

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**ESCALAMIENTO DE UNA PLANTA PARA PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A
PARTIR DE ACEITE CRUDO DE PALMA**

PROYECTO DE GRADUACIÓN SOMETIDO A CONSIDERACIÓN DE LA ESCUELA
DE INGENIERÍA QUÍMICA COMO REQUISITO FINAL PARA OPTAR POR EL
GRADO DE LICENCIATURA EN INGENIERÍA QUÍMICA

MARÍA FERNANDA CÉSPEDES ALFARO

CUIDAD UNIVERSITARIA RODRIGO FACIO

SAN JOSÉ, COSTA RICA, 2016

Proyecto de graduación sometido a consideración de la Escuela de Ingeniería Química
como requisito final para optar por el grado de Licenciatura en Ingeniería Química

Sustentante:

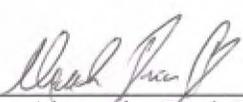
María Fernanda Céspedes Alfaro

COMITÉ ASESOR

Aprobado por:


Ing. Rodolfo Wattson Gómez M.Sc
Profesor Instructor
Escuela de Ingeniería Química

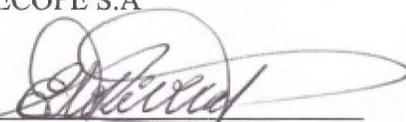
Presidente del Tribunal


Ing. Alexander Davis Barquero
Ingeniero Químico
Escuela de Ingeniería Química

Director del Proyecto


Ing. Paola Orozco Balletero
Ingeniera Química
RECOPE S.A

Lectora del proyecto


Dr. Eduardo Rivera Porras Ph.D
Profesor Instructor
Escuela de Ingeniería Química

Lector del Proyecto


Dr. Benito A Stradi Granados. Ph.D
Catedrático
Escuela de Ingeniería Química

Miembro Invitado

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio
2016

**“Sueña en grande y lucha por tus sueños,
Aparta de ti tus miedos. Nada es más fuerte que tu voluntad,
tu tesón y tu gran aliado... Dios”**

DEDICATORIA

A mi Padre Dios

Para mis padres Ivannia y Mario

Mi hermano Roy

Mis abuelos y familia completa

A Fran

Todos ellos me mantuvieron de pie siempre y fueron mi gran motivación en todos y cada uno de los días de mi vida.

Mi triunfo se empezó a cosechar desde los primeros minutos de vida en el vientre de mi madre, porque fue allí en donde mi primera maestra me llenó de buenos valores y me convirtió en quien soy hoy.

AGRADECIMIENTOS

Le agradezco a Dios de primero porque fue él quien me creó y estuvo siempre incondicionalmente en todos y cada uno de los momentos de mi vida, escuchó mis oraciones cuando las dije, me dio fuerzas y me mantuvo siempre concentrada en el camino correcto para llegar a ser quien soy ahora.

Le agradezco a mi madre Ivannia que fue mi primera maestra, la que me enseñó a ser una persona responsable, puntual y comprometida, pero sobre todo por su apoyo incondicional en todos los momentos y su gran amor, te amo.

A mi padre Mario por darme la oportunidad de estudiar, salir adelante y su gran amor. A mi hermano por todo el apoyo y a toda mi familia porque siempre fue mi gran motivación para nunca desfallecer en el momento a pesar de las adversidades.

A mi compañero de carrera, de clase y de vida, que siempre me escuchaba y ayudaba ante cualquier dificultad. Mutuamente nos ayudamos a lo largo de esta gran travesía que juntos comenzamos llamada Universidad, y sobre todo nunca dejamos que el cansancio y las dificultades fueran más grandes que nuestros propios sueños, a ti Fran.

Al Ing. Alexander Davis, la Ing. Paola Orozco, Dr. Eduardo Rivera y Dr. Benito Stradi

A mis compañeros que demostraron estar conmigo en todo momento y brindarme su apoyo siempre, y también a todos aquellos que pasaron conmigo tantas tardes y días completos estudiando, juntos nos apoyamos y llegamos lejos.

