento de hablar de un sistema de bombeo, es decir, donde la bomba hace parte de un sistema de tuberías, equipos principales y accesorios, la cabeza de pérdida de ésta hace parte del sistema de pérdidas total de la tubería. A través de un balance de energía del sistema, la cabeza de pérdidas de la bomba se calculó con la Ecuación 4.60.

$$H_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \Delta z + \frac{fLv^2}{2gD} + H_{acc} \quad [4.60]$$

Donde:

H_s: Cabeza de pérdidas [m]

ΔP: Cambio de presión [Pa]

Δv: Cambio de velocidad [m/s]

Δz: Cambio de nivel de altura [m]

f: Factor de Fanning

L: Longitud de la tubería [m]

g: Aceleración de la gravedad [9,81 m/s²]

gc: Gravedad específica

ρ: Densidad [kg/m³]

v: Velocidad [m/s]

D: Diámetro [m]

H_{acc}: Pérdida de carga por accesorios [m]

Donde se observan las pérdidas de caída de presión del sistema, de la energía cinética, de la diferencia de altura y de las pérdidas mayores y menores respectivamente.

Para el cálculo de las pérdidas por tuberías, se utilizó del diagrama de Moody de la Figura 4.14, mismo que permite conocer el valor del factor de Fanning (f) empleando el tipo de material de la tubería y el número de Reynolds.

Para el caso de los accesorios de la tubería, se utilizó la Figura 4.15 desarrollada por Pérez (2014).

Accesorio	Pérdida de carga media
De depósito a tubería conexión a ras de la pared	$0.50 \frac{V^2}{2g}$
Tubería entrante	$1.00 \frac{V^2}{2g}$
Conexión abocinada	$0.05 \frac{V^2}{2g}$
De tubería a depósito	$1.00 \frac{V^2}{2g}$
Ensanchamiento brusco	$\frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Ensanchamiento gradual (K en tabla C.2)	$K \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Venturímetros, boquillas y orificios	$\left(\frac{1}{C_v^2} - 1\right) \frac{V_1^2}{2g}$
Contracciones bruscas (K en tabla C.2)	$K \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g}$
Codos, accesorios, válvulas*	
Codo 45°	0.35 a 0.45
Codo 90°	0.50 a 0.70
Codo 22° 30'	0.25 a 0.30
Te, de paso directo	0.60
Te, salida de lado	1.30
Te, salida bilateral	1.8 a 2.0
Válvulas de compuerta (abierta)....	aprox. 0.25
Válvulas de control (abierta).....	aprox. 3.00
Válvula de globo abierta	10.00
Válvula de pie	1.75
Válvula de retención	2.75
	$K \frac{V^2}{2g}$

V1 = velocidad aguas arriba de la pieza
V2 = velocidad aguas abajo de la pieza
* véanse manuales de hidráulica para más detalles

Figura 4.15 Valores de K para pérdidas menores.
(Pérez, 2014)

Para determinar la cabeza de pérdida de la bomba, se empleó la Ecuación 4.61, donde se tomó la presión de succión y de descarga de la bomba debido a que la caída de presión generada, dio como resultado la carga o energía que entrega la bomba al fluido para impulsarlo.

$$TDH = \text{Presión de descarga} - \text{Presión de succión} \quad [4.61]$$

Donde:

TDH: Altura dinámica total de la bomba [psi]

El valor de la presión de succión de las bombas se determinó a partir de la presión hidrostática que posee el fluido previo al ingreso de la bomba de acuerdo a la Ecuación 4.62.

$$Ph = d \times g \times h \quad [4.62]$$

Donde:

d: Densidad de la sustancia [kg/m^3]

g: Aceleración de la gravedad [$9,8 m/s^2$]

h: Altura del líquido [m]

En el proceso de succión-descarga, el criterio más importante fue que no exista una caída de presión mayor a 13 %. Si sucede esto, la bomba podría presentar avería (Domínguez, 2013).

Con el valor de la presión hidrostática y del diámetro de la tubería, se procedió a seleccionar las bombas en el catálogo del Anexo IV, mismo que permitió seleccionar para cada caso la bomba de engranajes GPH1 de tamaño 2.

4.6.2 BOMBAS DE VACÍO PARA TORRES DE DESTILACIÓN

Este factor depende de dos aspectos importantes, el primero es el volumen total del equipo al cual se va a vaciar y segundo, del factor de *pump down* que hace parte intrínseca de la bomba. La Ecuación 4.63 permitió obtener el volumen total.

$$V_E = V_A \times P_D \quad [4.63]$$

Donde:

V_E : Volumen de vacío [m^3]

V_A : Volumen del equipo al que se le va a aplicar vacío [m^3]

P_D : Factor de *pump down*

4.6.2.1 Pump Down

Este valor se halló a partir de la gráfica de la Figura 4.16 con el cual se determinó un valor para la presión del tope de la columna y otro valor para el valor de la presión en el fondo.

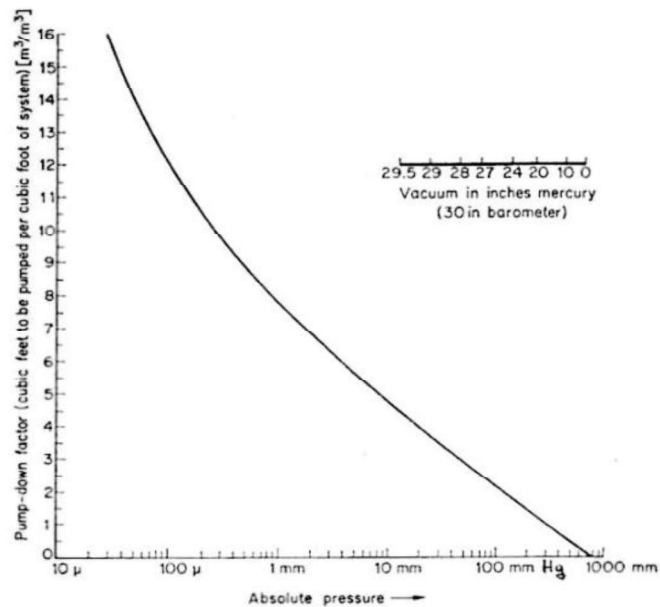


Figura 4.16 Gráfica para hallar *pump down* a partir de presión absoluta.
(Montoya, 2012)

Una vez se obtuvieron estos valores, se determinó el valor más crítico, en este caso el de la presión más baja debido a que si funciona bajo las peores condiciones, funcionará para las demás condiciones.

Se realizó el cálculo del volumen de la torre asemejando la columna a un cilindro, como lo indica la Ecuación 4.64

$$V_A = \frac{\pi D^2}{4} \times h \quad [4.64]$$

Donde:

V_A : Volumen de la columna que se va a vaciar [m³]

h: Altura de la torre de destilación [m]

D: Diámetro de la torre de destilación [m]

Como las torres se encuentran dentro de un sistema de tuberías y equipos, el volumen calculado con la Ecuación 4.64 se multiplicó por un factor de valor 3, que representa el volumen real al que se le va a aplicar el vacío a fin de estabilizar la columna en el menor tiempo posible (Montoya, 2012).

Una vez que se calculó el volumen real, se multiplicó por el valor del factor de *pump down*, con este valor obtenido y el de la presión media de la torre, se seleccionó en el catálogo de Vacuumbrand la bomba más conveniente para cada columna.

El tiempo necesario para llegar al vacío requerido en el proceso se calculó a partir de la Ecuación 4.65.

$$t_{PD} = \frac{V_A}{V_{PD}} \quad [4.65]$$

Donde:

V_{PD} : Flujo de vacío de la bomba [m^3/h]

V_A : Volumen de la columna que se vaciará [m^3]

t_{PD} : Tiempo de vaciado [h]

El tipo de bomba de vacío más utilizada en las industrias son las rotativas ya que tienen facilidad de accionamiento y amplias capacidades. Dentro de esta categoría, las bombas rotativas con paletas permiten el movimiento del vapor o aire que se aspira contenido dentro del equipo al que se desea generar vacío desde el área más grande del rotor hasta el área más pequeña donde se da la descarga. Éste funcionamiento permite que genere una disminución de presión hasta 1,3 Pa (Montoya, 2012).

5. DISEÑO DE LA PLANTA

Con una capacidad de la planta de 40 (+/-2) L/día de biodiésel, se procede con los cálculos de balance de masa y de energía de la planta para la generación de los diagramas como lo son el BFD, el PFD, el P&ID, el Layout y sus respectivas vistas.

5.1 BALANCE DE MASA

En este Capítulo se desarrollan cálculos necesarios para la determinación del balance de masa de la planta tomando como alimentación inicial 50 litros de aceite de palma refinado Danec, consiguiendo bajo el estudio de Lincango et al. (2019) "*Evaluación de los factores de emisión durante el ciclo europeo NEDC en un MCIA de encendido por compresión utilizando mezclas de combustibles diésel Premium y Biodiesel, producidos por transesterificación básica y en condiciones supercríticas*" un 92 % de eficiencia durante la reacción para la obtención de etil palmitato y etil oleato.

5.1.1 REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN

Se alimenta el reactor con una cantidad de 50 litros de aceite. De acuerdo a las experimentaciones realizadas para el proyecto de Lincango et al. (2019), en LACBAL, el etanol posee una relación molar de 1:4 y el hidróxido de potasio una relación del 2 % en peso con respecto al aceite, es así que:

$$50 \text{ L ace} \times 4 = 200 \text{ L Etanol}$$

Para determinar la cantidad en masa que ingresa de aceite se utiliza la densidad, dicho valor se toma del Anexo I del presente trabajo.

$$50 \text{ L ace} \times 898 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} = 44,90 \text{ kg aceite}$$

Así mismo se determina la cantidad en masa del etanol que ingresa al reactor, a partir del dato de densidad de etanol del Anexo I.

$$200 \text{ L} \times 0,789 \frac{\text{g}}{\text{mL}} \times \frac{1\,000 \text{ mL}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 157,80 \text{ kg Etanol}$$

La cantidad el hidróxido de potasio (KOH) necesaria, se calcula a partir de la cantidad de masa de aceite que ingresa al reactor, los datos de densidad del aceite se encuentran en el Anexo I.

$$50 \text{ L} \times 898 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} \times 0,02 = 0,90 \text{ kg KOH}$$

La reacción presenta un rendimiento del 92 % en peso con respecto al aceite de palma que ingresa al reactor (Lincango et al., 2019).

$$44,90 \text{ kg ace} \times 0,92 = 41,31 \text{ kg de bio} \times \frac{\text{m}^3}{872 \text{ kg bio}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} = 47,40 \text{ L bio}$$

El 8 % del aceite restante, corresponde a lo que no reaccionó, esta fracción se encuentra con el biodiésel y sale al final de la segunda destilación como parte del residuo.

$$44,90 \text{ kg aceite} - 41,31 \text{ kg de Biodiesel} = 3,59 \text{ kg de aceite que no reacciona}$$

En cuanto a la mezcla de la glicerina formada y parte del alcohol que no reacciona durante este proceso, se almacenará en un tanque aparte, para que se desarrollen futuras investigaciones que permitan reciclar o aprovechar este subproducto o en su defecto, para que sean entregadas a un gestor que se encargue de su desecho.

Para determinar el valor de glicerina más etanol que se produce dentro del proceso, se suma la cantidad total de materias primas e insumos que ingresan a la reacción.

$$44,90 \text{ kg aceite} + 157,80 \text{ kg alcohol} + 0,9 \text{ kg KOH} = 203,60 \text{ kg ingresan}$$

Luego al valor total que ingresa a la reacción (203,60 kg), se le resta la cantidad de aceite que no reacciona y el biodiésel que se forma.

$$203,60 \text{ kg ingresan} - 41,31 \text{ kg biodiésel} - 3,59 \text{ kg aceite no reacciona} \\ = 157,80 \text{ kg glicerina} + \text{etanol no rx}$$

El balance de masa para la reacción se encuentra resumido en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1 Cantidades que se ingresan y se obtienen en la reacción

Sustancia que ingresa	Cantidad [kg]	Total biodiésel producido [kg]	Aceite que no reacciona [kg]	Glicerina y alcohol que no reacciona [kg]
Aceite de palma	44,90	41,31	3,59	157,80
Etanol anhidro	157,80			
Hidróxido de potasio	0,90			

5.1.2 EVAPORACIÓN

Durante la evaporación se espera recuperar el etanol que permanece ligado al biodiésel producido durante la reacción. La cantidad de alcohol para recuperar varía entre un 10 y un 20 % v/v con respecto al biocombustible producido.

Se calcula la cantidad de biodiésel que se obtiene si se evapora un 10 % del etanol, para esto se utiliza el cálculo realizado anteriormente para tener la cantidad de volumen de biodiésel producido que son 47,4 L, el valor de la densidad del biodiésel se toma del Anexo I:

$$47,40 \text{ L bio} \times 0,1 = 4,74 \text{ L etanol} \times \frac{0,788 \text{ kg et}}{\text{L}} = 3,74 \text{ kg etanol recuperado}$$

Es decir que a la cantidad de mezcla inicial que ingresó a la evaporación, se le restan los 3,74 kg de etanol que se removerían si en la evaporación solo se recuperó un 10 % de etanol así:

$$41,31 \text{ kg bio} + \text{et} - 3,76 \text{ kg et recuperado} = 37,57 \text{ kg biodiésel}$$

El mismo proceso se realiza si se obtuviera una recuperación del 20 % de etanol durante la evaporación:

$$47,4 \text{ L bio} \times 0,2 = 9,48 \text{ L et}$$

$$9,48 \text{ L et} \times 0,789 \frac{\text{kg et}}{\text{L}} = 7,48 \text{ kg etanol recuperado}$$

La mezcla que ingresó de biodiésel más etanol, se le resta la cantidad de etanol que se recupera durante la evaporación si se recuperara un 20 % del mismo, teniendo una cantidad de biodiésel de:

$$41,31 \text{ kg bio} + \text{et} - 7,48 \text{ kg etanol recuperado} = 33,83 \text{ kg biodiésel}$$

En la Tabla 5.2 se observa el resumen del balance de masa para el proceso de evaporación.

Tabla 5.2 Cantidades obtenidas durante la recuperación de etanol

Cantidad de biodiésel con etanol que ingresa [kg]	41,31
Cantidad de biodiésel sin etanol que Sale [kg]	33,83 – 37,57
Cantidad de etanol recuperado [kg]	3,74 – 7,48

Para comprobar la capacidad de la planta propuesta en la Sección 3.1, se hace un promedio entre la cantidad de biodiésel que se obtiene cuando se remueve un 10 % de etanol y cuando se remueve el 20 % del alcohol.

Cuando se remueve un 10 % del etanol en una producción de un día de ésteres se toma de la Tabla 5.2 la mayor cantidad de biodiésel producido:

$$37,57 \frac{kg}{día} \text{ Biodiesel} \times \frac{m^3}{872 kg \text{ bio}} \times \frac{1\ 000 L}{1 m^3} = 43,08 \frac{L}{día}$$

Cuando existe una recuperación del 20 % en la evaporación, de acuerdo con la Tabla 5.2 se tiene que:

$$33,83 \frac{kg}{día} \text{ Biodiesel} \times \frac{m^3}{872 kg} \times \frac{1000 L}{1 m^3} = 38,80 \frac{L}{día}$$

Como existe una variación en la recuperación de etanol entre los valores descritos anteriormente, se toma un promedio de estos para obtener el valor de la capacidad de la planta, siendo este un valor aproximado de 40 L/día con un desvío de 2 L/día.

5.1.3 PRIMERA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

La primera columna de destilación está destinada para recuperar el 99 % de etil palmitato que ingresa. Este compuesto se encuentra dentro del biodiésel en una proporción del 44,70 % según Alejandro (2019) y la eficiencia de producción del biodiésel fue del 92 % (Lincango et al., 2019).

El balance de masa de la primera columna se realizará considerando la situación más crítica del balance de masa que de acuerdo a la Tabla 5.2 son 33,83 kg de biodiesel producido correspondiente al menor valor obtenido. El aceite que no reacciona se lo adiciona al final del residuo de ésteres para saber la cantidad real que sale en la destilación primaria.

$$33,83 \text{ kg Biodiésel} \times 0,447 = 15,12 \text{ kg E. palmitato}$$

Cuando se obtiene la cantidad de etil palmitato contenido dentro del biodiesel, se determina el valor de recuperación del compuesto que para esta investigación es el 99 %.

$$15,12 \text{ kg E. palmitato} \times 0,99 = 15,00 \text{ kg de etil palmitato destilado.}$$

El residuo de la destilación primaria está compuesta de los demás ésteres que componen al biodiésel y del aceite de palma refinado que no reaccionó.

Primero se determina la cantidad de ésteres que serán removidos del fondo de la torre como residuo. Para esto se resta al biodiésel el etil palmitato que se recupera:

$$33,83 \text{ kg ingresaron} - 15,00 \text{ kg Etil palmitato destilado} = 18,83 \text{ kg residuo.}$$

Al residuo de ésteres se le adiciona la cantidad de aceite que no reaccionó:

$$18,83 \text{ kg ésteres} + 3,59 \text{ kg de aceite que no Reacciona} = 22,42 \text{ kg residuo}$$

En la Tabla 5.3 se observan las cantidades que ingresan y que se obtienen durante esta operación unitaria.

Tabla 5.3 Cantidades obtenidas durante la destilación al vacío para obtención de etil palmitato

Cantidad de biodiésel que ingresa [kg]	33,83
Etil palmitato dentro del biodiesel [kg]	15,12
Etil palmitato destilado en un 99 % [kg]	15,00
Residuo de destilación primaria [kg]	22,42

5.1.4 DESTILACIÓN DE ETIL OLEATO

La destilación secundaria, tiene como alimentación el residuo obtenido en la destilación primaria y el propósito es obtener el etil oleato que de acuerdo con Alejandro (2019), se encuentra en una proporción del 38 % dentro del aceite de palma, es decir que para la cantidad de biodiesel que se obtuvo existe una cantidad de oleato de:

$$33,83 \text{ kg acei} \times 0,38 = 12,85 \text{ kg etil oleato}$$

Al remover el etil palmitato, el oleato pasa a formar un mayor porcentaje dentro de la mezcla de ésteres. Se determina el nuevo porcentaje que ocupa el oleato dentro de la mezcla de ésteres, a partir de la cantidad de residuo de ésteres obtenidos en destilación primaria:

$$12,85 \text{ kg} \times \frac{100}{18,83 \text{ kg ésteres}} = 68,27 \% \text{ E. oleato dentro de los ésteres}$$

El valor que se espera recuperar, es un 99 % de la cantidad total de etil oleato que ingresa a la columna de destilación secundaria, como se observa a continuación:

$$12,85 \text{ kg} \times 0,99 = 12,72 \text{ kg de E. oleato recuperado}$$

Al retirar el oleato de la mezcla de ésteres, al residuo de la destilación secundaria se le adiciona la cantidad de aceite que no reaccionó.

$$\begin{aligned} \text{Residuo} &= 18,83 \text{ kg ésteres} + 3,59 \text{ kg aceite no rx} - 12,72 \text{ kg e. oleato} \\ &= 9,7 \text{ kg de residuo} \end{aligned}$$

El residuo final se almacena en un tanque pequeño de almacenamiento para que se realicen investigaciones con éste, caso contrario se tratará el residuo con un gestor ambiental.

En la Tabla 5.4 se observan los resultados obtenidos del balance de masa durante esta operación unitaria.

Tabla 5.4 Resultado final para el balance de masa en la destilación secundaria

Etil oleato destilado [kg]	12,72
Residuo obtenido al final del proceso [kg]	9,70

5.2 BALANCE DE ENERGÍA

Dentro de esta sección se desarrolla el balance de energía para aquellos procesos que requieren del uso de vapor o energía eléctrica para su funcionamiento. Los datos de capacidades calóricas y calores específicos de los compuestos y/o sustancias que intervienen en el balance de energía se encuentran en el Anexo I. La base de los cálculos está realizados para el tiempo de operación de cada equipo.