En fin gracias a todos porque de alguna u otra manera aportaron un granito de arena para construir este proyecto y así culminar mis estudios, que inicié desde pequeña con el objetivo de superarme y así brindar un mejor futuro a mis seres queridos y a mí.

RESUMEN

El objetivo principal de este proyecto es el escalamiento de una planta de biodiesel en operación ubicada en el plantel del Alto de Ochomogo de la Refinadora Costarricense de Petróleo (Recope), la cual produce 35 L por lote, a una que produzca 1000 L de biodiesel por lote.

Primeramente se muestra una investigación y estudio técnico detallado sobre las operaciones unitarias a caracterizar en el proceso existente, sus características de proceso y condiciones correctas de operación así como información acerca de los componentes principales de las plantas de biodiesel a nivel internacional, realizando una comparación con la planta actual y determinar la mejora en las unidades ya existentes.

Esta primera fase del proyecto se denomina “Evaluación Técnica de la Planta Actual” en donde además se elaboran corridas experimentales que permiten conocer el funcionamiento y rendimiento actual del biodiesel producido, para que, a partir de allí se recomienden las mejoras respectivas.

La siguiente fase se refiere al “Escalamiento y Diseño de Ingeniería Básica de los Equipos de la Planta Propuesta”, en donde se inicia con el análisis del reactor de transesterificación mediante catálisis básica y luego la incorporación del tanque de metóxido, posteriormente las unidades de separación, pre-tratamiento, almacenamiento y recuperación de metanol. Para todas las unidades anteriores se dimensionan todos los equipos y se realizan los diagramas de cada uno.

Luego del proceso de escalamiento se elabora el diagrama de flujo y proceso (DFP) y una distribución de la planta en tres dimensiones, en donde se logra la distribución de todos los equipos en un espacio físico.

Como fase final se presenta la “Definición de estructura de costos” la cual se realiza con el total de operaciones unitarias escaladas, mediante ofertas técnicas de construcción, instalación y puesta en marcha a nivel nacional como internacional de proveedores y fabricantes de equipos de proceso. En donde se concluye en una propuesta de la nueva planta de procesamiento, con un intervalo de inversión inicial por equipos, infraestructura e instalación entre **\$ 421 000 y \$575 000 con proveedores contratados y construidos a lo interno.**

Adicionalmente se propone un aprovechamiento de la glicerina cruda que se obtiene como sub-producto del proceso.

Se recomienda continuar con la investigación de este trabajo, elaborando un estudio de mercado, ambiental y social de la zona a partir del escalamiento y dimensionamiento de los equipos, o estudio de costo-beneficio y problemas ambientales que se pueden analizar a partir de este proyecto.

ÍNDICE GENERAL

| | |
|--|-----|
| COMITÉ ASESOR | i |
| DEDICATORIA..... | iii |
| AGRADECIMIENTOS..... | iv |
| RESUMEN..... | v |
| ÍNDICE GENERAL..... | vi |
| ÍNDICE DE CUADROS | xii |
| ÍNDICE DE FIGURAS | xvi |
| 1. INTRODUCCIÓN..... | 1 |
| 1.1 Alcances del proyecto | 4 |
| 2. PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE BIODIESEL | 5 |
| 2.1 Biodiesel en el mundo..... | 5 |
| 2.2 Materias primas para elaboración del biodiesel..... | 6 |
| 2.2.1 Aceite de palma | 7 |
| 2.3 Reactivos en el proceso de elaboración del biodiesel..... | 8 |
| 2.3.1 Alcohol..... | 9 |
| 2.3.2 Catalizador | 9 |
| 2.4 Pre-tratamiento del aceite | 9 |
| 2.4.1 Refinado..... | 10 |
| 2.5 Acidez y Humedad..... | 10 |
| 2.6 Variables que afectan el procesamiento del biodiesel | 11 |
| 2.6.1 Relación molar de metanol: aceite..... | 11 |
| 2.6.2 Efecto del tiempo y agitación | 11 |

| | |
|---|----|
| 2.6.3 Efecto de pH y temperatura | 12 |
| 2.7 Reacción de transesterificación..... | 13 |
| 2.7.1 Reacciones secundarias..... | 14 |
| 2.8 Procesos de producción de biodiesel | 14 |
| 2.8.1 Tipo Por lotes (discontinuo) | 14 |
| 2.9 Purificación del biodiesel..... | 15 |
| 2.10 Recuperación del metanol..... | 16 |
| 2.11. Apariencia del biodiesel y vida útil | 17 |
| 2.12 Usos e Importancia del biodiesel | 18 |
| 2.13. Normas y reglamentos que rigen la producción y venta de biodiesel en Costa Rica..... | 19 |
| 3. EVALUACIÓN TÉCNICA DE PLANTA PILOTO DE BIODIESEL EXISTENTE | 21 |
| 3.1 Equipos que conforman la planta actual | 21 |
| 3.2 Accesorios de la planta | 24 |
| 3.3 Operación de la planta | 25 |
| 3.4. Procedimiento en la planta..... | 26 |
| 4. UNIDADES DE LAS PLANTAS DE BIODIESEL..... | 28 |
| 4.1 Almacenamiento de materias primas, productos y subproductos..... | 29 |
| 4.1.2 Unidad de pre-tratamiento del aceite crudo (esterificación ácida) | 29 |
| 4.1.3 Reacción..... | 29 |
| 4.1.4 Sistema de calentamiento interno por medio de serpentines | 30 |
| 4.1.5 Separación..... | 32 |
| 4.1.6 Purificación..... | 32 |

| | |
|--|----|
| 4.1.8 Comparación de componentes entre planta actual y otras plantas consultadas | 33 |
| 5. GENERALIDADES DEL ESCALAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE PLANTAS DE BIODIESEL..... | 37 |
| 5.1 Escalamiento | 37 |
| 5.1.1 Similitud Geométrica..... | 38 |
| 5.2 Proporciones típicas en tanques con agitación | 39 |
| 5.3 Distribución de planta..... | 40 |
| 6. CORRIDAS EXPERIMENTALES | 43 |
| 6.1 Corridas experimentales | 43 |
| 7. ESCALAMIENTO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS | 46 |
| 7.1. Balances de masa globales..... | 46 |
| 7.2. Escalamiento del reactor de transesterificación..... | 48 |
| 7.3. Balances de energía en el reactor de transesterificación..... | 52 |
| 7.4 Reactor de metóxido | 54 |
| 7.5 Tanque de almacenamiento y calentamiento del aceite..... | 55 |
| 7.6. Unidad de separación: Decantadores | 57 |
| 7.7. Unidad de purificación: Columnas de intercambio iónico | 59 |
| 7.8 Unidades de almacenamiento | 61 |
| 7.9. Unidad de pre-tratamiento del aceite | 62 |
| 7.9.1. Desgomado | 63 |
| 7.10. Sistema de recuperación de metanol..... | 65 |
| 7.11. Tuberías, accesorios y bombas | 66 |
| 7.11.1. Tubería para trasiego de vapor..... | 66 |

| | |
|---|-----|
| 7.11.2. Bombas de la planta..... | 68 |
| 8. DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA | 70 |
| 8.1. Diagrama de Flujo y Proceso..... | 70 |
| 8.2. Distribución de la planta..... | 72 |
| 9. ESTIMACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN..... | 79 |
| 9.1. Estimación de Tanques | 79 |
| 9.2 Unidad de pre-tratamiento | 82 |
| 9.3 Unidad de almacenamiento de metanol | 84 |
| 9.4 Unidad de producción y separación de biodiesel..... | 85 |
| 9.5. Unidad de purificación de biodiesel | 86 |
| 9.6. Unidad de recuperación de metanol..... | 87 |
| 9.7. Tubería de vapor | 88 |
| 9.8. Inversión total | 90 |
| 10. APROVECHAMIENTO DE LA GLICERINA CRUDA..... | 93 |
| 10.1. Uso de la glicerina como aditivo para combustible..... | 94 |
| 10.2. Aditivos para procesos de digestión anaeróbica en la producción de biogás..... | 95 |
| 10.3. Para la producción de espuma de poliuretano | 96 |
| 10.4. Como agente curador en el concreto..... | 97 |
| 11. CONCLUSIONES Y RECOMEDACIONES..... | 98 |
| 11.1. Conclusiones..... | 98 |
| 11.2. Recomendaciones | 99 |
| 12. BIBLIOGRAFÍA..... | 100 |