5.2.1 REACTOR DE TRANSESTERIFICACIÓN

Este proceso elevará la temperatura de los componentes de la reacción desde 15 °C hasta una temperatura de 80 °C (ΔT), se utilizará vapor de la caldera del Laboratorio de Operaciones Unitarias teniendo un vapor saturado a 150 °C de acuerdo al Anexo VI. El cálculo del calor (Q) necesario para llegar a esta temperatura se realiza a partir de la Ecuación 5.1

$$Q = m \times \overline{c_p} \times \Delta T \quad [5.1]$$

Donde:

Q: Calor necesario en la reacción de transesterificación [J]

m: Masa total de la mezcla que ingresa al reactor [kg]

\bar{C}_p : Capacidad calórica de la mezcla etanol-aceite $\left[\frac{J}{kg \text{ } ^\circ C}\right]$

ΔT : Aumento de temperatura desde temperatura ambiente hasta temperatura de reacción [$^\circ C$]

La capacidad calórica de la mezcla etanol y aceite que ingresa al reactor (\bar{C}_p) se halla a partir de la Ecuación 5.2

$$\bar{C}_p = (x_{etanol} \times C_p \text{ etanol}) + (x_{aceite} \times C_p \text{ aceite}) \quad [5.2]$$

Al reemplazar los datos en la Ecuación 5.2 se tiene que:

$$\bar{C}_p = \left(0,75 \times 2\,469,74 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C}\right) + \left(0,25 \times 2\,428,00 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C}\right) = 2\,459,31 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C}$$

El reemplazo de la Ecuación 5.1 se realiza a partir de la masa total que ingresa al reactor que de acuerdo a la Sección 5.1 del balance de masa tiene un valor de 203,6 kg, el \bar{C}_p de la mezcla se reemplaza y la temperatura a la que se va a desarrollar la reacción:

$$Q = 203,60 \text{ kg} \times 2\,459,31 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \times (80 - 15) \text{ } ^\circ C \times \frac{1 \text{ kJ}}{1\,000 \text{ J}} = 32\,546,51 \text{ kJ}$$

La reacción se produce en un tiempo de 3 horas, el valor de flujo de calor por hora de funcionamiento es:

$$\frac{32\,546,51 \text{ kJ}}{3 \text{ h}} = 10\,848,87 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

La cantidad de masa necesaria para el calentamiento de la reacción, viene expresado en la Ecuación 5.3, el dato del calor de vaporización se encuentra en el Anexo I.

$$\dot{Q} = \dot{m} \times \lambda \quad [5.3]$$

Donde:

\dot{Q} : Flujo de calor del vapor de agua [kJ/h]

\dot{m} : Flujo másico del vapor de agua [kg/h]

λ : Calor de vaporización del vapor de agua saturado a 150 °C

$$\dot{m} = \frac{10\,848,87 \text{ kJ/h}}{505,3 \text{ kcal/kg}} \times \frac{1 \text{ kcal}}{4,186 \text{ kJ}} = 5,13 \text{ kg/h}$$

5.2.2 TANQUE DE CALENTAMIENTO PREVIO A INGRESO A TORRE DE DESTILACIÓN PRIMARIA

En este proceso se consigue elevar la temperatura del biodiésel y del aceite que no reacciona hasta 191 °C, temperatura a la cual debe ingresar la sustancia para que se destile el etil palmitato a 10 mm Hg. El calor sensible para elevar la mezcla hasta la temperatura deseada se calcula a partir de la Ecuación 5.1 y para el cálculo del calor específico medio de la mezcla de biodiesel-aceite que no reacciona se utiliza la Ecuación 5.2, los datos de propiedades de las sustancias son tomados del Anexo I.

$$\overline{C_p} = 2\,000 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \times (0,92) + 2\,428 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \times (0,08) = 2\,034,24 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C}$$

Luego se reemplaza en la Ecuación 5.1 el valor de C_p medio calculado anteriormente y la masa corresponde a la suma del biodiésel y aceite que no reacciona obtenido del balance de masa de la Sección 5.1 del presente trabajo.

$$Q = 37,42 \text{ kg mezcla} \times 2\,034,24 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \times (191 - 60) \text{ } ^\circ C \times \frac{1 \text{ kJ}}{1\,000 \text{ J}} = 9\,971,89 \text{ kJ}$$

El flujo de calor ocurre durante una hora de funcionamiento del equipo, es decir que el valor es 9 971,89 kJ/h de operación del tanque de calefacción.

Por lo tanto la masa de vapor utilizada para este calentamiento de acuerdo a la Ecuación 5.3 es:

$$\dot{m} = \frac{9971,89 \text{ kJ/h}}{505,3 \text{ kcal/kg}} \times \frac{1 \text{ kcal}}{4,186 \text{ kJ}} = 4,71 \text{ kg/h}$$

5.2.3 TANQUE DE CALENTAMIENTO PREVIO A INGRESO A TORRE DE DESTILACIÓN SECUNDARIA

El calentamiento del residuo de la primera destilación alcanza un valor de 224°C, temperatura a la cual se destila el etil oleato a una presión de 10 mm Hg (Sigma Aldrich, 2019). El calor sensible necesario se obtiene a partir de la Ecuación 5.1 y calor específico que se reemplaza, es el calculado para el tanque de calefacción primario debido a falta de datos de las capacidades calóricas de los ésteres.

La masa total corresponde a la suma de la masa de los ésteres que no se destilaron en la primera columna y del aceite que no reaccionó.

$$Q = 22,42 \text{ kg} \times 2\,034,24 \frac{\text{J}}{\text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}} \times (224 - 189) \text{ } ^\circ\text{C} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1\,000 \text{ J}} = 1\,596,26 \text{ kJ}$$

Al tener un tiempo de operación de una hora, el flujo calórico es de 1 596,26 kJ/h.

Por lo tanto la masa de vapor utilizada para este calentamiento es de acuerdo a la Ecuación 5.3 es:

$$\dot{m} = \frac{1\,596,26 \text{ kJ}}{505,30 \text{ kcal/kg}} \times \frac{1 \text{ kcal}}{4,186 \text{ kJ}} = 0,75 \text{ kg/h}$$

5.2.4 ENERGÍA ELÉCTRICA NECESARIA PARA EL FUNCIONAMIENTO DEL EVAPORADOR

De acuerdo a los datos brindados por el proveedor del evaporador Zang (2019), el evaporador de contracorriente tiene un consumo de energía eléctrica de 1 000 kW por cada hora de funcionamiento.

5.2.5 TANQUE DE CALEFACCIÓN DEL AGUA UTILIZADA EN EL CONDENSADOR DE LA SEGUNDA TORRE DE DESTILACIÓN

Para el tanque destinado a la calefacción del agua utilizada en la condensación del etil oleato, desde una temperatura de 15 °C hasta aproximadamente 35 °C por hora de funcionamiento, se calcula el calor sensible a partir de la Ecuación 5.1.

La masa corresponde a la cantidad de agua que se espera utilizar durante el proceso que en este caso sería aproximadamente 20,00 kg/h para que no exista falta de agua de refrigeración y se recircule una vez que haya sido utilizada, el dato de capacidad calórica del agua está en el Anexo I.

$$\dot{Q} = 20,00 \frac{kg}{h} \times 4\,186 \frac{J}{kg\,^{\circ}C} \times (35 - 15)\,^{\circ}C \times \frac{1\,kJ}{1\,000\,J} = 1\,674,40\,kJ/h$$

Es decir, la cantidad total de vapor de agua necesaria para esta operación se determina a partir de la Ecuación 5.3:

$$\dot{m} = \frac{1\,674,40\,kJ/h}{505,3\,kcal/kg} \times \frac{1\,kcal}{4,186\,kJ} = 0,79\,kg/h$$

5.2.6 ENERGÍA EN CONDENSADORES DE TORRES DE DESTILACIÓN

La energía necesaria para que se condensen el etil palmitato y el etil oleato se calcula a partir de los datos de capacidad calórica a la cual los ésteres se encuentran en estado líquido. Dicha información se encuentra descrita en el Anexo I.

5.2.6.1 Condensador de etil palmitato

A partir de la cantidad de etil palmitato destilado (15,00 kg/h) se obtiene un flujo calórico calculado a partir de la Ecuación 5.1. El dato de capacidad calórica del éster se toma del Anexo I del presente trabajo.

$$\dot{Q} = 15,00 \frac{kg}{h} \times 2,42 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \times (145 - 20) \text{ } ^\circ C \times \frac{1 kJ}{1000 J} = 4,55 \frac{kJ}{h}$$

5.2.6.2 Condensador de etil oleato

Con la cantidad de etil oleato obtenido en la Sección 5.1 (12,72 kg/h), se calcula el valor del flujo calórico a partir de la Ecuación 5.1. La capacidad calórica del oleato, se encuentra en el Anexo I.

$$\dot{Q} = 12,72 \frac{kg}{h} \times 2,48 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} \times (160 - 35) \text{ } ^\circ C \times \frac{1 kJ}{1000 J} = 3,94 \frac{kJ}{h}$$

5.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

Al ser una planta piloto batch o por lotes destinada a la investigación de ésteres etílicos, la planificación dependerá directamente de la necesidad del

investigador. La planta puede ser utilizada para la destilación de los ésteres de interés pero también para la producción de biodiésel. La planificación de la producción en la planta piloto se hará de acuerdo a los tiempos de la Tabla 5.5, donde cada proceso tiene su tiempo de operación y limpieza.

Tabla 5.5 Esquema de tiempos de producción para un lote de producción

Hora \ Actividades	7:00	8:00	9:00	10:00	11:00	12:00	13:00	14:00	15:00	16:00	17:00	18:00	19:00
Reacción de transesterificación													
Separación de la Glicerina y etanol													
Lavado y separación final													
Descarga biodiesel													
Evaporación													
Calentamiento del biodiesel													
Destilación primaria													
Calentamiento residuo													
Destilación secundaria													
Limpieza de equipos													
Almacenamiento													

De acuerdo a la Tabla 5.5 el proceso crítico en la producción de los ésteres está en el reactor de transesterificación en donde se produce la reacción, la separación del subproducto y el lavado del biodiésel tomando 5 horas de operación. Como procesos principales se tienen los, así como las destilaciones donde se obtienen el etil palmitato y el etil oleato.

5.4 DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA PLANTA PILOTO

En la Figura 5.1 se observa el diagrama de bloques de la planta piloto. La reacción es un proceso batch por esta razón la alimentación no tiene flujo, las siguientes operaciones son semicontinuas por esto aparecen los valores de flujos másicos.

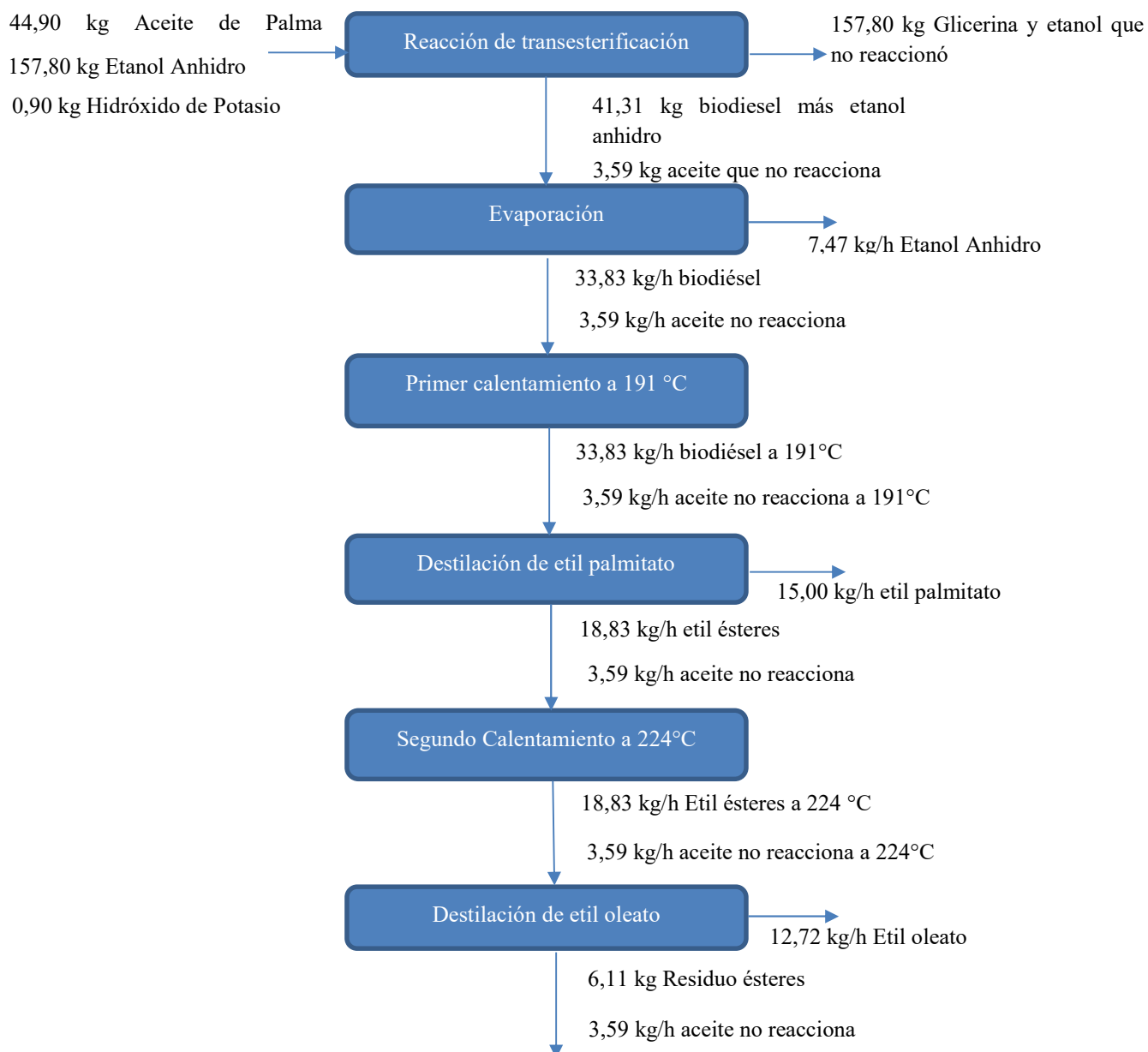


Figura 5.1 Diagrama de bloques de la planta piloto

En las Figuras 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6 se observan los planos PDF, P&ID, Layout, vista lateral y plano 3 D respectivamente de la planta piloto.

5.5 DIAGRAMA PFD DE LA PLANTA

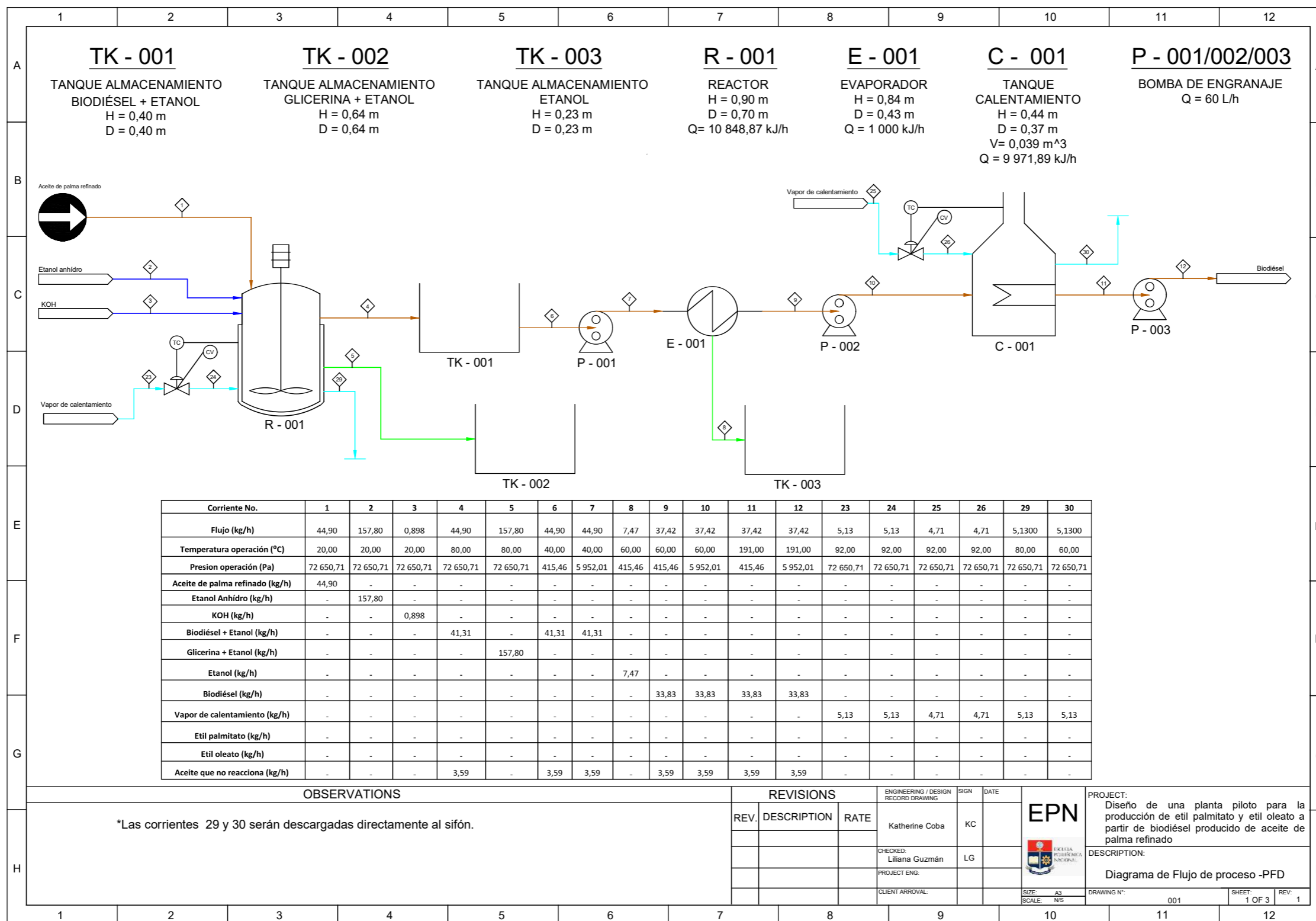


Figura 5.2 Diagrama PFD de la planta piloto para la obtención de ésteres

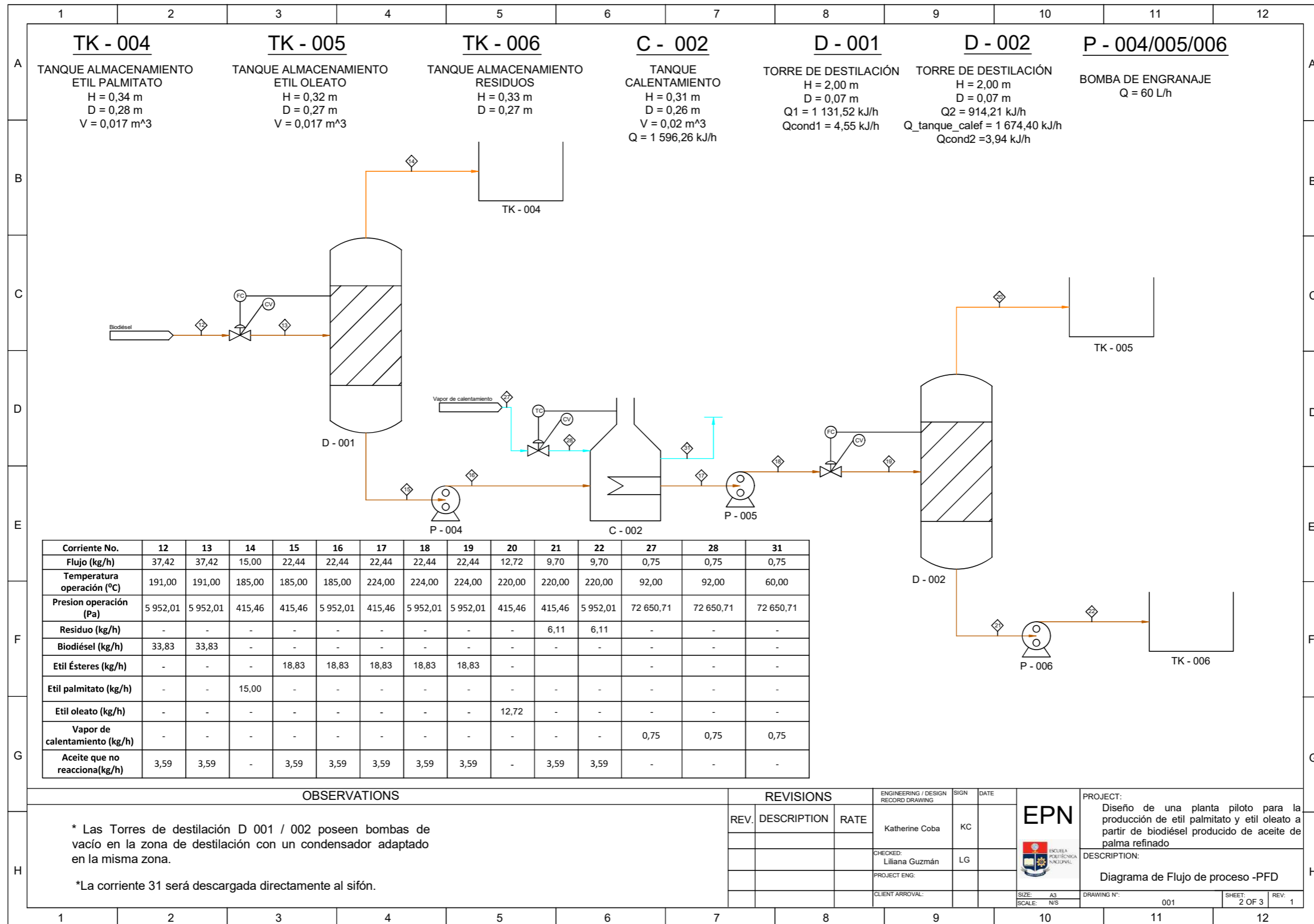


Figura 5.2 Diagrama PFD de la planta piloto para la obtención de ésteres (continuación...)

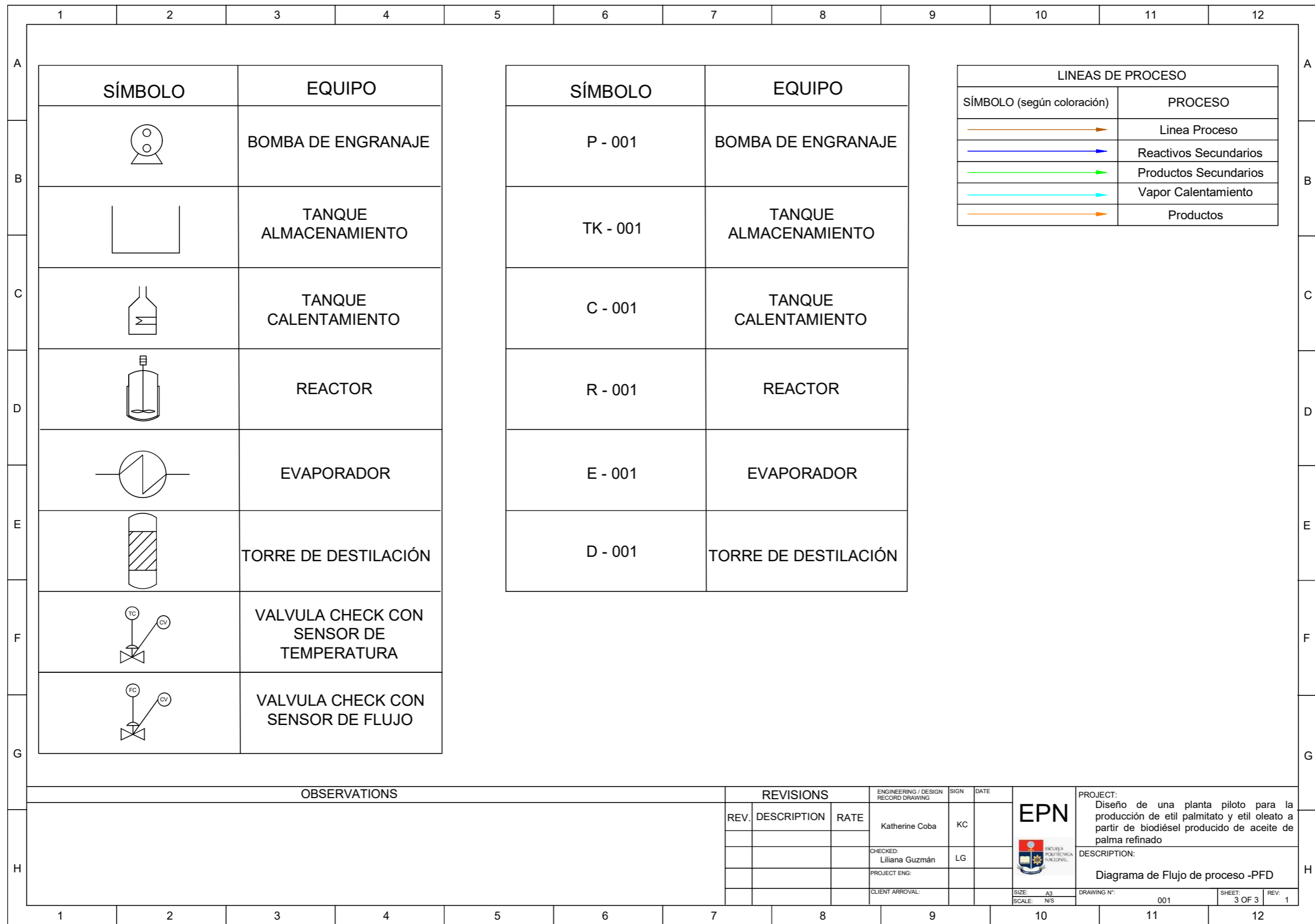


Figura 5.2 Diagrama PFD de la planta piloto para la obtención de ésteres (continuación...)

5.6 P&ID DE LA PLANTA PILOTO

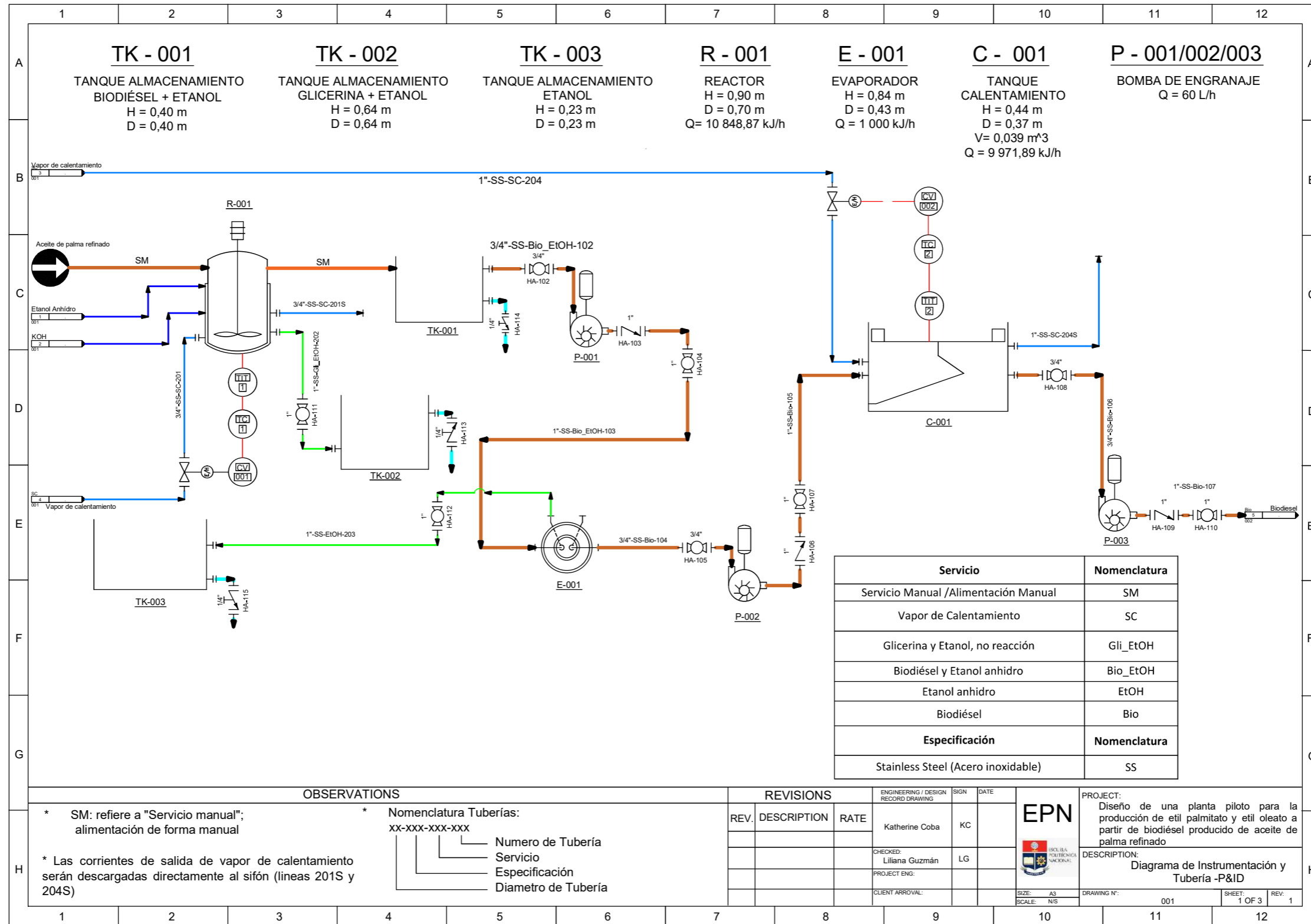


Figura 5.3 Diagrama de instrumentación y tubería P&ID

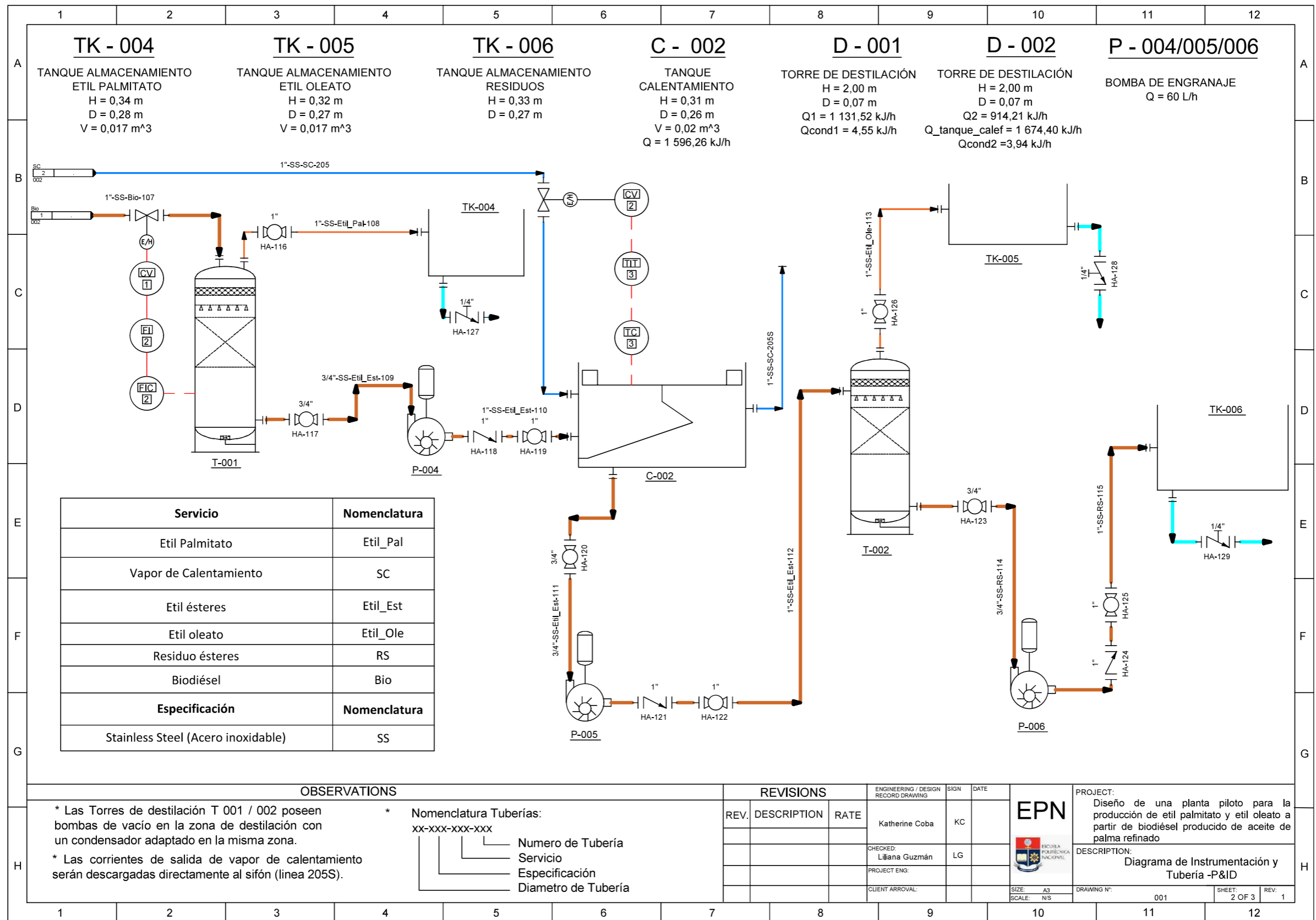


Figura 5.3 Diagrama de instrumentación y tubería P&ID (continuación...)

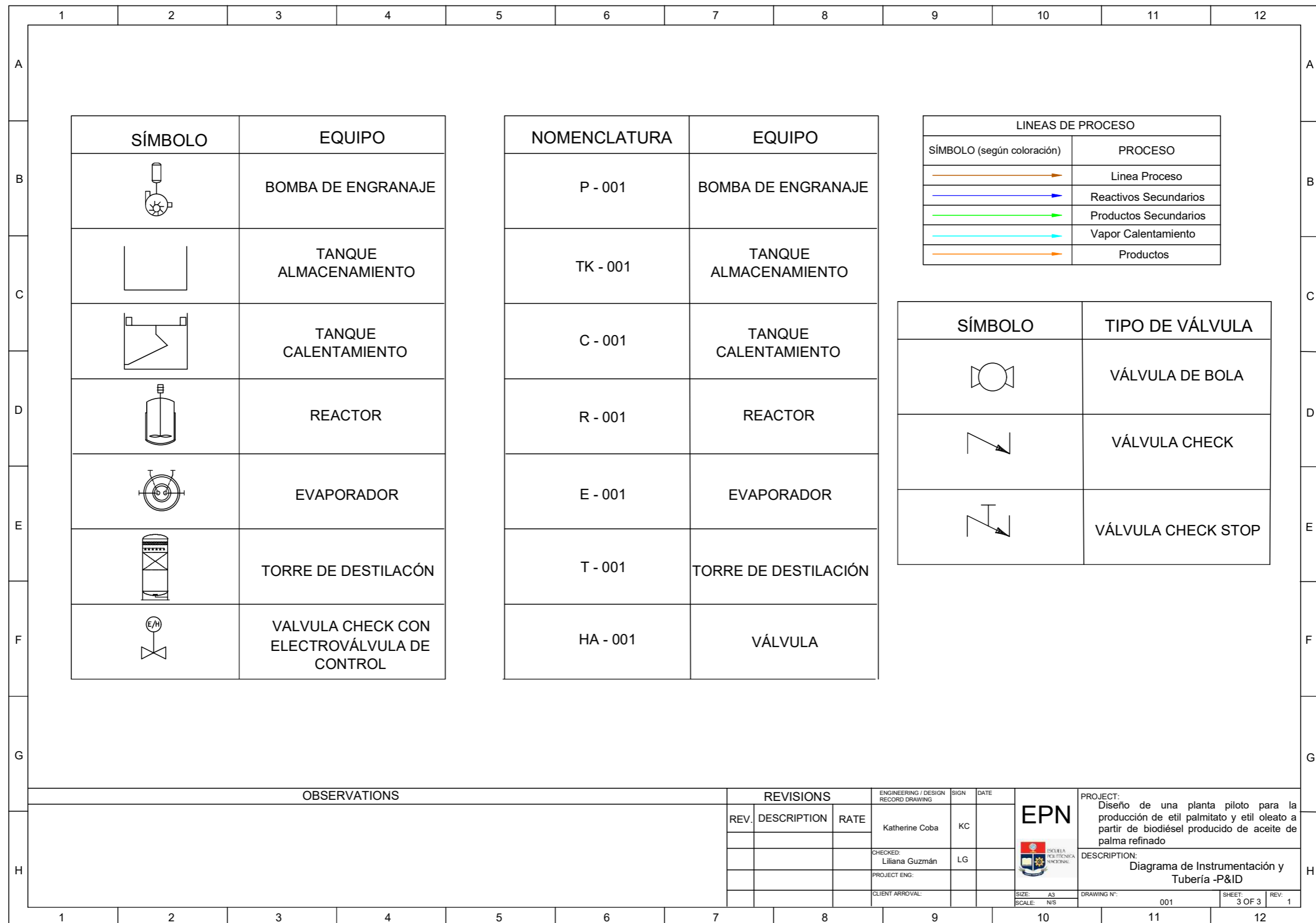


Figura 5.3 Diagrama de instrumentación y tubería P&ID (continuación...)