| | |
|--|-----|
| 13. NOMENCLATURA | 109 |
| APÉNDICES..... | 112 |
| A. Cuadro de datos..... | 113 |
| B. Resultados intermedios | 116 |
| C. Muestra de cálculo | 123 |
| C.1 Cálculo del Número de Reynolds | 123 |
| C.2. Cálculo de la potencia de del fluido..... | 123 |
| C.3. Cálculo de la potencia del motor..... | 124 |
| C.4. Cálculo de energía para aumentar de temperatura de mezcla | 124 |
| C.5. Cálculo de flujo de vapor para el serpentín de reactor de transesterificación | 125 |
| C.6. Cálculo del coeficiente de película para cálculo del serpentín del reactor de transesterificación. | 125 |
| C.7. Cálculo del coeficiente limpio total de transferencia calor | 126 |
| C.8. Cálculo del coeficiente sucio total de transferencia calor | 126 |
| C.9. Cálculo del área total de transferencia calor | 127 |
| C.10. Cálculo del número de vueltas del serpentín..... | 127 |
| C.11. Cálculo del espesor del aislante del reactor de transesterificación escalado..... | 128 |
| C.12. Cálculo del flujo de biodiesel a través de la columna..... | 129 |
| C.13. Cálculo del tiempo de purificación del biodiesel..... | 129 |
| C.14. Cálculo de velocidad de trasiego del fluido | 130 |
| C.15. Cálculo del número de Reynolds del fluido..... | 130 |
| C.16. Cálculo del factor de fricción en la tubería | 131 |

| | |
|--|-----|
| C.17. Cálculo de pérdidas de carga en la tubería..... | 131 |
| C.18. Cálculo de carga de trabajo en la bomba | 132 |
| C.19. Cálculo de potencia teórica de la bomba..... | 132 |
| C.20. Cálculo de potencia real de la bomba | 132 |
| C.21. Cálculo de la temperatura logarítmica media..... | 133 |
| C.22. Cálculo del U_d | 133 |
| C.23. Cálculo del área de recuperador de metanol | 134 |
| C.24. Cálculo del número de tubos del recuperador de metanol | 134 |

ÍNDICE DE CUADROS

| | |
|--|----|
| Cuadro 2.1. Costos y rendimientos comparados entre distintos tipos de aceite para producir biodiesel..... | 10 |
| Cuadro 2.2. Especificación de calidad para el Biodiesel (B100)..... | 19 |
| Cuadro 3.1. Unidades de la planta actual de biodiesel..... | 23 |
| Cuadro 3.2. Lista de accesorios principales que conforman la planta actual de Biodiesel en el plantel de RECOPE en Ochomogo..... | 24 |
| Cuadro 3.3 Cantidad de materia prima, reactivos y condiciones de operación que se utilizan por corrida en la reacción de transesterificación de biodiesel de la planta..... | 26 |
| Cuadro 4.1 Comparación entre componentes de plantas consultadas y planta actual. | 33 |
| Cuadro 5.1. Clasificación de sustancias ONU. | 41 |
| Cuadro 6.1. Especificaciones de calidad obtenida para el biodiesel producido en la planta piloto actual. | 43 |
| Cuadro 7.1. Factores de forma de reactor piloto de transesterificación..... | 48 |
| Cuadro 7.2. Datos del reactor escalado de transesterificación..... | 51 |
| Cuadro 7.3. Requerimientos de energía y vapor para el serpentín del reactor de transesterificación..... | 53 |
| Cuadro 7.4. Datos resumen de serpentín helicoidal y aislante del reactor de transesterificación. | 53 |
| Cuadro 7.5. Datos generales del reactor de metóxido..... | 54 |
| Cuadro 7.6. Dimensionamiento del reactor de metóxido..... | 55 |
| Cuadro 7.7. Dimensiones del tanque de almacenamiento de aceite crudo de palma. | 56 |