5.7 LAYOUT Y VISTAS DE LA PLANTA PILOTO

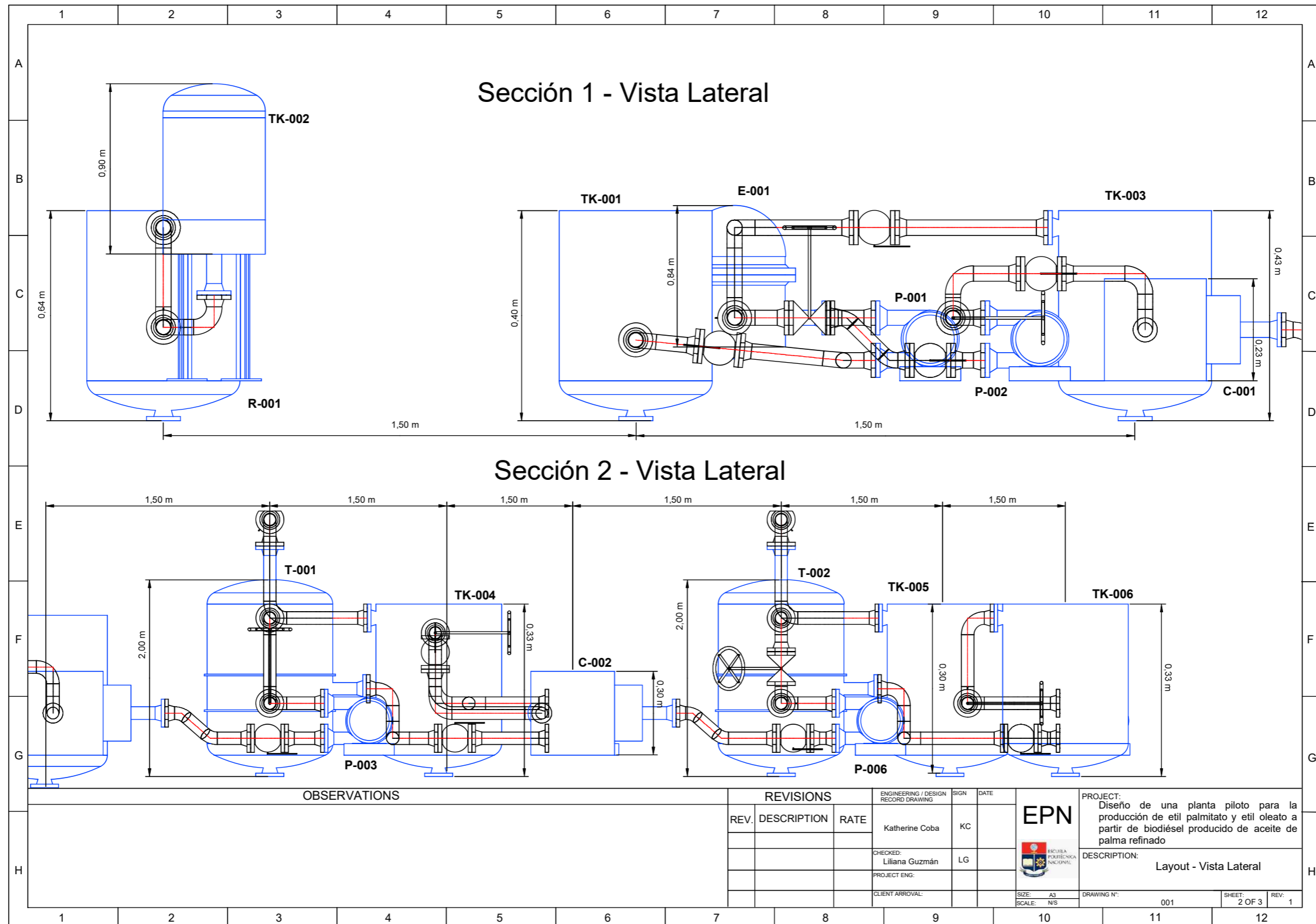


Figura 5.4 Layout de la planta piloto

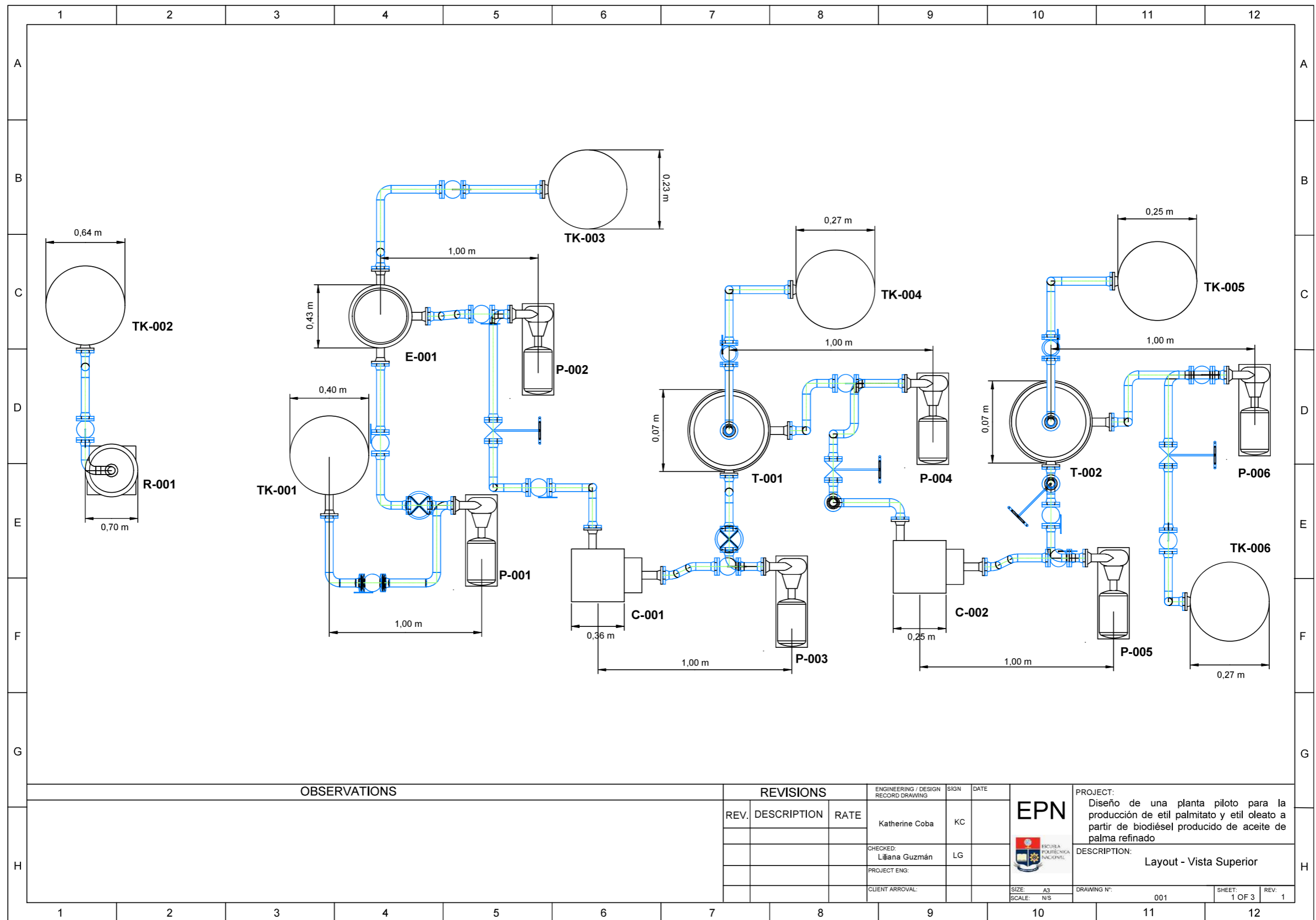


Figura 5.5 Vista lateral de la planta piloto

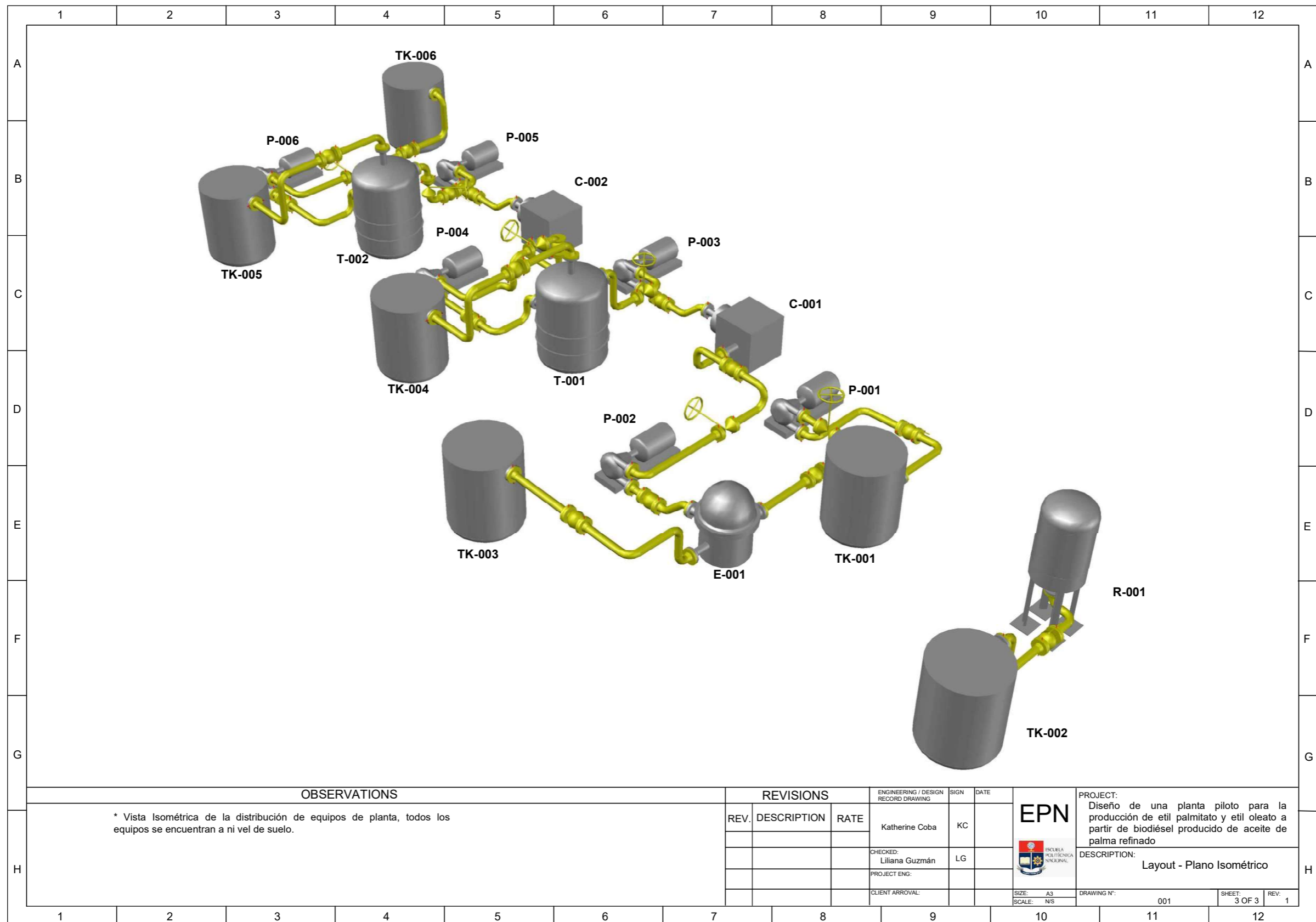


Figura 5.6 Diagrama 3D de la planta piloto

5.8 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En esta sección se desarrollan los cálculos del dimensionamiento de los equipos utilizados en el funcionamiento de la planta de producción y destilación de biodiesel. Los equipos principales son las torres de destilación al vacío y el reactor de transesterificación. Los equipos complementarios son el evaporador, los tanques de calentamiento, bombas, válvulas, tuberías y tanques de almacenamiento.

5.8.1 TANQUE AGITADO PARA LA REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN.

5.8.1.1 Capacidad de soldadura:

Se determina el valor de carbono equivalente para el acero de tipo ASTM A 36 reemplazando los valores de la Tabla 4.1 en la Ecuación 4.1 de la Sección 4.1.1

$$CE = 0,24 + \frac{0,4}{24} = 0,26$$

Para el acero del tipo ASTM A 283 utilizado en los tanques de calefacción de acuerdo al anexo M del estándar API 650 “*Tanques de almacenamiento*”, se reemplaza en la Ecuación 4.1, los datos de la Tabla 4.1 del presente trabajo.

$$CE = 0,24 + \frac{0,4}{24} + \frac{0,9}{6} = 0,41$$

Se observa que el material A 283 tiene un valor de carbono equivalente con mayor valor, esto ocasiona que dicho material presente una mayor resistencia a la soldadura, generando un aumento en el costo del equipo (Sinnott et al., 2011). Se elige el material que facilite la soldadura, es decir el A 36M. De acuerdo a la Sección 4.1.1, en la Tabla 4.2 se observa que el acero elegido (A 36M), tiene un menor espesor en comparación al acero A 283 lo cual permite que haya mayor resistencia a la tensión en el acero elegido. Por esta razón es conveniente para el diseño de la forma del tanque el A 36M.

5.8.1.2 Estructura y forma del tanque

De acuerdo con la normativa API 650 “Tanques de almacenamiento”, los tanques presentan una relación óptima de diámetro-altura cuando están en una proporción 1:1 como se observa en la Ecuación 4.52 de la Sección 4.4.1.

Al reemplazar la Ecuación 4.52 en la Ecuación 4.51 se halla el valor del diámetro del tanque con forma cilíndrica tomando el volumen de producción de la reacción de aproximadamente 250 L (0,25 m³) de acuerdo con la experimentación realizada para Lincango (2019) en LACBAL.

$$0,25 \text{ m}^3 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,25 \text{ m}^3 \times 4}{\pi}} = 0,68 \text{ m}$$

Con el valor del diámetro y de acuerdo a la Ecuación 4.52 de la Sección 4.4.1, el valor de la altura sería de 0,68 m, Sin embargo, conforme con la norma API 650 debe existir un sobredimensionamiento de la altura para evitar el derrame de la reacción. Por esto, se reemplaza en la Ecuación 4.53 un valor del 30 % de sobredimensionamiento.

$$L_{adicional} = 0,68 \text{ m} \times 0,3 = 0,20 \text{ m}$$

Es decir que la altura total del tanque resulta al sumar el sobredimensionamiento calculado anteriormente, como se observa a continuación:

$$L_{total} = 0,68 \text{ m} + 0,20 \text{ m} = 0,88 \text{ m}$$

Para determinar el número de planchas de 2 240 x 6 000 mm (2,4 m x 6 m) que se necesitan, se procede a determinar el perímetro del tanque mediante la Ecuación 5.4:

$$P_{tanqu} = 2 \times \pi \times \frac{D}{2} \quad [5.4]$$

Donde:

P_{tanqu} : Perímetro del tanque [m]

D: Diámetro interno del tanque [m]

π : Pi

Al reemplazar el valor del diámetro obtenido en la Ecuación 5.4 se obtiene el valor del perímetro para determinar la cantidad de planchas necesarias.

$$P_{tanqu} = 2 \times \pi \times \frac{0,68m}{2} = 2,14 m$$

Como el tanque necesita un perímetro de 2,14 m y una altura de 0,88 m sus dimensiones están dentro del tamaño de esta plancha por lo que sería necesaria una para la construcción del cuerpo del tanque.

5.8.1.3 Espesor del tanque:

El espesor de diseño del tanque se calcula a partir de la Ecuación 4.2 (prueba hidrostática) de la Sección 4.1.3, el dato del esfuerzo de diseño es tomado de la Tabla 4.3, la gravedad específica del Anexo I. El diámetro y la altura de los valores calculados anteriormente.

$$t_d = \frac{4,9 \times 0,68 m \times (0,88 - 0,30) m \times 0,90}{160 MPa} + 7 \times 10^{-3} mm = 0,018 m \text{ ó } 18 mm$$

Una vez que se obtiene el valor del espesor de diseño se halla en valor del espesor a partir de la Ecuación 4.3 de la Sección 4.1.3, el valor del esfuerzo permisible de prueba

hidrostática se obtiene de la Tabla 4.3, el diámetro y la altura son los calculados en la Sección 5.8.1.2.

$$t_h = \frac{4,9 \times 0,68m \times (0,88m - 0,30)}{171 MPa} = 0,011 m \text{ ó } 11 mm$$

Al comparar entre los dos espesores, se determina que el espesor de mayor valor es el de diseño por lo que es el seleccionado como espesor del tanque agitado.

Para determinar el valor de la corrosión se utiliza la Tabla 4.4 de la Sección 4.1.3 donde se obtiene el valor de la corrosión al corto plazo (ST) y se suma el valor de la corrosión a largo plazo (LT) como se observa en la Ecuación 5.5

$$CA_T = \frac{\text{corrosión ST o LT}}{\text{Año}} \times \text{años de duración} \quad [5.5]$$

Para el corto tiempo, se considera un tiempo de funcionamiento de 10 años (Ricaurte, 2016). Al reemplazar en la Ecuación 5.5 los valores de la Tabla 4.4 se tiene:

$$CA_{ST} = \frac{0,4 \mu m}{\text{año}} \times 10 \text{ años} = 4 \mu m$$

Para el largo plazo se toma un valor de 30 años de funcionamiento, al reemplazar en la Ecuación 5.5 los valores de la Tabla 4.4 se tiene que:

$$CA_{LT} = \frac{0,09 \mu m}{\text{año}} \times 30 \text{ años} = 2,7 \mu m$$

Finalmente se suman los valores del corto y largo plazo teniendo un valor de corrosión en 40 años de funcionamiento del tanque de 6,7 μm .

5.8.1.4 Cálculo de la presión interna para el fondo del tanque:

Para determinar la dimensión del domo torriesférico que posee el tanque en el fondo, es necesario determinar la presión máxima que resistiría el fondo como lo indica la Ecuación 4.4 de la Sección 4.1.4, los datos del esfuerzo permisible de diseño se toman de la Tabla 4.3, la eficiencia de la junta en el Anexo III, el espesor y el radio, de los valores calculados en la Sección 5.8.1.2.

Es necesario el cambio de unidades para el reemplazo en la Ecuación 4.4 por lo que su reemplazo se observa a continuación:

$$S_d = 1,6 \times 10^7 Pa \times \frac{14,7 psi}{101\,325 Pa} = 2\,321,24 psi$$

$$Espesor = 0,018 m \times \frac{1 in}{0,0254 m} = 0,71 in$$

Al reemplazar la Ecuación 4.4 con las unidades correspondientes se tiene:

$$P = \frac{2\,321,24 psi \times 0,70 \times 0,71 in}{0,885 \times 34,64 in + 0,1 \times 0,71 in} = 37,54 psi$$

Para determinar el radio interior del domo, se hizo una comparación con el diseño de un tanque estándar que posee un diámetro de 3,82 m. Los tanques de este tamaño, tienen un valor de radio interior de domo de 4,00 m (Ricaurte, 2016). Con la Ecuación 5.6, se realiza la aproximación:

$$R_{interno} = \frac{D_{diseño} \times R_{ins}}{D_{stan}} \quad [5.6]$$

Donde:

$R_{interno}$: Radio interno del domo torriesférico que se está diseñando [m]

$D_{diseño}$: Diámetro calculado para el tanque agitado [m]

R_{ins} : Radio interno de tanques estándar [m]

D_{stan} : Diámetro de tanques estándar interno [m]

Al reemplazar la Ecuación 4.6 por los datos descritos anteriormente se tiene:

$$R_{interno} = \frac{0,68 \text{ m} \times 4,00 \text{ m}}{3,82 \text{ m}} = 0,71 \text{ m} \times \frac{1 \text{ in}}{0,0254 \text{ m}} = 28,03 \text{ in}$$

El material para la fabricación del fondo es el acero al carbono A 36M utilizado para el cuerpo del tanque el cual va a tener insertado un visor de vidrio Pyrex que permitirá observar la separación entre el biodiésel y la glicerina antes y después del lavado con agua destilada. Este tubo tiene un tamaño de aproximadamente 5-10 cm y una válvula manual que facilitará al usuario la separación del producto y subproducto.

Para determinar si la presión que resiste el fondo es suficiente, se calcula la presión (P) total del líquido dentro del tanque mediante la Ecuación 5.7

$$P = \frac{\text{Fuerza que ejerce la mezcla que ingresa al reactor}}{\text{área del reactor}} \quad [5.7]$$

Primero se calcula la fuerza que ejerce la mezcla que ingresa al reactor multiplicando la masa por la aceleración de la gravedad.

$$\text{Presión hidrostática} = 203,6 \text{ kg} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} = 1\,997,32 \text{ N}$$

Luego se determina el valor del área del reactor multiplicando el perímetro por la altura calculados anteriormente:

$$\text{Área cilindro} = 2 \times \pi \times \frac{0,68 \text{ m}}{2} \times 0,88 \text{ m} = 1,88 \text{ m}^2$$

Se reemplaza en la Ecuación 5.7 los valores obtenidos de fuerza y de área:

$$\text{Presión ejercida por la mezcla} = \frac{1\,997,32\text{ N}}{1,88\text{ m}^2} = 1\,062,40\text{ Pa ó }0,15\text{ psi}$$

La presión total que se ejerce sobre el fondo del tanque resulta de la suma de la presión hidrostática con la presión atmosférica en la ciudad de Quito que tiene un valor de 10,44 psi.

$$\text{Presión total} = 10,44\text{ psi} + 0,15\text{ psi} = 10,59\text{ psi}$$

Con esta presión se determina si el fondo está diseñado para resistir la presión que el líquido ejerce sobre la superficie del mismo. Al realizar la comparación entre la presión del líquido y la presión que resiste el tanque, se observa que el tanque tiene una resistencia de 37,54 psi mientras que el líquido ejerce una presión de 10,59 psi, lo cual indica que el tanque resiste la presión ejercida por la mezcla.

La elevación del tanque a 1,50 m se realizará con unas bases soldadas a los lados para sostenerlo, y faciliten la extracción de la glicerina y del biodiésel producido, cuidando la ergonomía del usuario mientras se produce el proceso de separación.

5.8.1.5 Techo del tanque

El valor del diámetro del tanque (0,68 m) obtenido anteriormente con la Ecuación 4.52, es el criterio utilizado en la construcción del diámetro del techo cónico a fin de que coincidan en el ensamble. El material y soporte de la tapa deben ser del mismo material al carbono A 36 M para guardar uniformidad en el espesor de lámina (0,018 m) y espesor de corrosión (6,7 μm) calculados en las Secciones 5.8.1.3 y 5.8.1.4. En la parte superior del techo se insertará el agitador como lo describe la Figura 4.3 y la Figura 4.5 con el fin de facilitar la remoción del mismo antes y después de la reacción.

5.8.1.6 Cálculos para la forma del agitador

En la Figura 4.4 se selecciona el agitador de turbina con aspas ya que de acuerdo con la viscosidad de la sustancia y el volumen de reacción, este agitador es el que mejor respuesta brinda durante la transesterificación. De acuerdo a Coker (2001), las ecuaciones contenidas en la Tabla 4.5 de la Sección 4.1.7 permiten determinar la forma del agitador:

$$D_A = \frac{0,68 \text{ m}}{4} = 0,17 \text{ m}$$

$$E = \frac{0,17 \text{ m}}{1} = 0,17 \text{ m}$$

$$H = \frac{0,17 \text{ m}}{1} = 0,17 \text{ m}$$

$$W = \frac{0,17 \text{ m}}{8} = 0,02 \text{ m}$$

5.8.1.7 Potencia que requiere el agitador:

Para determinar el valor de la potencia que requiere el motor, se halla el valor de Reynolds con la Ecuación 4.7 de la Sección 4.1.8, los valores reemplazados son tomados de Anexo I y de los cálculos realizados anteriormente.

$$Re = \frac{(0,17 \text{ m})^2 \times \left(500 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}}\right) \times 898 \text{ kg/m}^3}{\frac{0,04 \text{ kg}}{\text{m s}}} = 5\,406,70$$

De la Figura 4.6, se selecciona la curva 4 que corresponde a la cuchilla vertical que tiene una forma similar al del agitador utilizado en experimentación por Lincango et al. (2019). Al ubicar sobre la curva el valor de Reynolds se obtiene un valor de número

de potencia (N_p) de 2,5 con lo que el valor de la potencia reemplazado en la Ecuación 4.8, el valor de la agitación corresponde al utilizado en la experimentación es:

$$P = 2,5 \times (0,17 \text{ m})^5 \times \left(500 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right) \times \frac{898 \text{ kg}}{\text{m}^3} = 2,65 \text{ W}$$

5.8.1.8 Potencia del motor eléctrico

Este valor permite determinar el resultado de la potencia del motor eléctrico con una eficiencia del motor de aproximadamente 0,8 (Ricaurte, 2016). Se reemplaza en la Ecuación 4.9 el valor de potencia obtenido anteriormente:

$$P_m = \frac{2,65 \text{ W}}{0,8} = 3,32 \text{ W}$$

Es decir:

$$P_m = 3,32 \frac{\text{J}}{\text{s}} \times \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1\,000 \text{ J}} = 11,95 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

5.8.1.9 Sistema de calefacción del tanque de agitación

En la Sección 5.2 el calor necesario para mantener a la reacción a una temperatura de 80 °C durante 3 h fue de 32 546, 61 kJ. Al reemplazar dicho valor en la Ecuación 4.11 de la Sección 4.1.9, el área del serpentín que permitirá esta transferencia de calor es de:

$$A = \frac{10\,848,87 \text{ kJ/h}}{818,04 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C h}} \times (80 - 15) \text{ } ^\circ\text{C}} = 0,20 \text{ m}^2$$

En cuanto a la forma y al material del serpentín, se recomienda un serpentín helicoidal sumergido de acero inoxidable del tipo ASTM A53 cédula 40. Los diámetros más recomendados son 1- ½ (Ricaurte, 2016).

5.8.2 CÁLCULOS PARA LA TORRE DE EXTRACCIÓN DE ETIL PALMITATO

El reflujo de las dos torres se mantendrá constante para que la composición del destilado sea variable para obtener una recuperación del 99 % del componente de interés. Para lograr esto, el sistema de destilación posee solo zona de enriquecimiento, para conseguir mayor cantidad de etil éster a un menor precio (Didy, 2013).

Para conocer la composición máxima que existirá del residuo en el fondo de la columna, se reemplaza la Ecuación 4.19 de la Sección 4.2.1:

$$\ln\left(\frac{0,76 \text{ kg}}{15,12 \text{ kg}}\right) = \ln\left(\frac{0,99 - X_{\text{residuo}}}{0,99 - 0,447}\right) = X_{\text{residuo}} = 0,96$$

5.8.2.1 Cálculo de volatilidades relativas

Al no existir datos exactos de las presiones de vapor de los componentes del biodiesel, los estudios de *“Destilación de los etil ésteres para producción de jetfuel”* de Lakovlieva et al. (2017), *“Datos de presión de vapor para ácidos grasos usando la adaptación de la técnica DSC”* de Matricarde et al. (2012), y los datos de Sigma Aldrich (2019), serán utilizados para obtener una aproximación de las presiones de vapor de los compuestos y así determinar el valor de las volatilidades relativas dentro de la columna.

Las temperaturas deseadas dentro de la torre son en la parte inferior, 191 °C a una presión de 10 mm Hg, en la parte superior una temperatura de 145 °C y una presión

de 2 mm Hg, valores correspondiente a las presiones de vapor del etil palmitato mientras que el clave pesado tiene 5,32 mm Hg en el tope y 32,8 mm Hg en el fondo aproximadamente.

La volatilidad relativa en la zona de enriquecimiento de acuerdo con la Ecuación 4.22 es:

$$\alpha_{AB} = \frac{5,32 \text{ mm Hg}}{2,00 \text{ mm Hg}} = 2,66$$

La volatilidad en el fondo de la torre de acuerdo con la Ecuación 4.22 es:

$$\alpha_{AB} = \frac{32,8 \text{ mmHg}}{10,00 \text{ mmHg}} = 3,28$$

Es así que la volatilidad relativa total al reemplazar en la Ecuación 4.23 es:

$$\alpha = \sqrt{2,66 \times 3,28} = 2,95$$

5.8.2.1 Reflujo mínimo

Se halla el valor de reflujo mínimo al inicio de la destilación y cuando falta un 10% por destilar. Esto porque al ser un proceso batch, presenta distintos valores de reflujo al inicio y al final de la destilación del componente (Mujtaba, 2004).

Se determina el valor del compuesto más volátil en el líquido con la Ecuación 4.27 y luego se reemplaza en la Ecuación 4.21 obteniendo un reflujo mínimo al inicio de la destilación.

$$0,447 = \frac{2,95 \times X_A}{1 + (2,95 - 1) \times X_A} = X_A = 0,22$$

$$Rm = \frac{1}{2,95 - 1} \times \left[\frac{0,99}{0,34} - 2,95 \frac{1 - 0,99}{1 - 0,34} \right] = 1,47$$

Al final de la destilación se calcula la composición del etil palmitato en el líquido con la Ecuación 4.27 y se reemplaza este valor en la Ecuación 4.21:

$$0,1 = \frac{2,95 \times X_A}{1 + (2,95 - 1) \times X_A} = X_A = 0,036$$

$$Rm = \frac{1}{2,95 - 1} \times \left[\frac{0,99}{0,036} - 2,95 \frac{1 - 0,99}{1 - 0,036} \right] = 14,09$$

El promedio del reflujo mínimo durante la primera destilación es de:

$$Rm = \frac{1,47 + 14,09}{2} = 7,79$$

5.8.2.3 Número de etapas

Para determinar el número de etapas de destilación, se emplea los valores que se esperan obtener como resultado de la destilación en este proyecto.