| | |
|--|----|
| Cuadro 7.8. Dimensiones del serpentín de tanque de almacenamiento de aceite crudo de palma..... | 57 |
| Cuadro 7.9. Datos obtenidos del espesor del aislante del tanque de almacenamiento del aceite. | 57 |
| Cuadro 7.10. Dimensiones y características del decantador escalado. | 58 |
| Cuadro 7.11. Características de las columnas de intercambio iónico. | 59 |
| Cuadro 7.12. Dimensiones de las columnas de intercambio iónico..... | 60 |
| Cuadro 7.13. Dimensiones y características del tanque de almacenamiento de metanol. | 61 |
| Cuadro 7.14 Dimensiones y características del tanque de almacenamiento de biodiesel..... | 62 |
| Cuadro 7.15. Dimensiones del tanque de aceite para pre-tratamiento..... | 64 |
| Cuadro 7.16. Demanda energética de tanque de pretratamiento del aceite crudo de palma y datos serpentín. | 65 |
| Cuadro 7.17. Características de recuperador de metanol..... | 66 |
| Cuadro 7.18. Demanda de vapor en la planta. | 67 |
| Cuadro 7.19. Características de bombas en la planta..... | 69 |
| Cuadro 9.1. Cotización de tanques por parte de RIMUCA S.A. | 79 |
| Cuadro 9.2. Cotización de tanques por parte de TIMSA S.A. | 80 |
| Cuadro 9.3. Cotización de tanques por parte de Taller Mantenimiento. | 81 |
| Cuadro 9.4. Costos de inversión unidad de pre-tratamiento. | 83 |
| Cuadro 9.5. Costos de inversión unidad de almacenamiento de metanol..... | 84 |
| Cuadro 9.6. Costos de inversión unidad de producción y separación de biodiesel. | 85 |

| | |
|---|-----|
| Cuadro 9.7. Costos de inversión unidad de purificación de biodiesel. | 86 |
| Cuadro 9.8. Costos de inversión unidad de recuperación de metanol. | 87 |
| Cuadro 9.9. Tuberías de vapor y accesorios. | 88 |
| Cuadro 9.10. Sumatoria total de unidades de la planta con la cotización de TIMSA. | 89 |
| Cuadro 9.11. Inversión total de la planta con la cotización de TIMSA. | 90 |
| Cuadro 9.12. Sumatoria total de unidades de la planta con la cotización de RIMUCA S.A. | 91 |
| Cuadro 9.13. Inversión total de la planta con la cotización de RIMUCA S.A. | 91 |
| Cuadro 9.14. Inversión total de equipos de la planta con la cotización de Taller de mantenimiento Industrial. | 92 |
| Cuadro 9.15. Inversión total de la planta con la cotización de Taller de mantenimiento Industrial. | 92 |
| Cuadro A.1. Datos del reactor piloto de transesterificación. | 113 |
| Cuadro A.2. Características de la mezcla aceite-metanol en el reactor de transesterificación. | 113 |
| Cuadro A.3. Características de la mezcla biodiesel-glicerina en el reactor de transesterificación. | 113 |
| Cuadro A.4. Características energéticas y de calor del reactor de transesterificación escalado al inicio de la reacción | 114 |
| Cuadro A.5. Condiciones del vapor proveniente de la caldera en Limón. | 114 |
| Cuadro A.6. Características del aceite de palma y parámetros para coeficiente externo de película para agitador de aspas planas. | 115 |