- Etil palmitato

Destilado: 0,99

Fondo: 0,05 (como valor máximo)

- Fracción pesada (etil ésteres no destilados y aceite que no reaccionó)

Destilado: 0,01 (como valor máximo)

Fondo: 0,95

Al reemplazar estos valores en la Ecuación 4.28 se obtiene el número de etapas de destilación:

$$Nm = \frac{\ln \left[\left(\frac{0,99}{0,01} \right) \times \left(\frac{0,95}{0,05} \right) \right]}{\ln(2,95)} = 6,97$$

5.8.2.4 Tipo de relleno

De acuerdo al Anexo III, se utiliza el relleno de tipo BX debido a que se utiliza para número de etapas teóricas altas con caídas de presión bajas, además se utiliza para la separación de ácidos grasos de aceites (Koch Glitsch, 2019). Se procede al cálculo del factor de empaque que es el valor que representa las características geométricas del empaque así como de su diseño. Para esto, se calcula el valor del peso molecular de la mezcla con la Ecuación 4.33 de la Sección 4.2.5, donde el peso del etil palmitato es de 284,48 g/mol y el peso de los demás ésteres del biodiesel es de 308 g/mol aproximadamente (Sigma Aldrich, 2019).

$$PM_{mezcla} = 0,447 \times (284,48 \text{ g/mol}) + 0,553 \times (308,00 \text{ g/mol}) = 297,49 \text{ g/mol}$$

Se calcula la densidad de vapor de la mezcla con la Ecuación 4.32:

$$\rho_v = \frac{10 \text{ mm Hg} \times 297,49 \text{ g/mol}}{62,364 \text{ mm Hg} \times \frac{L}{\text{mol K}} \times 466,15 \text{ K}} = 0,102 \frac{\text{g}}{L} \text{ ó } 0,102 \text{ kg/m}^3$$

El calor promedio de la mezcla alrededor de la torre se calcula con la Ecuación 4.35

$$\ln \left(\frac{2 \text{ mm Hg}}{10 \text{ mm Hg}} \right) = - \frac{\Delta H_v}{8,314 \text{ J/mol K}} \times \left(\frac{466,15 - 418,15}{466,15 \times 418,15} \right), \text{ entonces } \Delta H_v = 54,34 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Se utiliza el valor del peso molecular de la mezcla para obtener el calor de vaporización en kJ/kg

$$\Delta H_v = 54,34 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{\text{mol}}{297,49 \text{ g}} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} = 182,66 \text{ kJ/kg}$$

5.8.2.5 Presión media de la torre

Se determina el valor medio de operación de la torre entre la presión del tope de la columna (2 mm Hg) y la presión del fondo de la columna (10 mm Hg).

$$P_m = \frac{(2 + 10) \text{ mm Hg}}{2} \times \frac{1\,013 \text{ mbar}}{760 \text{ mm Hg}} = 8 \text{ mbar}$$

Al obtener el valor de la presión media de la torre así como el valor de las etapas teóricas mayor a 7 de acuerdo con la Sección 5.8.2.3, se halla en la Figura 4.10 los posibles factores de empaque teniendo los valores de F_s de 1,2; 1,4; 1,6.

Al reemplazar el primer factor hallado en la Figura 4.10, en la Ecuación 4.36 de la Sección 4.2.6 se tiene:

$$\text{Velocidad del vapor} = \frac{1,2 \text{ m/s} \sqrt{\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}{\sqrt{0,102 \text{ kg/m}^3}} = 3,76 \text{ m/s}$$

Las etapas teóricas para una presión media de 8 mbar y un factor de empaque de 1,2; son de aproximadamente 7,85 proyectando la línea del factor hasta la presión de la Figura 4.10.

En la Figura 4.11 se proyecta el valor del factor hasta el valor de la presión media de la torre en mm Hg y se obtiene un valor de HETP de aproximadamente 135 mm. La Figura 4.12 se obtiene una caída de presión de 0,3 mm Hg/m al proyectar el valor del factor de empaque hasta la curva del tipo de relleno tipo BX.

La velocidad del vapor para el factor de empaque 1,4 es reemplazado en la Ecuación 4.36 así:

$$Velocidad\ del\ vapor = \frac{1,4\ m/s\ \sqrt{\frac{kg}{m^3}}}{\sqrt{0,102\ kg/m^3}} = 4,38\ m/s$$

De Figura 4.10 se obtiene un número de etapas teóricas de 7,5 al proyectar el factor 1,4 hasta la presión media en mbar. La HETP con la Figura 4.11 es de 140 mm a partir del factor 1,4 proyectado sobre la presión medida en mm Hg y la caída de presión es de 0,45 mm Hg/m cuando en la Figura 4.12 se dirige el valor del Fs hasta el relleno del tipo BX.

La velocidad del vapor para un factor de 1,6 al ser reemplazada en la Ecuación 4.36 es:

$$Velocidad\ del\ vapor = \frac{1,6\ m/s\ \sqrt{\frac{kg}{m^3}}}{\sqrt{0,102\ kg/m^3}} = 5,00\ m/s$$

El número de etapas teóricas por metro son de aproximadamente 7,5 de acuerdo a la Figura 4.10, la altura de cada etapa o HETP es de 150 mm en la Figura 4.11 y de la Figura 4.12 se obtiene una caída de presión de 0,8 mm Hg/m estos valores para un factor de empaque de 1,6.

5.8.2.6 Altura del relleno

El valor de la altura del relleno se calcula a partir de la Ecuación 5.8.

$$Altura\ de\ relleno = N^{\circ}\ Etapas\ equilibrio \times HETP \quad [5.8]$$

Para cada factor reemplazando en la Ecuación 5.8 el número de etapas de equilibrio obtenido en la Sección 5.8.2.3 y el valor de la altura HETP de la Figura 4.11 se tiene:

$$\text{Altura 1.2} = 6,97 \times 0,135 \text{ m} = 0,94 \text{ m}$$

$$\text{Altura 1.4} = 6,97 \times 0,14 \text{ m} = 0,98 \text{ m}$$

$$\text{Altura 1.6} = 6,97 \times 0,15 \text{ m} = 1,05 \text{ m}$$

Con estos resultados, se obtiene la Tabla 5.6 donde se describe la altura del relleno y la altura de la columna, aplicando la suposición de Koch-Glitsch (2019), que la altura de la columna es aproximadamente el doble de la altura del relleno.

Tabla 5.6 Altura de la columna y de su respectivo relleno por cada factor de empaque

Factor de empaque $\left[\frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{kg}{m^2}} \right]$	Altura de relleno [m]	Altura de la columna [m]
1,2	0,94	2,00
1,4	0,98	2,00
1,6	1,05	2,00

De acuerdo a la Tabla 5.6, para cada factor la altura de la torre es aproximadamente 2 metros.

La caída de presión total de la columna se presenta desde la presión de 2 mm Hg del tope y se le irá sumando la caída de presión por 0,1 m hallada en la Figura 4.12 para cada factor de empaque. Para el factor de 1.2 se tiene:

$$\text{Caída de presión } F_s 1,2 = (2,00 \text{ mm Hg} + 0,3 \text{ mm Hg}) = 2,3 \text{ mmHg}$$

A partir de este cálculo se repite la suma cada 0,1 m hasta completar 2,00 metros de altura de la torre para cada uno de los factores de empaque, el factor que tenga al final un valor cercano a 10 mm Hg, es el que cumple con los criterios de diseño de la Sección 4.2. Los resultados se observan en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7 Caída de presión de cada tipo de factor de empaque

Factor de empaque	1,2	1,4	1,6
Altura de la torre [m]	2,0	2,0	2,0
0,1	2,3	2,4	2,8
0,2	2,6	2,9	3,6
0,3	2,9	3,3	4,4
0,4	3,2	3,7	5,2
0,5	3,5	4,2	6,0
0,6	3,8	4,6	6,8
0,7	4,1	5,0	7,6
0,8	4,4	5,4	8,4
0,9	4,7	5,9	9,2
1,0	5,0	6,3	10,0
1,1	5,3	6,7	10,8
1,2	5,6	7,2	11,6
1,3	5,9	7,6	12,4
1,4	6,2	8,0	13,2
1,5	6,5	8,4	14
1,6	6,8	8,9	14,8
1,7	7,1	9,3	15,6
1,8	7,4	9,7	16,4
1,9	7,7	10,2	17,2
2,0	8,0	10,6	18,0

Así mismo el diámetro se selecciona de acuerdo al factor económico, mismo que está ligado a la cantidad de energía necesaria para que se produzca la destilación en la columna (Montoya, 2012). Para obtener la cantidad de calor necesaria con un Factor 1,2 se reemplaza la Ecuación 4.29 y Ecuación 4.39:

$$\text{Área de la columna} = \frac{0,3 \text{ m}^2}{4} \times \pi = 0,071 \text{ m}^2$$

$$1,2 = \frac{G}{3\,600 \times \frac{0,102 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 0,071 \text{ m}^2} \times \sqrt{\frac{0,102 \text{ kg}}{\text{m}^3}}, \text{ entonces } G = 97,95 \text{ kg/h}$$

$$\text{Calor necesario} = 97,95 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 182,66 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 17\,891,55 \text{ kJ/h}$$

Con el cálculo realizado anteriormente para los diferentes tamaños de diámetro dados por Koch Glitsch (2019), y para cada factor de empaque, se obtienen los valores de las Tablas 5.8, 5.9 y 5.10. Se seleccionará el diámetro de menor tamaño porque generará una destilación con menor consumo de energía es decir a menor costo (Montoya, 2012).

En la Tabla 5.8 se observan los resultados de velocidad másica del vapor y del calor necesario para los diferentes tamaños de diámetro en destilaciones al vacío con relleno para un factor de empaque de 1,2.

Tabla 5.8 Información de la columna de destilación para un factor de empaque de 1,2.

Diámetro de columna [mm]	Diámetro de columna [m]	Área de columna [m ²]	Flujo másico vapor [G] [kg/h]	Flujo de calor [Q] [kJ/h]
300	0,30	0,07	97,53	17 813,97
250	0,25	0,05	67,73	12 370,81
200	0,20	0,03	43,34	7 917,32
150	0,15	0,02	24,38	4 453,49
100	0,10	0,01	10,84	1 979,33
90	0,09	0,01	8,78	1 603,26
70	0,07	0,00	5,31	969,87

En la Tabla 5.9 se observan los resultados de flujo de vapor y de calor para el factor de empaque 1,4.

Tabla 5.9 Información de columna de destilación para un factor de empaque de 1,4

Diámetro de columna [mm]	Diámetro de columna [m]	Área de columna [m ²]	Flujo másico vapor [G] [kg/h]	Flujo de calor [Q] [kJ/h]
300	0,30	0,07	113,78	20 782,96
250	0,25	0,05	79,01	14 432,61
200	0,20	0,03	50,57	9 236,87

Tabla 5.9 Información de columna de destilación para un factor de empaque de 1,4 (continuación...)

150	0,15	0,02	28,44	5 195,74
100	0,10	0,01	12,64	2 309,22
90	0,09	0,01	10,24	1 870,47
70	0,07	0,00	6,19	1 131,52

En la Tabla 5.10, se observan los valores de flujo de vapor y de calor para el factor de empaque 1,6.

Tabla 5.10 Información de columna de destilación para un factor de empaque de 1,6

Diámetro de columna [mm]	Diámetro de columna [m]	Área de columna [m ²]	Flujo másico vapor [G] [kg/h]	Flujo de calor [Q] [kJ/h]
300	0,30	0,07	130,03	23 751,96
250	0,25	0,05	90,30	16 494,42
200	0,20	0,03	57,79	10 556,43
150	0,15	0,02	32,51	5 937,99
100	0,10	0,01	14,45	2 639,11
90	0,09	0,01	11,70	2 137,68
70	0,07	0,00	7,08	1 293,16

Al realizar una comparación con los resultados obtenidos para cada tipo de empaque en la Tabla 5.7 se elige el Factor 1,4 porque cumple con una caída de presión desde 2 mm Hg hasta 10 mm Hg que son las condiciones de operación dentro de la columna y de acuerdo a la Tabla 5.9 se selecciona un diámetro de 7 cm para trabajar con un calor de 1 131,52 kJ/h.

5.8.2.7 Espesor de la torre de destilación:

El espesor de la torre se realizará con el criterio de pared delgada ya que este espesor es utilizado para obtener mayor resistencia a presiones extremas y esfuerzos tanto longitudinales como transversales. De acuerdo con las Ecuaciones 3.26 y 3.47 se

toma el valor más alto para determinar el espesor, o el valor crítico (Díaz del Castillo, 2018).

$$9 = \frac{0,07m}{t}$$

$$t = 0,0077 \text{ m ó } 7,78 \text{ mm}$$

5.8.2.8 Diseño del condensador:

Se determina la temperatura media logarítmica con la Ecuación 4.41:

$$\Delta T_{LM} = \frac{(115 - 10) \text{ } ^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{115}{10}\right)} = 43 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El promedio del coeficiente global de transferencia de calor de acuerdo a la Tabla 4.6 es 40 BTU/ pie² °C h, cambiando de unidades de acuerdo al Anexo VIII es:

$$40 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times \frac{252,16 \text{ cal}}{1 \text{ BTU}} \times \frac{4,186 \text{ J}}{1 \text{ cal}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} \times \frac{1 \text{ pie}^2}{(0,3048 \text{ m})^2} \times \frac{1,8 \text{ } ^\circ\text{F}}{1 \text{ } ^\circ\text{C}} = 818,04 \frac{kJ}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

El área del condensador es de acuerdo con la Ecuación 4.44:

$$A_{\text{condensador}} = \frac{1131,52 \frac{kJ}{h}}{\frac{818,04 \text{ kJ}}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 43 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$A_{\text{condensador}} = 0,032 \text{ m}^2$$

5.8.3 CÁLCULOS PARA LA TORRE DE EXTRACCIÓN DE ETIL OLEATO

Para saber la composición del clave pesado que queda en el residuo se emplea la Ecuación 4.19 descrita en la Sección 4.2.1:

$$\ln\left(\frac{11,4 \text{ kg}}{22,42 \text{ kg}}\right) = \ln\left(\frac{0,99 - X_B}{0,99 - 0,673}\right) = X_{E.0B} = 0,83$$

5.8.3.1 Cálculo de volatilidades relativas:

Se realiza el cálculo de volatilidades para hallar las presiones de vapor, en función de los estudios realizados por Lakovlieva et al. (2017) y Matricarde et al. (2012) así como los datos de Sigma Aldrich (2019).

Las temperaturas a las que opera la columna de destilación son 160 °C en la cabeza a una presión de vapor de 2 mm Hg y 224 °C en el fondo con una presión de vapor de 10 mm Hg. El etil oleato es el componente clave ligero con una presión de vapor de 2 mm Hg en la parte superior de la torre y en el fondo una presión de vapor de 10 mm Hg. El clave pesado a estas temperaturas presenta una presión de vapor de 8,6 mm Hg en la zona de enriquecimiento y 12 mm Hg en el fondo (Lakovlieva et al., 2017).

De acuerdo con la Ecuación 4.22 la volatilidad relativa en la zona de enriquecimiento es:

$$\alpha_{AB} = \frac{8,6 \text{ mm Hg}}{2,0 \text{ mm Hg}} = 4,30$$

La volatilidad relativa en el fondo de la torre, se obtiene a partir la Ecuación 4.22 así:

$$\alpha_{AB} = \frac{12 \text{ mm Hg}}{10 \text{ mm Hg}} = 1,2$$

Es así que la volatilidad relativa total al reemplazar en la Ecuación 4.23 es:

$$\alpha = \sqrt{4,30 \times 1,2} = 2,27$$

5.8.3.2 Reflujo mínimo

Esta destilación también es un proceso discontinuo, por lo que se hace necesario hallar el valor de reflujo mínimo al inicio de la destilación y cuando queda un remanente del 10 % del componente es así. Al inicio de la destilación se halla el valor de la composición del etil oleato en el líquido con la Ecuación 4.27 y se reemplaza en la Ecuación 4.21 para encontrar el reflujo mínimo:

$$0,658 = \frac{2,27 \times X_A}{1 + (2,27 - 1) \times X_A}, \text{ entonces } X_A = 0,46$$

$$Rm = \frac{1}{2,27 - 1} \times \left[\frac{0,99}{0,46} - 2,27 \frac{1 - 0,99}{1 - 0,46} \right] = 1,67$$

La volatilidad relativa al final de la destilación se obtiene hallando el valor de la composición del etil palmitato en la fase líquida (X_A) con la Ecuación 4.27 y reemplazando este valor en la Ecuación 4.21 de la Sección 4.2.2:

$$0,1 = \frac{2,27 \times X_A}{1 + (2,27 - 1) \times X_A}, \text{ entonces } X_A = 0,047$$

$$Rm = \frac{1}{2,27 - 1} \times \left[\frac{0,99}{0,047} - 2,27 \frac{1 - 0,99}{1 - 0,047} \right] = 16,57$$

Con los valores obtenidos anteriormente, se obtiene un valor de reflujo mínimo promedio de:

$$Rm = \frac{1,67 + 16,57}{2} = 9,11$$

5.8.3.3 Número de etapas

El número de etapas de equilibrio se halla a partir de los valores que se desean obtener durante el proceso de destilación secundaria y son:

- Etil oleato

Destilado: 0,99

Fondo: 0,05 (como valor máximo)

- Fracción pesada o ésteres no destilados

Destilado: 0,01 (como valor máximo)

Fondo: 0,95

En la Ecuación 4.28 se reemplazan estos valores obteniéndose el número de etapas de equilibrio.

$$N_m = \frac{\ln \left[\left(\frac{0,99}{0,01} \right) \times \left(\frac{0,95}{0,05} \right) \right]}{\ln(2,27)} = 9,2$$

5.8.3.4 Tipo de relleno

Al igual que en la torre de etil palmitato, se utilizará el relleno tipo BX para disminuir la caída de presión. Se determinará el factor de empaque que permitirá obtener el etil oleato.

Primero, se calcula el valor del peso molecular de la mezcla. El peso del etil oleato es de 310,51 g/mol y el peso de los ésteres no destilados es de 263,10 g/mol (Sigma Aldrich, 2019). Dicho valor se obtiene con la Ecuación 4.33:

$$PM_{mezcla} = 0,658 \times (310,51 \text{ g/mol}) + 0,342 \times (263,10 \text{ g/mol}) = 294,30 \text{ g/mol}$$

Después se calcula la densidad de vapor de la mezcla suponiendo que se trata de un gas ideal (Montoya, 2012). Se obtiene este valor a partir de la Ecuación 4.32:

$$\rho_v = \frac{10 \text{ mm Hg} \times 294,30 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{62,364 \text{ mm Hg} \times \frac{\text{L}}{\text{mol K}} \times 496,7 \text{ K}} = 0,095 \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{ ó } 0,095 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Luego con la Ecuación 4.35 se obtiene el valor del calor de vaporización dentro de la torre de destilación de etil oleato:

$$\ln\left(\frac{2 \text{ mm Hg}}{10 \text{ mm Hg}}\right) = -\frac{\Delta H_v}{\frac{8,314 \text{ J}}{\text{mol K}}} \times \left(\frac{496,70 - 433,15}{433,15 \times 496,7}\right), \text{ entonces } \Delta H_v = 45,30 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Se cambian las unidades del calor de vaporización con el peso molecular de la mezcla así:

$$\Delta H_v = 45,30 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{\text{mol}}{294,30 \text{ g}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} = 153,92 \text{ kJ/kg}$$

5.8.3.4 Presión media de la torre

Se determina el valor de la presión media de la columna de destilación a partir de las condiciones de operación:

$$P_m = \frac{(2 + 10) \text{ mm Hg}}{2} \times \frac{1013 \text{ mbar}}{760 \text{ mm Hg}} = 8 \text{ mbar}$$

En la Figura 4.10 se toma la curva de la presión calculada (8 mbar). Para dicha presión los factores de empaque son 1,2; 1,4; 1,6.

Al determinar los factores de empaque funcionales para una presión de 8 mbar, se halla el valor de la velocidad del vapor de la mezcla de acuerdo con la Ecuación 4.36:

$$Velocidad\ del\ vapor = \frac{1,2\ m/s\ \sqrt{\frac{kg}{m^3}}}{\sqrt{0,095\ kg/m^3}} = 3,89\ m/s$$

En la Figura 4.10 también se obtiene el valor de las etapas teóricas, que al proyectar el factor 1,2 sobre la curva de presión media de operación, se obtiene un número aproximado de 7,8 etapas/m.

En la Figura 4.11, se tiene un valor aproximado de HETP 135 mm proyectando el factor 1,2 en la curva de presiones de operación y en la Figura 4.12 se observa una caída de presión cercana a un valor de 0,3 mm Hg/m entre el Fs 1,2 y la curva de relleno tipo BX.

Luego de hallar los valores para el factor de empaque 1,2; se procede a hallar la velocidad de vapor para el factor de empaque 1,4 a partir de la Ecuación 4.36:

$$Velocidad\ del\ vapor = \frac{1,4\ m/s\ \sqrt{\frac{kg}{m^3}}}{\sqrt{0,095\ kg/m^3}} = 4,54\ m/s$$

Las etapas teóricas observadas de acuerdo a la Figura 4.10 son de 7.5 etapas/m cuando se proyecta el factor 1,4 en la curva de presión de operación media, la HETP obtenida en la Figura 4.11 tiene un valor cercano a 140 mm y la caída de presión es de 0,45 mm Hg/m cuando se proyecta el Fs en la curva de relleno tipo BX en la Figura 4.12.

Para el factor 1,6 se tiene una velocidad de vapor de acuerdo con la Ecuación 4.36:

$$Velocidad\ del\ vapor = \frac{1,6\ m/s \sqrt{\frac{kg}{m^3}}}{\sqrt{0,095\ kg/m^3}} = 5,19\ m/s$$

En el factor 1,6 las etapas teóricas por metro son de 7,5 etapas/m, su HETP es de 150 mm y la caída de presión de 0,8 mm Hg/m cuando se proyecta al factor de empaque 1,6 sobre las curvas de las Figuras 4.10, 4.11 y 4.12.