| | |
|---|-----|
| Cuadro B.1. Datos de número de Reynolds, número de potencia del reactor piloto de transesterificación. | 116 |
| Cuadro B.2. Datos resumen de los balances de energía del reactor de transesterificación escalado..... | 116 |
| Cuadro B.3. Características del aislante fibra de vidrio del reactor de transesterificación escalado..... | 117 |
| Cuadro B.4. Datos de demanda energética para el tanque de almacenamiento de aceite de crudo de palma. | 117 |
| Cuadro B.5. Coeficientes de calor y área de transferencia para tanque de pre-tratamiento al aceite crudo de palma. | 118 |
| Cuadro B.6. Datos para el cálculo del espesor del aislante de fibra de vidrio para tanque de pre-tratamiento del aceite crudo de palma..... | 118 |
| Cuadro B.7. Datos para el cálculo de columnas de intercambio iónico..... | 119 |
| Cuadro B.8. Datos para hallar la velocidad y tubería específica para trasiego de aceite. | 120 |
| Cuadro B.9. Algunos accesorios utilizados en la tubería de aceite..... | 120 |
| Cuadro B.10. Datos para hallar la velocidad y tubería específica para trasiego de metanol. | 120 |
| Cuadro B.11. Accesorios de la tubería que trasiega metanol..... | 121 |
| Cuadro B.12. Datos para hallar la velocidad y tubería específica para trasiego de biodiesel desde su salida del reactor de transesterificación. | 121 |
| Cuadro B.13. Accesorios de la tubería que trasiega biodiesel. | 121 |
| Cuadro B.14. Datos del recuperador de metanol. | 121 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1.1. Aspectos que han influido en la búsqueda de nuevos combustibles..... | 1 |
| Figura 1.2. Consumo energético mundial y previsiones tomado de International Energy Agency | 3 |
| Figura 2.1. Producción de Biodiesel en el mundo..... | 5 |
| Figura 2.2. Evolución de producción mundial de Biodiesel. | 6 |
| Figura 2.3. Fruta de palma. | 8 |
| Figura 2.4. Reacción de transesterificación en medio básico. | 13 |
| Figura 2.5. Esquema de los principales componentes que integran la reacción de transesterificación | 14 |
| Figura 2.6. Esquema de columna de intercambio iónico | 16 |
| Figura 2.7. Biodiesel de apariencia color marrón | 17 |
| Figura 3.1. Unidades de proceso en planta de biodiesel actual. | 21 |
| Figura 3.2. Distribución de la planta de biodiesel actual. | 22 |
| Figura 4.1. Esquema de las unidades principales que componen una planta de biodiesel..... | 28 |
| Figura 5.1. Ruta hacia una producción a mayor escala..... | 37 |
| Figura 5.2 Similitud geométrica | 38 |
| Figura 5.3. Medidas de un tanque agitado estándar | 40 |
| Figura 5.4. Obtención, distribución y almacenamiento de reactivos | 42 |
| Figura 7.1 Potencia para la agitación de impulsores sumergidos en líquidos de una sola fase. Las curvas corresponden a los impulsores: (a) impulsores marinos, (b) turbinas de hojas planas, (c) turbinas | |

| | |
|---|----|
| de disco de hoja plana, (d) turbinas de hoja curva, (e) turbinas de hojas finas, (g) turbinas de hojas planas sin mamparas sin vórtices. | 49 |
| Figura 8.1. Plano de conjunto del plantel de Recope Limón Costa Rica | 73 |
| Figura 8.2. Distribución de la planta y dimensiones. | 74 |
| Figura 8.3. Distribución de la planta otro ángulo y dimensiones..... | 74 |
| Figura 8.4. Vista superior de la distribución de planta..... | 75 |
| Figura 8.5. Unidad de pre-tratamiento. | 76 |
| Figura 8.6. Unidad de almacenamiento de metanol. | 76 |
| Figura 8.7. Unidad de producción y separación de biodiesel..... | 77 |
| Figura 8.8. Unidad de purificación de biodiesel. | 77 |
| Figura 8.9. Unidad de recuperación de metanol..... | 78 |
| Figura 10.1. Aspecto físico de la glicerina cruda..... | 94 |

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

Una frase importante que hace reflexionar sobre las necesidades energéticas de la humanidad y el pasar del tiempo es la siguiente: “Desde la perspectiva humana, la energía es ubicua y es permanente, porque las necesidades pasadas, presentes y futuras de energía son determinadas y conducidas por tres factores principales: el crecimiento de la población, el desarrollo económico y el progreso tecnológico” (Nakicenovic, Grubler & Mc Donald , 1998).