5.8.3.5 Altura del relleno

La altura del relleno corresponde al producto entre el número de etapas de equilibrio y la altura de cada una de estas etapas.

El valor del número de etapas de equilibrio se obtuvo en la Sección 5.8.3.3 y se reemplaza en la Ecuación 5.8 para cada tipo de Fs:

$$Altura\ 1,2 = 9,2 \times 0,13m = 1,24\ m$$

$$Altura\ 1,4 = 9,2 \times 0,14\ m = 1,29\ m$$

$$Altura\ 1,6 = 9,2 \times 0,15\ m = 1,38\ m$$

En la Tabla 5.11 se observan los resultados de la altura del relleno, así como la altura de la columna que corresponde aproximadamente al doble de la cantidad de relleno (Koch Glitsch, 2019).

Tabla 5.11 Altura de la columna secundaria y de su respectivo relleno por cada factor de empaque

Factor de empaque $\left[\frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{kg}{m^2}} \right]$	Altura de relleno [m]	Altura de la columna [m]
1,20	1,26	2,40

Tabla 5.11 Altura de la columna secundaria y de su respectivo relleno por cada factor de empaque (continuación...)

1,40	1,29	2,50
1,60	1,38	2,80

La altura oscila entre 2 - 3 m, se hace el uso de la torre de 2 m de altura (Montoya, 2012).

La caída de presión ocurre desde el tope hasta el fondo de la columna, donde conforme al valor obtenido de en la Figura 4.12, a los 2 mm Hg se le va a adicionando cada 0,1 m dicho valor hasta que se completen los 2,00 m de altura de la torre como lo describe el siguiente cálculo:

$$\text{Caída de presión } F_s 1,2 = (2,00 \text{ mm Hg} + 0,3 \text{ mm Hg}) = 2,3 \text{ mm Hg}$$

Este proceso se repite para los tres tipos de relleno y en la Tabla 5.7, se observan los valores de caída de presión que se aplican para las dos columnas.

El diámetro de la columna se elige de acuerdo con la cantidad de energía utilizada para la destilación del etil oleato. Primero se calcula el área de la columna con los diámetros empleados en la destilación de relleno al vacío Koch- Glitsch (2019), luego el flujo de vapor de la mezcla y finalmente el calor empleado en la destilación.

De acuerdo con la Ecuación 4.39 para un factor de empaque 1.2 de diámetro 0,3 m se tiene un área de:

$$\text{Área de la columna} = \frac{(0,3 \text{ m})^2}{4} \times \pi = 0,071 \text{ m}^2$$

$$1,2 = \frac{G}{3600 \times \frac{0,095 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 0,071 \text{ m}^2} \times \sqrt{\frac{0,095 \text{ kg}}{\text{m}^3}}, \text{ entonces } G = 94,12 \text{ kg/h}$$

$$\text{Calor necesario} = 94,12 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 152,92 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 14\,392,83 \text{ kJ/h}$$

Con los cálculos realizados anteriormente y para cada tamaño de diámetro de la destilación con relleno se obtienen los valores de área de la columna, velocidad másica del gas y el flujo de calor necesario para el proceso reflejados en las Tablas 5.12, 5.13 y 5.14.

Tabla 5.12 Factor de empaque F_s 1,2 para columna de etil palmitato

Diámetro de columna [mm]	Diámetro de columna [m]	Área de columna [m ²]	Velocidad másica gas (G) [kg/h]	Flujo de calor (Q) [kJ/h]
300	0,30	0,07	94,12	14 392,73
250	0,25	0,05	65,36	9 994,95
200	0,20	0,03	41,83	6 396,77
150	0,15	0,02	23,53	3 598,18
100	0,10	0,01	10,46	1 599,19
90	0,09	0,01	8,47	1 295,35
70	0,07	0,00	5,12	783,60

Tabla 5.13 Factor de empaque F_s 1,4 para columna de etil oleato

Diámetro de columna [mm]	Diámetro de columna [m]	Área de columna [m ²]	Velocidad másica gas (G) [kg/h]	Flujo de calor (Q) [kJ/h]
300	0,30	0,07	109,81	16 791,52
250	0,25	0,05	76,25	11 660,78
200	0,20	0,03	48,80	7 462,90
150	0,15	0,02	27,45	4 197,88
100	0,10	0,01	12,20	1 865,72
90	0,09	0,01	9,88	1 511,24
70	0,07	0,00	5,98	914,21

Tabla 5.14 Factor de empaque Fs 1,6 para columna de etil oleato

Diámetro de columna [mm]	Diámetro de columna [m]	Área de columna [m²]	Velocidad másica gas (G) [kg/h]	Flujo de calor (Q) [kJ/h]
300	0,30	0,07	125,49	19 190,31
250	0,25	0,05	87,15	13 326,60
200	0,20	0,03	55,77	8 529,03
150	0,15	0,02	31,37	4 797,58
100	0,10	0,01	13,94	2 132,26
90	0,09	0,01	11,29	1 727,13
70	0,07	0,00	6,83	1 044,81

5.8.3.6 Espesor de la torre de destilación

El uso de pared delgada para el espesor de un equipo con presiones bajas, permite una mejor resistencia a los esfuerzos longitudinales y transversales ocasionados por las condiciones extremas de presión de acuerdo a lo descrito en la Sección 4.2.9. Al reemplazar la Ecuación 4.46 se tiene un espesor de:

$$g = \frac{0,07m}{t}$$

$$t = 0,0077m \text{ ó } 7,78 \text{ mm}$$

5.8.3.7 Diseño del condensador

Primero se calcula la temperatura media logarítmica mediante la Ecuación 4.41 tomando en cuenta que el producto no puede bajar de 32 °C (Sigma Aldrich, 2019), para que no solidifique.

$$\Delta T_{LM} = \frac{(75 - 65) ^\circ C}{\ln\left(\frac{75}{65}\right)} = 69,88 ^\circ C$$

De acuerdo a la Tabla 4.6 el coeficiente de transferencia global para sustancias con viscosidades mayores 1 cP es 40 BTU/ pie²°C h. En el siguiente cálculo se realizará el cambio de unidades del coeficiente de transferencia global al Sistema Internacional:

$$40 \frac{BTU}{hr \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ C} \times \frac{252,16 \text{ cal}}{1 \text{ BTU}} \times \frac{4,186 \text{ J}}{1 \text{ cal}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} \times \frac{1 \text{ pie}^2}{(0,3048)^2} \times \frac{1,8 \text{ } ^\circ F}{1 \text{ } ^\circ C} = 818,04 \frac{J}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C}$$

El área del condensador con el tiempo de destilación de 1 hora de acuerdo con la Ecuación 4.44 tomando el calor de la Tabla 5.13 para un diámetro de 0,07 m (7 cm) es:

$$A_{\text{condensador}} = \frac{914,21 \text{ kJ/h}}{\frac{818,04 \text{ kJ}}{h \text{ m}^2 \text{ } ^\circ C} \times 69,88 \text{ } ^\circ C}, \text{ entonces } A_{\text{condensador}} = 0,02 \text{ m}^2$$

5.8.4 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

En la Tabla 5.8 de la sección 4.5.1 se observan que los valores de velocidad para un fluido viscoso (aplica a las 6 líneas de tubería), está en los valores de 0,06 m/s a 0,15 m/s en la entrada de la bomba y de 0,15 m/s a 0,60 m/s para la salida. El valor de diámetro de las tuberías va a ser determinado a partir del modo de operación de las bombas de engranaje las cuales envían flujo constante. El valor del bajo caudal de la planta es de 0,0014 m³/min ó 0,06 m³/h debido a que la destilación de relleno al vacío necesita de estos valores para su funcionamiento.

La Ecuación 5.9 se utiliza para obtener el valor del área de la tubería. Se emplea la Tabla 4.7 para obtener el valor promedio de velocidad para un fluido viscoso.

$$Caudal = v \times A_{tubería} \quad [5.9]$$

Donde:

v: Velocidad del fluido a través de la tubería [m/s]

$A_{tubería}$: Área transversal de la tubería [m²]

$$0,06 \frac{m^3}{h} = 0,105 \frac{m}{s} \times \frac{3600s}{1h} \times A$$

$$A = 0,0002 m^2$$

Con el área de la tubería hallada anteriormente, se obtiene el valor del diámetro interno de acuerdo con la Ecuación 5.10 que describe el área transversal de la tubería.

$$A_{tubería} = \frac{D^2}{4} \pi \quad [5.10]$$

Donde:

D: Diámetro interno de la tubería [m]

$A_{tubería}$: Área de la tubería [m²]

Al reemplazar la Ecuación 5.10 se tiene:

$$0,0002 m^2 = \frac{D^2}{4} \pi, \text{ entonces } D = 0,02 m \text{ ó } 0,63 in$$

La tubería se aproxima a una tubería de 3/4 in ya que es el valor más cercano al obtenido. Se emplea la normativa ASTM 53 con cédula 40, para emplear la especificación estándar de los requisitos generales en aceros al carbono (Sangay, 2013). Con este valor se procede a calcular las pérdidas menores para observar que su caída de presión está dentro de un rango aceptable.

Se obtiene el valor de Reynolds a partir de la Ecuación 4.57 para el biodiésel, los datos de densidad y viscosidad se toman del Anexo I:

$$Re = \frac{872 \frac{kg}{m^3} \times 0,02 m \times 0,105 m/s}{0,04 \frac{kg}{m s}} = 45,78$$

Al emplear velocidades bajas, el sistema se encuentra en régimen laminar con un Reynolds menor a 2 000, es decir el factor de Fanning se calcula de acuerdo a la Ecuación 4.56:

$$f = \frac{16}{45,78} = 0,35$$

Es así que calculando la cabeza o pérdida de carga de la primera tubería con una longitud de 1,5 m con la Ecuación 4.60 se tiene que:

$$H = \frac{0,35 \times 1,5 m}{0,02 m} \times \frac{\left(\frac{0,105 m}{s}\right)^2}{2 \times \frac{9,81 m}{s^2}} = 0,015 m$$

$$0,015 m \times 9,81 \frac{m}{s} \times 872 \frac{kg}{m^3} = 128,31 Pa \text{ ó } 0,001 bar$$

A partir de la Ecuación 4.60 se determina el valor de las pérdidas menores, en la tubería previa al ingreso de las bombas habrá una válvula bola y en la tubería de

descarga de la bomba una válvula check. Los valores de las constantes de las válvulas se determinan con la Figura 4.15 de la Sección 4.6.1.

$$H_{Accesorios} = (1,75) \times \frac{\left(\frac{0,105 \text{ m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2}} = 0,0001 \text{ m}$$

$$0,0001 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 872 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 8,42 \text{ Pa} \text{ ó } 0,0001 \text{ bar}$$

Al sumar estos dos valores se tiene una caída de presión de 0,0011 bar, valor que se encuentra dentro de la pérdida de carga indicada en la Sección 4.5.2 para la succión de la bomba cuando hay transporte de bajos caudales, es decir que el valor de diámetro de 3/4 in es válido para la tubería de succión.

4.8.4.1 Descarga de la primera bomba

Con la Ecuación 5.9 se determina el valor del área transversal de la tubería de descarga.

El valor de la velocidad se toma de la Tabla 4.7 como promedio de los valores para salida de la bomba en fluidos viscosos, con esto se determina el área:

$$0,06 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 0,375 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times A$$

$$A = 0,0004 \text{ m}^2$$

Por lo tanto el diámetro interno de acuerdo a la Ecuación 5.10 es:

$$0,0004 \text{ m}^2 = \frac{D^2}{4} \pi$$

$$D = 0,022 \text{ m } \acute{o} \text{ } 0,9 \text{ in}$$

De acuerdo a los valores estándares de tubería, se utiliza para la descarga un diámetro de 1" cédula 40 que cumple debido a que la pérdida de presión es menor que la descrita la Sección 4.5.2

El valor de Reynolds para la descarga de acuerdo con la Ecuación 4.57 se reemplazan los valores de velocidad media para fluidos viscosos de la Tabla 4.7 y las propiedades de la sustancia del Anexo I.

$$Re = \frac{0,0254 \text{ m} \times \frac{0,375 \text{ m}}{\text{s}} \times 872 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{\frac{0,04 \text{ kg}}{\text{ms}}} = 207,65$$

Al estar en régimen laminar se determina el factor de Fanning con la Ecuación 4.56.

$$f = \frac{16}{207,65} = 0,08$$

Es así que la cabeza de pérdida para la tubería de descarga está dada por la Ecuación 4.55 para una longitud de 1,5 m, la velocidad se toma como promedio de los valores de la Tabla 4.7:

$$H = \frac{0,08 \times 1,5 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \times \frac{\left(\frac{0,375 \text{ m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2}} = 0,034 \text{ m}$$

$$0,034 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 872 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 290,84 \text{ Pa } \acute{o} \text{ } 0,003 \text{ bar}$$

Con la Ecuación 4.60 se determina el valor de pérdidas de accesorios que para la descarga se tendrán una válvula check cuyo valor de constante se obtiene de la Figura 4.15.

$$H_{Accesorios} = 2,75 \times \frac{\left(\frac{0,105 \text{ m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2}} = 0,0015 \text{ m}$$

$$0,0015 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 872 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 13,22 \text{ Pa} \text{ ó } 0,0001 \text{ bar}$$

Al sumar las pérdidas menores y las pérdidas mayores se tiene un valor de 0,00031 bar, que es un valor de pérdida de carga menor al descrito en la Sección 4.5.2, por lo que el diámetro de 1" es válido en la descarga de las bombas.

Al ser una planta con transporte de bajo caudal, todas las tuberías presentan régimen laminar. Los diámetros descritos anteriormente serán los mismos en las seis líneas de tubería, es decir 3/4" para la succión y 1" para la descarga porque el fluido a transportar no presenta mayor variación en sus propiedades de densidad y de viscosidad, además es necesario que el ingreso a las torres de destilación se hará con bajos caudales para que se produzca la destilación bajo los criterios de operación establecido por el fabricante de las columnas.

5.8.5 DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE LAS BOMBAS DE ENGRANAJES

El criterio principal de dimensionamiento de estas de bombas, es que el caudal que transportan, permanece constante durante su funcionamiento. Es decir el movimiento de los engranajes se produce de tal modo que permiten un caudal constante durante el paso del líquido a través de esta. Por otro lado, este tipo de bombas pueden presentar caídas de presión por lo que son fabricadas para mantener una caída de caudal entre el 7 y el 13 % del caudal nominal (Domínguez, 2013).

Al trabajar con un fluido oleoso, se considera como un máximo de pérdida de un 10 % (Domínguez, 2013).

La presión de descarga se calcula a partir de la Ecuación 4.61 los valores se toman de la Sección 5.8.4, la presión de succión hace referencia al valor de la presión hidrostática que hay dentro del reactor:

$$0,05 \text{ psi} = 0,64 \text{ psi} - P_{\text{descarga}}$$

$$P_{\text{descarga}} = 0,59 \text{ psi}$$

De acuerdo al bajo caudal que se debe transportar en la planta, se selecciona la bomba GPH1 que transporta caudales menores de 1,4 L/min ó 0,084 m³/h de la empresa MarzocchFPOMPE del catálogo del Anexo VI.

5.8.6 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS DE VACÍO

Primero se determina el volumen de las columnas cilíndricas, que en este caso al tener el mismo diámetro y la misma altura, poseen el mismo volumen, se les multiplica por un factor de 3 (Montoya, 2012). Este valor representa a las tuberías, bombas condensadores y demás equipos. Para hallar este valor se utiliza la Ecuación 4.64.

$$V = \frac{\pi \times (0,07)^2}{4} \times 2 \text{ m} = 0,0077 \text{ m}^3$$

$$0,0077 \text{ m}^3 \times 3 = 0,023 \text{ m}^3$$

Una vez que se obtiene el valor del volumen de la torre, se procede a determinar en la Figura 4.16 el valor del factor de *pump down* donde se emplea la presión más crítica es decir el de 2 mm Hg por tener el valor más bajo. El factor tiene valor de 6,8 (aproximadamente), se multiplica por el volumen de acuerdo a la Ecuación 4.63 para determinar el volumen de vacío que debe producir la columna.

$$V_v = 0,023 \text{ m}^3 \times 6,8 = 0,16 \text{ m}^3$$

Con este valor y la presión que debe tener la columna, se obtiene a través del catálogo de Vacuumbrand la bomba de modelo PC 3012 VARIO que permite un flujo de vacío de 14,3 m³/h a una presión mínima de 2 mbar del Anexo VI.

Adicional a esto, se calcula el valor de tiempo de vacío o el tiempo que le toma a la bomba generar el vacío total de la columna. Se utiliza la Ecuación 4.65 para determinar dicho valor:

$$t_{pd} = \frac{0,023 \text{ m}^3}{14,3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 0,0016 \text{ h ó } 6 \text{ s}$$

5.8.7 DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE CALENTAMIENTO Y ALMACENAMIENTO.

Para el calentamiento del biodiésel previo al ingreso de la torre de destilación primaria, se aplica el criterio de diseño estándar para un tanque de almacenamiento donde $D=L$ (API 650, 2013) y con la Ecuación 4.52 se halla el valor del diámetro a partir del volumen que ocupa el biodiésel producido, el valor de densidad se toma del Anexo I:

$$33,83 \text{ kg bio} \times \frac{\text{m}^3}{872 \text{ kg bio}} = 0,039 \text{ m}^3$$

$$0,039 \text{ m}^3 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times D, \text{ entonces } D = 0,37 \text{ m ó } 14,60 \text{ in}$$

Para un sobredimensionamiento del 20 % API 650 (2013) de la altura real del tanque sería de acuerdo con la Ecuación 4.53 es:

$$0,37 \text{ m} \times 0,2 = 0,07 \text{ m entonces } L = 0,37 \text{ m} + 0,07 \text{ m} = 0,44 \text{ m}$$

El fondo y el techo deben tener dos pulgadas más del valor del diámetro (Inglesa, 2015) es así que el tamaño de los mismos es la suma del diámetro obtenido anteriormente y las dos pulgadas.

$$Dt = 14,6 \text{ in} + 2,0 \text{ in} = 16,6 \text{ in ó } 0,42 \text{ m}$$

Con el calor necesario para la calefacción del biodiésel calculado en la Sección 5.2.2, el valor del coeficiente de transferencia global de la Tabla 4.6 y con la Ecuación 4.44 se determina el valor del área del serpentín:

$$A = \frac{9971,89 \text{ kJ/h}}{\frac{818,04 \text{ kJ}}{\text{h m}^\circ\text{C}} \times (191 - 60)} = 0,09 \text{ m}^2$$

5.8.7.1 Tanque de calentamiento previo a destilación secundaria, se asume densidad del mayor componente (etil oleato)

Con la Ecuación 4.51 se determina el valor del diámetro del tanque que al aplicar el criterio de D/L=1 descrito en la Sección 4.4.1.2 se obtiene la altura del tanque. La densidad del etil oleato es:

$$12,85 \text{ kg etil o} \times \frac{\text{m}^3}{870 \text{ kg}} = 0,015 \text{ m}^3$$

$$0,015 \text{ m}^3 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times D \text{ entonces } D = 0,26 \text{ m ó } 10,52 \text{ in}$$

Se determina el valor real de la altura aplicando el sobredimensionamiento de 20 % (API 650, 2013), con la Ecuación 4.51:

$$0,26 \text{ m} \times 0,2 = 0,05 \text{ m}$$

Este tanque tiene el criterio de dimensionamiento estándar, es decir la relación D/H=1 de la Sección 4.4.1.2. Con la Ecuación 4.53 se suma el sobredimensionamiento obtenido anteriormente, teniendo un valor de altura de:

$$L = 0,26 \text{ m} + 0,05 \text{ m} = 0,31 \text{ m}$$

A los diámetros de techo y fondo se le adiciona el valor de 2" (Inglesa, 2015) como se observa a continuación:

$$10,52 \text{ in} + 2 \text{ in} = 12,52 \text{ in} \text{ ó } 0,31 \text{ m}$$

El área del serpentín se calcula con la Ecuación 4.44 obteniendo el calor de calentamiento de la Sección 5.2.3 y el coeficiente de transferencia de calor global de la Tabla 4.6:

$$A = \frac{1\,596,26 \text{ kJ/h}}{\frac{818,04 \text{ kJ}}{\text{h m } ^\circ\text{C}} \times (224 - 185)} = 0,05 \text{ m}^2$$

5.8.7.2 Para el almacenamiento de etil palmitato:

Se determina el volumen de etil palmitato que se desea obtener con los datos obtenidos en la Sección 5.1 del balance de masa y con la densidad de 860 kg/m³ de Sigma Aldrich (2019).

$$15 \text{ kg etil P} \times \frac{\text{m}^3}{860 \text{ kg}} = 0,017 \text{ m}^3$$

$$0,017 \text{ m}^3 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times L, \text{ entonces } D = 0,28 \text{ m ó } 11,02 \text{ in}$$

Al criterio del tanque estándar de la Sección 4.4.2.1 de D/L=1 se le aplica el 20 % de sobredimensionamiento y luego se le suma el valor al diámetro para tener la longitud real del tanque aplicando la Ecuación 4.53.

$$0,28 \text{ m} \times 0,2 = 0,06 \text{ m}$$

Este sobredimensionamiento calculado se le suma al valor de la longitud estándar para obtener el valor real de la longitud.

$$L = 0,28 \text{ m} + 0,06 \text{ m} = 0,34 \text{ m}$$

Se suma al diámetro 2" que menciona Inglesa (2015), y se obtiene el valor del diámetro de la tapa plana.

$$11,02 \text{ in} + 2,00 \text{ in} = 13,02 \text{ in} \text{ ó } 0,33 \text{ m}$$

5.8.7.3 Para el almacenamiento de etil oleato

Se determina el valor del volumen producido a partir de los datos obtenidos en el balance de masa de la Sección 5.1 y con el valor de la densidad de Sigma Aldrich (2019).

$$12,85 \text{ kg etil O} \times \frac{m^3}{870 \text{ kg}} = 0,015 \text{ m}^3$$

Con la Ecuación 4.51 se determina el valor del diámetro del tanque, este tanque también fue diseñado como tanque estándar descrito en la Sección 4.4.1.2

$$0,015 \text{ m}^3 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times D, \text{ entonces } D = 0,27 \text{ m} \text{ ó } 10,63 \text{ in}$$

Al tanque estándar se le aplica el 20 % de sobredimensionamiento API 650 (2013), y luego se le suma el valor a la altura para tener la longitud real del tanque aplicando con la Ecuación 4.53.

$$0,27 \text{ m} \times 0,2 = 0,05 \text{ m}$$

Este sobredimensionamiento calculado se le suma al valor de la longitud estándar para obtener el valor real de la longitud.

$$L = 0,27 \text{ m} + 0,05 \text{ m} = 0,32 \text{ m}$$

Al sumar al diámetro las 2" que menciona Inglesa (2015), se obtiene el valor del diámetro de la tapa y del piso plano.

$$10,63 \text{ in} + 2,00 \text{ in} = 12,63 \text{ in} \text{ ó } 0,32 \text{ m}$$

5.8.7.4 Tanque de calefacción de agua para condensador de torre de destilación secundaria:

El tanque que contiene el agua utilizada para el condensador se diseña al igual que los anteriores tanques, con un criterio de sobredimensionamiento de 20 %.

Se utiliza el valor de 20 kg de agua para la condensación del etil oleato.

$$20 \text{ kg agua} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ kg}} = 0,02 \text{ m}^3$$

$$0,02 \text{ m}^3 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times D, \text{ entonces } D = 0,29 \text{ m} \text{ ó } 11,60 \text{ in}$$

Con la Ecuación 4.53 se determina el valor del sobredimensionamiento que va a ser aplicado a la longitud del tanque.

$$0,29 \text{ m} \times 0,2 = 0,06 \text{ m}$$

$$L = 0,29 \text{ m} + 0,06 \text{ m} = 0,35 \text{ m}$$

Se añaden a los diámetros del fondo y la tapa las 2" descritas por Inglesa (2015).

$$11,60 \text{ in} + 2,00 \text{ in} = 13,60 \text{ in} \text{ ó } 0,35 \text{ m}$$

5.9 SELECCIÓN DE EQUIPOS

A pesar de que las bombas y las torres se seleccionarán en catálogo, para éstas fue necesario realizar un dimensionamiento. En esta sección están los equipos que se seleccionarán directamente en catálogo. La evaporación por circulación forzada va a permitir que el alcohol que no reaccionó durante la transesterificación se recupere. Este proceso es semicontinuo, por lo que el uso de tanques de almacenamiento antes y después del proceso es indispensable. La selección de un evaporador de este tipo es con el fin de recuperar el alcohol sin dañar los componentes termosensibles del biodiésel. En la Tabla 5.20 se observa una imagen del evaporador utilizado. El criterio de selección se basa en la velocidad de la alimentación de la sustancia por evaporar.

Los controles automáticos serán utilizados en el control de temperatura de los tanques de calefacción para cerrar o abrir el suministro de vapor que ingresa a los serpentines de calentamiento a fin de mantener la temperatura de operación de los equipos. También se colocará una válvula de control en el flujo de ingreso de las torres para evitar el ingreso de alto caudal dentro de las torres y esto se evidencia en el P&ID.

Las válvulas que se colocarán en las líneas después de las bombas. Estas son seleccionadas también por catálogo donde el criterio de selección es el diámetro de la tubería para que coincida con el diámetro de las válvulas. Se utilizarán válvulas check que eviten el regreso del fluido para proteger la integridad de las bombas de engranajes, y válvulas de bola previo al ingreso de las bombas. Las pérdidas por este accesorio se calcularon en la Sección 5.8.4.

5.10 HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS PRINCIPALES.

En esta sección se observan las hojas de especificación que contienen las características principales, y el resumen del dimensionamiento de los equipos principales en el funcionamiento de la planta piloto para la producción de etil palmitato y etil oleato. Dentro de su contenido se describen los fabricantes seleccionados para este proyecto. En las Tablas 5.15, 5.16, 5.17, 5.18, 5.19 y 5.20 se observan las hojas de especificación de los equipos principales.

Tabla 5.15 Hoja de especificación para el reactor de transesterificación


HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°1			
Equipo: Reactor para transesterificación.			
Norma aplicada al diseño: Norma API 650		Material de diseño: Acero Inoxidable A 36M	
Nombre del fabricante: MyVMixing		Modelo: N/A	Número en planta: 1
Dimensiones del equipo:		Parámetros de diseño:	
Altura del tanque:	880 mm	Presión Interna:	0,72 atm
Diámetro del tanque:	680 mm	Presión externa:	0,72 atm
Volumen del tanque:	0,64 m ³	Eficiencia de Juntas:	0,70
Altura de la base:	1 500 mm	Estrés de tracción:	2 321 psi
Tipo de techo:	Cónico fijo con autosoporte	Temperatura máxima:	90 °C
Tipo de fondo:	Torriesférico con tubo de vidrio y válvula insertada	Temperatura de operación:	80 °C
Tipo de agitador:	Turbina	Velocidad de corrosión los primeros 10 años de funcionamiento:	4µm/año
Velocidad de Agitador:	500 rpm		
Diámetro del agitador:	100 mm		
Longitud de agitador:	100 mm		
Área de serpentín :	0,20 m ²		
Modo de operación: Discontinuo o batch.	Principio de funcionamiento: Se ingresa el aceite refinado de palma, el alcohol anhidro y el hidróxido de potasio, se permite el ingreso del vapor al serpentín de calentamiento del tanque y se enciende el agitador a una velocidad de 500 rpm, durante tres horas se controla mediante una electroválvula la cantidad de vapor que ingresa con el fin de mantener la mezcla del tanque a 80°C. Luego se sacan la glicerina y el biodiesel producido en la reacción.		

Tabla 5.16 Hoja de especificación para el tanque de calefacción de destilación primaria

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°2			
Equipo: Tanque de calentamiento previo a ingreso a torre de destilación de etil palmitato.			
Norma aplicada al diseño: Norma API 650		Material de diseño: Acero Inoxidable A 36M	
Nombre del fabricante: Koch Glitsch		Modelo: N/A	Número en planta: 3
Dimensiones del equipo:		Parámetros de diseño:	
Altura del tanque:	440 mm	Presión Interna:	0,72 atm
Diámetro del tanque:	370 mm	Presión externa:	0,72 atm
Volumen del tanque:	0,039 m ³	Eficiencia de Juntas:	0,85
Tipo de fondo:	Plano	Estrés de tracción:	2 321 psi
Tipo de Techo:	Plano fijo	Temperatura máxima:	260 °C
Tipo de soldadura:	EF-25A.	Temperatura de Almacenamiento:	Temperatura ambiente.
Área del serpentín:	0,09 m ²	Velocidad de corrosión los primeros 10 años de funcionamiento:	4 μm/año
			
Modo de operación: Discontinuo o batch.		Principio de funcionamiento: Se hace el ingreso del vapor al serpentín de calentamiento para elevar la temperatura del biodiesel hasta 191 °C. Al llegar al valor deseado, la bomba succiona el biodiesel y lo ingresa a la torre de destilación primaria.	

Tabla 5.17 Hoja de especificación para la destilación primaria

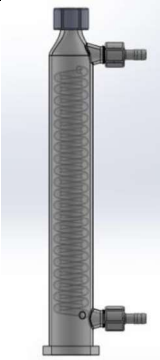
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°3			
Equipo: Torre de destilación de Etil Palmitato			
Norma aplicada al diseño: Código ASME VIII.		Material de diseño: Acero Inoxidable 306L	
Nombre del fabricante: Kotech Glitsch		Modelo: N/A	Número en planta: 4
Dimensiones del equipo:		Parámetros de diseño:	
Altura del tanque:	2 000 mm	Presión interna:	2- 10 mm Hg
Diámetro del tanque:	70 mm	Presión externa:	0,72 atm
Volumen del tanque:	7,7 L	Eficiencia de Juntas:	0,85
Tipo de techo:	Torriesférico fijo.	Esfuerzo de tracción:	530 – 680 N/mm ²
Tipo de fondo:	Torriesférico fijo.	Temperatura máxima:	300 °C
Tipo de relleno:	Metal gauze packing BX.	Temperatura de operación:	145-193 °C
Material del relleno:	EF-25A.	Velocidad de corrosión:	4 μm/año
Altura del relleno:	975 mm		
Tipo de reflujo:	Constante con variación de concentración.		
Eficiencia de destilación:	99 %		
Factor de empaque:	$1,4 \left[\frac{m}{s} \sqrt{\frac{Kg}{m^2}} \right]$		
Modo de operación: Discontinuo o batch.		Principio de funcionamiento: Se enciende la bomba de vacío y se espera unos segundos hasta que alcance una presión de 10 mm Hg, luego se hace el ingreso del biodiesel caliente. El ingreso de este biodiesel se hace en caudales bajos tomando un tiempo de destilación aproximado entre 30- 60 minutos, se produce un reflujo constante que permitirá la variación de la concentración del etil palmitato hasta alcanzar un 99 %.	

Tabla 5.18 Hoja de especificación para tanque de calefacción de destilación secundaria


HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°4			
Equipo: Tanque de calentamiento previo a torre de destilación de etil oleato.			
Norma aplicada al diseño: Norma API 650		Material de diseño: Acero Inoxidable A 36M	
Nombre del fabricante: MYV Mixing		Modelo: N/A	Número en planta: 5
Dimensiones del equipo:		Parámetros de diseño:	
Altura del tanque:	260 mm	Presión Interna:	0,72 atm
Diámetro del tanque:	310 mm	Presión externa:	0,72 atm
Volumen del tanque:	0,015 m ³	Eficiencia de Juntas:	0,70
Tipo de fondo:	Plano fijo	Esfuerzo de tracción:	2 321 psi
Tipo de Techo:	Plano	Temperatura máxima:	93 °C
Tipo de soldadura:	EF-25A	Temperatura de almacenamiento:	Temperatura ambiente
Área del serpentín:	0,05 m ²	Velocidad de corrosión:	4 μm/año
			
Modo de operación: Discontinuo o batch.		Principio de funcionamiento: Se hace el ingreso del vapor al serpentín de calentamiento para elevar la temperatura de los ésteres hasta 224 °C. Al llegar al valor deseado, la bomba succiona el biodiésel y lo ingresa a la torre de destilación secundaria en bajos caudales.	

Tabla 5.19 Hoja de especificación para la destilación secundaria

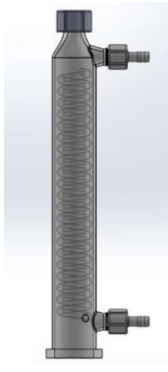

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°5			
Equipo: Torre de destilación de etil oleato.			
Norma aplicada al diseño: Código ASME VIII.		Material de diseño: Acero Inoxidable 306L	
Nombre del fabricante: Kotech Glitsch		Modelo: N/A	Número en planta: 6
Dimensiones del equipo:		Parámetros de diseño:	
Altura del tanque:	2 000 mm	Presión Interna:	2- 10 mm Hg
Diámetro del tanque:	70 mm	Presión externa:	0,72 atm
Volumen del tanque:	7,7 L	Eficiencia de Juntas:	0,85
Tipo de techo:	Torriesférico fijo	Esfuerzo de tracción:	530 – 680 N/mm ²
Tipo de fondo:	Torriesférico fijo	Temperatura máxima:	300 °C
Tipo de relleno:	Metal gauze packing BX	Temperatura de operación:	160-224 °C
Material del relleno:	EF-25A	Velocidad de corrosión	4 μm/año
Altura del relleno:	975 mm		
Tipo de reflujo:	Constante con variación de concentración.		
Eficiencia de destilación:	99 %		
Factor de empaque:	$1,4 \left[\frac{m}{s} \sqrt{\frac{Kg}{m^2}} \right]$		
Modo de operación: Discontinuo o batch.		Principio de funcionamiento: Se enciende la bomba de vacío y se espera unos segundos hasta que alcance una presión de 10 mm Hg, luego se hace el ingreso del biodiésel caliente a 224 °C. El ingreso de este biodiésel se hace en caudales bajos tomando un tiempo de destilación aproximado entre 30- 60 minutos.	

Tabla 5.20 Hoja de especificación para la evaporación

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°6			
Equipo: Evaporador de Circulación Forzada.			
Norma aplicada al diseño: Código ASME VIII.		Material de diseño: Acero Inoxidable 306L	
Nombre del fabricante: Huangshi Haik Machinery Equipment Co. LTD.		Modelo: Hk-0822	Número en planta: 2
Dimensiones del equipo:		Parámetros de diseño:	
Altura del Evaporador:	838 mm	Presión interna:	0,07 Mpa
Diámetro del Evaporador:	558 mm	Presión externa:	0,72 atm
Volumen del evaporador:	1 m ³	Eficiencia de Juntas:	0,85
Energía:	1 000 W	Esfuerzo de tracción:	530 – 680 N/mm ²
Grado de vacío:	0,05-0,08 Mpa	Temperatura máxima:	120 °C
Concentración de alcohol recuperado:	80-85 %	Temperatura de operación:	50-80 °C
Consumo de Gas:	520 kg/h	Velocidad de corrosión:	4 μm/año
			
Modo de operación: Semicontinuo.		Principio de funcionamiento: El líquido ingresa a altas velocidades con el fin de disminuir el tiempo de contacto. Este sube a través de las paredes de los tubos mientras el vapor calienta al líquido por el exterior de los tubos. El vapor que se forma es dirigido hacia la parte superior del equipo para que se condense y así recuperar el alcohol, mientras el biodiésel sale por el fondo.	

6. INVERSIÓN DEL PROYECTO

Este proyecto solo requiere la inversión de los equipos y materias primas debido a que es una planta de investigación de los derivados que se pueden obtener a partir del biodiésel. En la Tabla 6.1 se observan los precios aproximados de los equipos necesarios para que la planta funcione, estos son tomados de los proveedores que seleccionados para esta investigación.

Tabla 6.1 Precios de equipos utilizados en la planta piloto

Nombre del equipo	Precio por unidad [USD]	Cantidad	Precio total [USD]
Tanque con agitador (reactor) "MYV Mixing".	4 000,00	1	4 000,00
Evaporador "Zhang"	1 299,50	1	1 299,50
Tanques con serpentín "MYV Mixing".	1 000,00	2	2 000,00
Tanque de almacenamiento "MYV Mixing".	400,00	5	2 000,00
Torres de relleno al vacío "Kochth glitch".	20 500,00	2	41 000,00
Bomba generadora de vacío Marca "Vaccumbrand".	250,00	2	500,00
Bomba de engranajes para bajo flujo "MarzocHFOMPE"	500,00	6	3 000,00
TOTAL USD			53 799,50

En la Tabla 6.2 se presenta la inversión que se debe realizar para la producción de un lote de biodiésel de 40 L por día así como de las materias primas e insumos para la producción de etil palmitato y etil oleato.

Tabla 6.2 Materia prima necesaria para la producción de aproximadamente 40 L por lote de biodiesel

Nombre del producto	Precio por L o kg [USD]	Cantidad	Precio total [USD]
Aceite de palma "Danec"	1,00	50 L	50,00
Alcohol etílico anhidro "Sello Azul"	2,00	200 L	400,00
Hidróxido de potasio "Sigma Aldrich"	127,73	0,90 kg	114,96
TOTAL USD			564,96

En la Tabla 6.3 se observa la inversión que se requerirá para el funcionamiento de la planta, tomando en cuenta la energía que esta emplea en la producción de un lote, el costo del vapor es por hora de gasto de diésel con respecto al Anexo V, y el costo de la Energía eléctrica de 0,043 (USD/Kw-h) de acuerdo con la Regulación eléctrica de Ecuador (ARCONEL, 2019). Las bombas tienen un consumo de 2,46 Kw-h y el evaporador de 1 000 Kw-h. El costo aproximado del agua utilizada es 0,62 UDS por lote.

Tabla 6.3 Costo de funcionamiento de la planta

Proceso	Horas de operación [h]	Costo de energía por hora [USD]	Total costo por lote [USD]
Calentamiento en reacción.	3	0,26	0,78
Calentamiento previo a destilación primaria.	1	0,26	0,26
Calentamiento previo a destilación secundaria.	1	0,26	0,26
Calentamiento de agua para condensador.	1	0,26	0,26
Energía en evaporador	1	0,043	43,00
Bombas de engranaje	6	0,043	0,64
TOTAL USD			45,2

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Alejandro, T. (2019). *Estudio de la influencia del contenido de agua sobre la reacción de transesterificación de aceite crudo y aceite usado de cocina empleando etanol supercrítico*. Escuela Politécnica Nacional. Quito. Ecuador
2. ANCUPA. (2019). *Asociación Nacional de Cultivadores de Palma Africana*. Recuperado de: <http://www.ancupa.com/>. (Abril, 2019)
3. API STANDARD 650. (Febrero de 2012). *Welded Tanks for Oil Storage*. USA.
4. ASME. (2013). *Calificación estándar para procedimientos de soldadura, uniones fuertes y por fusión; Soldadores; Operadores de soldadura; BRazers; y por fusión*. ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Sección IX. New York, Estados Unidos.
5. ASME. (2013). *Rules for Construction of Pressure Vessels*. ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII. New York, Estados Unidos.
6. ASTM A36M. (2019). *Standard Specification for Carbon Structural Steel*. Recuperado de: <https://www.astm.org/DATABASE.CART/HISTORICAL/A36A36M-08-SP.htm> .doi: 10.1520/A0036_A0036M-19
7. ASTM 283M-03. (2013). *Standard Specification for low and Intermediate tensile Strength Carbon Steel*. Recuperado de: <https://www.astm.org/Standards/A283>. doi: 10.1520/A0283_A0283M-03
8. ASTM D1160-12. (2017). *Método estándar para la destilación de productos derivados del petróleo a presión reducida*. Recuperado de: <https://www.astm.org/DATABASE.CART/HISTORICAL/D1160-12-SP.htm>. (Abril, 2019)
9. Bravo, E. (2007). *Los impactos de la explotación petrolera en ecosistemas tropicales y la biodiversidad*. Acción Ecológica. Recuperado de:

https://www.inredh.org/archivos/documentos_ambiental/impactos_explotacion_petrolera_esp.pdf. (Abril, 2019).

10. Calvo. M. (2004). *Ácidos grasos*. Recuperado de: <http://milksci.unizar.es/bioquimica/temas/lipidos/acidosgrasos.html>. (Abril, 2019).
11. Carmi, J. (2009). *Agitación en la Industria*. Recuperado de <http://descom.jmc.utfsm.cl/jcarmi/procesos2/documentos/apuntes/procesosII%20%20pdf/04%20agitacion%20y%20disolucion.pdf>. (Mayo, 2019).
12. Carranza, R. (2001). *Pulsair mixer offers thorough mixing at high efficiency*. Recuperado de: <http://www.chemicalonline.com/doc/pulsair-mixer-offers-thorough-mixing-at-high-0001>. (Mayo, 2019).
13. Coker, A. K. (2001). *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design..* Houston. Texas: Gulf Publishing Company.
14. Comercio Exterior. (2017). *INFORME SOBRE EL SECTOR PALMICULTOR ECUATORIANO*. Ecuador. Quito.
15. Coronel. F., Lombard. L. (2016). Colección de Tablas, Gráficas y Ecuaciones de Transmisión de Calor. Universidad de Sevilla. Versión 3.6. Recuperado de: http://www.esi2.us.es/~jfc/Descargas/TC/Coleccion_tablas_graficas_TC.pdf. (Abril, 2019)
16. Danec. (2019). *Catálogo de Productos*. Recuperado de: <https://www.danec.com/produccion/>. (Marzo, 2019).
17. Díaz del castillo. M. (2018). *Recipientes a presión*. Universidad Nacional Autónoma de México. Cuautitlán Izcalli. México.
18. Didy. A. (2013). *Destilación discontinua*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/263989583/DESTILACION-DISCONTINUA>. (Febrero, 2019).
19. Dominguez. M. (2013). *Bomba Oleohidráulica*. Recuperado de: https://www.academia.edu/38328778/Curso_bomba_oleohidraulica_simb

- ologia_parametros_bomba_curvas_caracteristicas_clasificacion_engranes_volumen_desplazado. (Abril, 2019).
20. El Universo. (2018). *La Ecopaís contribuye a una mejor calidad del aire*. <https://www.eluniverso.com/noticias/2018/08/26/nota/6922979/ecopais-contribuye-mejor-calidad-aire>. (Abril, 2019).
 21. Food and Agriculture Organization. (2016). *Estadísticas de producción de Aceite de Palma*. Recuperado de: <http://www.fao.org/faostat/es/#home>. (Abril, 2019)
 22. Inglesa. (2015). "Diseño y Cálculo de Tanques de Almacenamiento. Recuperado de: <http://www.fnmt.es/documents/10179/10666378/Dise%C3%B1o+y+c%C3%A1lculo+de+tanques+de+almacenamiento.pdf/cf73a420-13f2-248f-034a-d413cb8a3924>. (Mayo, 2019).
 23. Jódar. C. (2015). *Dimensionamiento de Tanques de Acero con techo fijo según API 650*. Universidad de Sevilla. 19-22. Sevilla. España
 24. Koch-Glitsch. (2019). *Manuale "Gauze Structured Packing"*. Bulletin KGP-6. Koch-Glitsch, Inc. Texas. Estados Unidos
 25. Knothe, G. (2005) *Dependence of Biodiesel Fuel Properties on the Structure of Fatty Acid Alkyl Esters*. Fuel Processing Technology, 86, 1059-1070. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2004.11.002>
 26. Lakovlieva, A., Boichenko, S., Lejda, K., Vovk, O., & Shkilniuk, I. (2017). *Vacuum Distillation of Rapeseed Oil Esters for Production of Jet Fuel Bio-Additives*. *Procedia Engineering*, 187, 363–370. doi:10.1016/j.proeng.2017.04.387
 27. Lasso. G. (2018). *La palma aceitera en el Ecuador: Un cultivo social y sustentable*. Revista la línea digital. Quito. Ecuador
 28. Lincango Tite, D. L. y Vega Fiallos, K. A. (2019). *Evaluación de los factores de emisión durante el ciclo europeo NEDC en un MCIA de encendido por compresión utilizando mezclas de combustibles diésel Premium y*

Biodiesel, producidos por transesterificación básica y en condiciones supercríticas. Escuela Politécnica Nacional. Quito. Ecuador

29. McCabe. W., Smith. J., Harriot. P., (1991). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.* Mexico D.F. Mexico: 4^a Ed. McGraw-Hill
30. Martinez. M., Sanchez. J., Suarez. O. (2007). *Producción de ésteres etílicos a partir de aceite de palma RBD.* Universidad Nacional de Colombia. Investigación vol. 27. No 2. Bogotá. Colombia.
31. Martinez. S. (2014). *Diseño de procedimientos e instructivos para implementar buenas prácticas agrícolas en el cultivo de palma aceitera.* Universidad central de Ecuador. Quito. Ecuador.
32. Matricarde Falleiro, R. M., Akisawa Silva, L. Y., Meirelles, A. J. A., & Krähenbühl, M. A. (2012). *Vapor pressure data for fatty acids obtained using an adaptation of the DSC technique.* *Thermochimica Acta*, 547, 6–12. doi:10.1016/j.tca.2012.07.034
33. Ministerio del ambiente. (2018). "*Reverdecer al Ecuador es una tarea urgente dice el presidente Lenin Moreno*". <http://www.ambiente.gob.ec/reverdecer-al-ecuador-es-una-tarea-urgente-dice-el-presidente-lenin-moreno/>. (Abril, 2019).
34. Montoya, A. (2012). *Diseño de una Columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible.* Universidad Católica Valparaíso. 16-70. Valparaíso. Chile
35. Mujtaba. I. (2004). *Batch distillation desing ang operation series on chemical engineering* (pp.117-119). Editorial Imperial College Press. Singapore. Rep. Singapore.
36. Mott.R. (2006). *Mecánica de Fluidos* (pp.154-321). Universidad de Dayton. Mexico D.F. México: Pearson Educación.
37. Murillo. J. (2003). *Producción de biodiesel a partir de aceite de Palma.* Universidad Nacional de Colombia. Sede Manizales. Departamento de Ingeniería Química. Código 0397043. Manizales. Colombia.