La humanidad no dejará de demandar energía, pues esta es el motor de su desarrollo económico y tecnológico; en la medida en que la población continúe creciendo, la presión sobre los recursos naturales y el costo de la energía aumentarán. Nuevos procesos para la obtención de energías más eficientes y amigables con el ambiente, se harán por ende más necesarios.

Además de los factores de seguridad en el suministro de combustibles y de precio, la búsqueda de combustibles alternativos al petróleo tiene raíces ambientales, entre ellas el cambio climático. La emisión de gases con efecto invernadero derivada de la combustión de combustibles fósiles se ha venido incrementando desde el siglo pasado. En la Figura 1.1 se muestran los principales aspectos:



Figura 1.1. Aspectos que han influido en la búsqueda de nuevos combustibles (Hubbert, 2012).

Para relacionar esta necesidad de biocombustibles, se trata el aspecto económico y alza de precios no solo a nivel nacional sino que mundial, por ejemplo en Costa Rica según el informe mensual de coyuntura económica del Banco Central de junio 2014, las ventas de gasolina en los primeros cuatro meses del año aumentaron un 5%, las de diésel un 4% y las de búnker bajaron un 14% respecto al mismo, resumiendo la factura petrolera en Costa Rica aumentó 2% en el primer semestre de dicho año. (Leitón, 2014).

Las formas nuevas de producción de energía a partir de fuentes innovadoras que sean amigables con el ambiente y así contaminen de una forma reducida el entorno donde se vive, es uno de los mayores retos en la actualidad, una forma alternativa a este problema, es la generación de biocombustibles, sin embargo este tema causa cierta polémica, ya que algunas personas piensan que los cultivos se encarecen, mientras que otras voces opinan que estas fuentes de combustibles serían inagotables además de abaratar el precio de la energía en el mundo.

El término biocombustible se ha utilizado para nombrar a cualquier combustible que derive de la biomasa, es una abreviatura de la masa biológica. Estos combustibles son capaces de sustituir en alguna medida los combustibles fósiles, dependiendo del contexto que se trate (MAG & MINAE, 2008).

El uso de los biocombustibles se ha catalogado como la solución para paliar las elevadas emisiones de CO₂ que causa el sector del transporte; y como la sustitución de los carburantes de origen fósil. La producción de biocombustibles a nivel mundial ha crecido en los últimos años, su desarrollo se ha visto favorecido por la subida del precio del petróleo. En la Figura 1.2 se muestra el consumo energético mundial y las previsiones desde los años 1990 y proyectado al año 2035.

Entre los biocombustibles que existen se encuentra el biodiesel, el cual se obtiene a partir de fuentes renovables como lo son aceites vegetales y grasas animales, que reaccionan con un alcohol en medio básico para dar como resultado un biocombustible (biodiesel) y glicerina.