38. Navas. S. (2013). *Control de Columnas de Destilación*. Recuperado de: <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Proyecto+completo.pdf>. (Agosto, 2019)
39. Ortolá. M., Fito. P., Castro. M. (2018). *Tipos de evaporadores en la industria Alimentaria*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Agronómica y del Medio Natural. Universidad Politécnica de Valencia. Valencia. España
39. Pantoja, D. (2018). *Caracterización de las propiedades fisicoquímicas de Biodiesel Extraído de Aceite Reciclado de Origen Vegetal*. Universidad San Francisco de Quito. Quito. Ecuador.
40. Pauly, J., Kouakou, A. C., Habrioux, M., & Le Mapihan, K. (2014). Heat capacity measurements of pure fatty acid methyl esters and biodiesels from 250 to 390 K. *Fuel*, 137, 21–27. doi:10.1016/j.fuel.2014.07.037
41. Perez. F. (2014). *Valores del coeficiente K para pérdidas de energía local*. Recuperado de: https://www.academia.edu/7510814/AP%C3%89NDICE_C_VALORES_DEL_COEFICIENTE_k_PARA_P%C3%89RDIDAS_DE_ENERG%C3%8DA_LOCAL. (Mayo, 2019)
42. Perry. R., Green. D. (2001). *Manual del Ingeniero Químico*. 7 Edición. Mexico D.F. México: McGraw-Hill.
43. Potter, Lesley. (2013). *La Industria Del Aceite De Palma En Ecuador: ¿un Buen Negocio Para Los Pequeños Agricultores?*. Eutopía, Revista De Desarrollo Económico Territorial, n.º2 (Noviembre). <https://doi.org/10.17141/eutopia.2.2010.1028>.
44. Registro Oficial Suplemento 309. (2018). Ley para fomento productivo, atracción inversiones, generación, empleo. Recuperado de: <https://www.comercioexterior.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2018/08/LEY-ORGA%CC%81NICA-PARA-EL-FOMENTO-PRODUCTIVO-ATRACCIO%CC%81N-DE-INVERSIONES.pdf>. (Abril, 2019)

45. Servicio público de Energía Eléctrica (2019). Recuperado de: <https://www.regulacionelectrica.gob.ec/estudio-de-costos-servicio-electrico/>. (Septiembre, 2019)
46. Ricaurte,L. (2016). *Diseño y simulación de un tanque mezclador de 10000 gal para la elaboración de aceites lubricantes*. Escuela Superior Politécnica del Litoral. Guayaquil. Ecuador.
47. Rojas. A. (2010). Análisis de los intercambiadores de calor. Recuperado de: http://biblioteca.uns.edu.pe/saladocentes/archivoz/curzoz/interc._2010_2.pdf.(Mayo, 2019)
48. Salas.F., Paulette.Z., Magdaleón.D. (2009). *INFLUENCIA DEL CARBONO EN LAS PROPIEDADES DEL ACERO PARA REFUERZO DE HORMIGÓN* (pp 60-69). Revista "Tecnología Química" Vol. XXIX. Santiago de Cuba. Cuba.
49. Sangay. G. (2013). *Normas para tuberías*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/document/183039164/Normas-Para-Tuberias>. (Septiembre, 2019).
50. SENA. (2018). *Importaciones año 2018*. Recuperado de: <https://www.aduana.gob.ec/importaciones/>. (Abril, 2019).
51. Senplades. (2017). Plan Nacional Buen Vivir 2013-2017. Quito.Ecuador.
52. Sigma Aldrich. (2018). *Catalog product aldrich*. Recuperado de: https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/w245115?lang=en®ion=EC&cm_sp=Insite-_-prodRecCold_xviews-_-prodRecCold5-1. (Febrero, 2019).
53. Sinnott, R., Towler. G. (2011). *Diseño en Ingeniería Química*. Quita Edición. Editorial Reverté. Barcelona. España
54. Smits, A. (2007). *Turbulence in Pipes: The Moody Diagram and Moore's Law*. San Diego, USA.
55. Unipalma S.A. (2018). *Características del aceite de palma*. Recuperado de: <https://www.unipalma.com>. (Abril, 2019).

56. Universidad Tecnológica Nacional. (2004). Tablas de vapor de Agua. Facultad Regional Rosario. Departamento de Ing. Química. Recuperado de:
https://www.frro.utn.edu.ar/repositorio/catedras/quimica/3_anio/integracion3/Tablas_de_vapor_de_agua.pdf. (Agosto, 2019)
57. Uribe. A., Rivera. R., Aguilera. A., Murrieta. E., (2012). *Agitación y Mezclado*. Revista Enlace Químico. Vol 4 No.1. Universidad de Guanajuato. México.
58. Vacuubrand. (2010). *Catalog Technology for vacuum systems*. Vacuubrand pag 50. Recuperado de: www.vacuubrand.com.(Mayo,2019).
59. Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Newton, MA: Butterworth-HeinemannZang. C. (2019). Huangshi haikemachinery equipment.co. Recuperado de:
https://hshkx.en.alibaba.com/?spm=a2700.md_es_ES.cordpanyb.1.209073e3HfXRaM. (Mayo, 2019).

8. ANEXOS

ANEXO I

DATOS UTILIZADOS PARA LOS CÁLCULOS

Al no existir registros de las densidades a diferentes temperaturas se trabaja con un valor promedio encontrado en la bibliografía como se observa en la Tabla A.I.1

Tabla A.I.1 Propiedades físicas del aceite de palma, biodiésel y agua.

Aceite de palma	Biodiésel de aceite de palma	Agua	Referencia bibliográfica
Densidad: 898 kg/m ³ entre 25 y 80 °C	Densidad: 872 kg/m ³ a 15,56 °C	Densidad: 1 000 kg/m ³ a 25 °C	Unipalma, (2018)/Knothe (2005)/ Perry, (2001).
Viscosidad: 13,6 cP a 70 °C	Viscosidad: 4,55 mm ² /s de 40 °C	Viscosidad: 1 cP a 25 °C	Unipalma, (2018)/Murillo (2003)/ Perry, (2001).
Calor específico: 2 428 J/kg °C a 25 °C	Calor específico: 2 000 J/kg °C	Calor específico: 4,186 kJ/ °C kg a 25 °C	Unipalma, (2018)/Knothe (2005)/ Perry, (2001).

De acuerdo al estudio realizado por Pauly, Kouakou, Habrioux, Le Mapihan (2014), se tiene una aproximación de la capacidad calórica de los ésteres a una temperatura media de 177 °C. En la Tabla A.I.2 se observan las capacidades calóricas de los ésteres obtenidos en este proyecto.

Tabla A.I.2 Capacidad calórica de etil ésteres

Etil éster	Capacidad calórica [J/mol K]
Etil palmitato	623,55
Etil oleato	689,60

En la Tabla A.I.3 se observan los datos del calor del vapor saturado a 150 °C del Laboratorio de Operaciones Unitarias.

Tabla A.I.3 Calor de vapor saturado de etil palmitato a 150 °C

Temperatura del vapor 150 °C	Calor del vapor saturado [kcal/kg]
Etil Palmitato	505,3

(Universidad tecnológica Nacional Rosario, 2004, pg.3)

ANEXO II

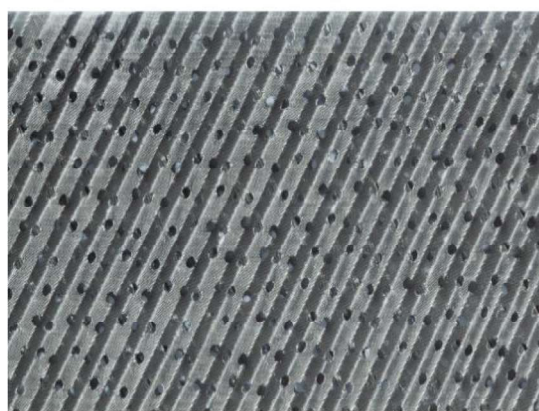
CATÁLOGO KOCH GLITSCH DEL RELLENO UTILIZADO EN LA TORRE

En la Figura A.II.1 se observa el tipo de relleno utilizado para la destilación del etil palmitato y etil oleato.

Wire Gauze Structured Packing

Unsurpassed high efficiency and low pressure drop characteristics.

Koch-Glitsch wire gauze packing is the preferred packing in distillation service for deep vacuum and low liquid rate applications. The characteristic of lowest pressure drop per theoretical stage makes wire gauze packing the preferred device for processing specialty chemicals, pharmaceuticals and temperature-sensitive materials.



AX wire gauze packing.

Wire gauze packing is generally used in small to medium diameter columns to achieve the maximum number of theoretical stages in the minimum column height. Because of the capillary effect, the wire gauze material provides an extremely wettable surface resulting in excellent mass transfer efficiency particularly at very low liquid rates.

The new high-performance AX wire gauze structured packing provides improved performance over the original BX wire gauze packing. With lower pressure drop and similar efficiency, AX wire gauze packing minimizes pressure drop per theoretical stage. This is especially important where a large number of theoretical stages are required in deep vacuum service.

Wire gauze packing is also available in BX, CY, DX and EX sizes.

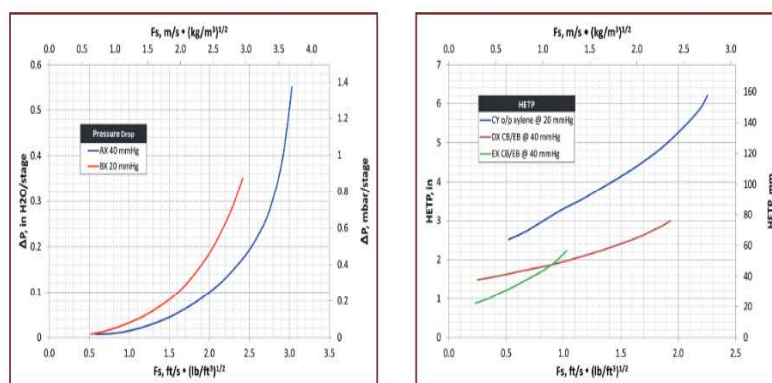


Figura A.II.1 Información y curvas referentes al relleno utilizado en las destilaciones de los etil ésteres
(Koch- Glitsch, 2019)

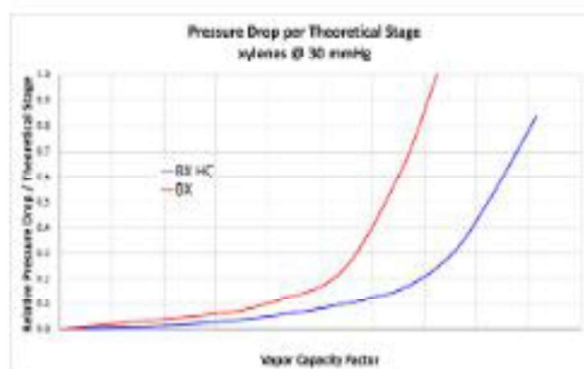
BX HC[®] wire gauze packing

Lower Pressure Drop per Theoretical Stage

With high capacity modifications similar to those of FLEXIPAC[®] HC[®] structured packing, the new high-performance BX HC[®] wire gauze packing provides improved performance compared to the original BX wire gauze packing. With lower pressure drop and similar efficiency, the BX HC[®] wire gauze packing minimizes pressure drop per theoretical stage. This is especially important where many theoretical stages are required in deep vacuum service. This packing can operate at very low liquid loads and has low liquid hold-up.

Typical Applications

- Medium to very high vacuum distillation
- Lower liquid loading systems
- Specialty chemicals
- Temperature sensitive materials
- Laboratory & pilot columns
- Fine chemicals
- Amines/diamines – TDI
- Plastic monomers – MDI/caprolactam
- Glycols
- Organic intermediates
- Flavors & fragrances
- Pharmaceuticals/vitamins
- Fatty acids/alcohols



Please contact us for further information.

Koch-Glitsch

United States | Tel : 316-828-5110

Canada | Tel : 905-852-3381

Italy | Tel : +39-039-638-6010

Singapore | Tel : +65-6831-6500

www.kochglitsch.com

Scan this with your smart device to visit
www.kochglitsch.com



KOCH-GLITSCH

YOU CAN RELY ON US.

For related trademark information, visit www.kochglitsch.com/trademarks.
© 2018 Koch-Glitsch, LP. All rights reserved.

Figura A.II.2 Información y curvas referentes al relleno utilizado en las destilaciones de los etil ésteres (Koch- Glitsch, 2019)

ANEXO III

TIPOS DE SOLDADURA Y SU RESPECTIVA EFICIENCIA

En la Figura A.III.1 se observan los tipos de juntas para las diferentes soldaduras utilizadas en la construcción de los tanques y las columnas de destilación.




TIPOS DE JUNTAS SOLDADAS				
TIPOS NORMA UW-12	EFICIENCIA DE LA JUNTA, E	Cuando la junta es:		
		a. Radiografiada totalmente	b. Examinada por zonas	c. No Examinada
1 		1.00	0.85	0.70
2 		0.90	0.80	0.65
3 		—	—	0.60
4 		—	—	0.55
5 		—	—	0.50
6 		—	—	0.45

Figura A.III.1 Descripción y valor de juntas utilizadas en soldadura de tanques
(Ricaurte, 2016, pg 102)

ANEXO IV

CATÁLOGO DE BOMBAS DE ENGRANAJES

A continuación en la Figura A.IV.1 se observa el catálogo utilizado para la selección de bombas de engranaje.

GHP1								
GHP1	TIPO TYPE	ROTACIÓN ROTATION	TAMAÑO SIZE	EJE* SHAFT*	TOMAS* PORTS*	JUNTAS* SEALS*	OPCIONES* OPTIONS*	DRENAJE* DRAIN*
	omit	D DIRECHA CLOCKWISE	2					
	A	S IZQUIERDA COUNTER CLOCKWISE	3				omit (T range = -10°C + 80°C)	
	AQ	R** REVERSIBLE REVERSIBL	4				V	
	A2		5				H	
			6					
			7					
			9					
			11					
			13					
			16					
			20					
							EO = drenaje interno/internal drain	
							E1 = drenaje externo/external drain G1/4	
							*** E2 = drenaje externo/external drain 9/16-18 UNF	
							(*) = campo a especificar si es diferente del standard "tipo bomba" / to be specified if different from standard pump type	
							(**) = la rotación reversible está disponible para todos los tamaños indicados / rotation is available for all listed displacements	
							(***) = la toma de drenaje "M" está mecanizada según la norma SAE J1926/1 (ISO 11926/1) relativa a tomas roscadas con junta O-ring. Profundidad útil 12,7 mm. / "M" drain port is machined in compliance with threaded port with O-ring seal in truncated housing SAE J1926/1 (ISO 11926-1). Thread depth 12,7 mm.	
<p>omit = brida europea + eje T0 + tomas E + juntas standard / european flange + shaft T0 + ports E + standard seals</p> <p>A = brida A + eje C1 + tomas FA + juntas standard / flange A + shaft C1 + ports FA + standard seals</p> <p>AQ = brida AQ + eje C2 + tomas FA + juntas standard / flange AQ + shaft C2 + ports FA + standard seals</p> <p>A2 = brida A2 + eje C3 + tomas FA + juntas standard / flange A + shaft C3 + ports FA + standard seals</p>								
<p>GHP1-D-2 = bomba rotación derecha, 1.4 cc./rev, brida europea, eje cónico 1:8, tomas para bridas tipo E, juntas standard clockwise rotation, 1.4 cc./rev, european flange, 1:8 tapered shaft, flanged ports E type, standard seals</p> <p>GHP1-D-2-3 = bomba rotación derecha, 1.4 cc./rev, brida europea, eje cónico 1:8, tomas GAS (GAS), juntas para alta temperatura (HT) clockwise rotation, 1.4 cc./rev, european flange, 1:8 tapered shaft, threaded ports (GAS), high temperature seals (HT)</p> <p>GHP1A-D-2-3 = bomba rotación derecha, 1.4 cc./rev, brida SAE A-A 2 agujeros, eje estriado 9T (9T), tomas roscadas (FA), juntas standard clockwise rotation, 1.4 cc./rev, SAE A-A 2 bolt flange, splined shaft 9T (9T), threaded ports (FA), standard seals</p>								

Figura A.IV.1 Catálogo para selección de bombas de engranaje (Marzocchipompe, 2019)

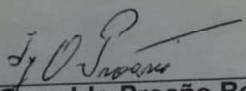
ANEXO V

DATOS DEL CALDERO PRODUCTOR DE VAPOR PARA LA PLANTA

En la Figura A.V.1 se observan los datos referentes al funcionamiento del caldero del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Escuela Politécnica Nacional.

**INFORME TÉCNICO DEL CALDERO QUE SE ENCUENTRA EN EL
DEPARTAMENTO DE PROCESOS INDUSTRIALES QUÍMICOS**

Procedencia:	El caldero fue entregado por la MECÁNICA INDUSTRIAL MAYORGA en el mes de Octubre del 2001	
Características:	Tipo:	Caldero vertical de tubos de fuego
	Capacidad máxima:	20 BHP
	Presión máxima:	120 psig
	Área de calentamiento:	10.8 m ²
	Tipo de tubos (de fuego):	2" de diámetro y 2 metros de longitud
	Número de tubos (de fuego):	31 tubos
	Combustible:	diesel
	Consumo máximo de diesel:	6 gal/hora
	Aislamiento:	lana de vidrio
Accesorios:	Quemador de combustible Medidor y controlador de temperatura Medidor y controlador de presión Chimenea	
Funcionamiento:	El caldero ha sido instalado y probado, encontrándose en buenas condiciones de funcionamiento.	



Ing. Oswaldo Proaño Borja
Jefe del Departamento de Procesos Industriales Químicos

Figura A.V.1 Datos de funcionamiento del caldero del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Escuela Politécnica Nacional EPN

ANEXO VI

CATÁLOGO DE VACUUBRAND PARA BOMBAS DE VACÍO

En la Figura A.VI.1 se observan las características que ofrece el catálogo de las bombas utilizadas para generar vacío en las columnas de destilación.


Datos técnicos		 Convertidor de unidades
Datos técnicos	Unidad	PC 3012 NT VARIO
Controlador de vacío		CVC 3000
Número de cilindros / etapas		8 / 3
Máx. Capacidad de aspiración	m ³ /h	14.3
Máx. Capacidad de aspiración	cfm	8.4
Vacío final (abs.)	mbar/torr	1.5 / 1.1
Vacío final (abs.) con gas ballast	mbar/torr	3 / 2.2
Rango de temperatura ambiente (en funcionamiento)	°C	10 - 40
Rango de temperatura ambiente zona almacenaje	°C	-10 - 60
Máx. Contrapresión (abs.)	bar	1.1
Conexión lado de aspiración		Brida KF DN 25 / oliva DN 15 mm
Conexión lado de presión		Oliva DN 8-10 mm
Conexión agua de refrigeración		2 x oliva DN 6-8 mm
Capacidad del motor	kW	0.53
Rango velocidad motor	min-1	30 - 2400
Tipo de protección		IP 40
Dimensiones (Longitud x Ancho x Altura)	mm	616 x 387 x 420

Figura A.VI.1 Catálogo Vacuubrand para bombas de vacío de torres de destilación (Vacuubrand, 2019)