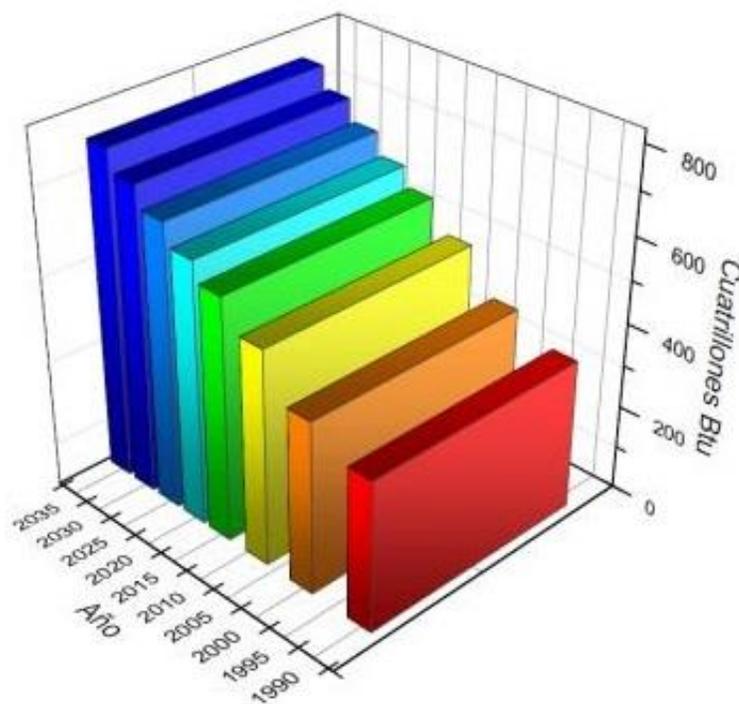


Figura 1.2. Consumo energético mundial y previsiones tomado de International Energy Agency (Muñoz, 2013) .

El ingeniero químico es el profesional capacitado para llevar el nuevo producto al mercado mediante el análisis de las condiciones de reacción y los factores de influencia para definir los equipos necesarios (bombas, intercambiadores de calor, reactores, etc) para lograr la obtención del producto en la cantidad y calidad deseada.

Por todo lo anterior, es indispensable definir la importancia de este proyecto, que nace de la necesidad que tiene la Refinadora Costarricense de Petróleo (RECOPE), de llevar la producción de biodiesel a una mayor escala, pues esta empresa ya cuenta con una planta piloto y necesita dar un salto hacia una escala más comercial.

1.1 Alcances del proyecto

El objetivo principal del proyecto es escalar una planta experimental de biodiesel de 35 L por lote de biodiesel que Recope opera en sus instalaciones ubicadas en su plantel en El Alto de Ochomogo a una planta de 1000 L por lote, la cual pretende instalarse en el plantel de Moín, provincia de Limón, Costa Rica. Se realizó una búsqueda bibliográfica sobre el proceso general de producción de biodiesel que concluyó con el marco teórico. En general se investigó sobre las materias primas, características del proceso, reactivos, condiciones, reacciones, equipos, pre-tratamiento del aceite, biodiesel en el mundo, su apariencia y usos, además de su importancia y las normas de calidad del biodiesel.

De igual manera se investigó sobre el tema de escalamiento y distribución de plantas industriales, además de buscar información de los principales equipos y componentes de las plantas de biodiesel de otros lugares y países para hacer una comparación con la planta actual.

Se realizaron pruebas experimentales en la planta actual para analizar la calidad del biodiesel producido y con base en esos resultados proponer condiciones de mejora para obtener un biodiesel que cumpla con el Reglamento Técnico Centroamericano en donde participó por Costa Rica el Ministerio de Ambiente y Energía.

Posteriormente se realizó el escalamiento y dimensionamiento de los equipos para producir en total 1000 L por tanda, y con base en ello se realizó el diagrama de flujo y la distribución de planta tomando en cuenta todas las consideraciones previamente analizadas.

Entre los últimos alcances obtenidos se realizó la estructura de costos necesarios para la planta escalada y se sumaron los costos para obtener un ámbito de valor final, además de una revisión bibliográfica sobre algunos aprovechamientos del subproducto glicerina.

CAPÍTULO 2

PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE BIODIESEL

En este capítulo se describen los aspectos generales de la producción de biodiesel así como las plantas que procesan este biocombustible.

2.1 Biodiesel en el mundo

El biodiesel es un combustible renovable compuesto por ésteres metílicos de ácidos grasos que se obtienen de aceites vegetales o grasas animales. Puede usarse total o parcialmente para reemplazar el combustible diésel en los motores de combustión interna, sin requerir una modificación sustancial de los mismos (Muñoz, 2013).

Según el informe de biodiesel publicado en abril del 2015 por Infinita Renovables, la producción mundial de biodiesel en 2013 fue de 27,06 millones de toneladas y en el 2014 fue de 29,12 millones, lo que se traduce en un incremento del 7,6%. Con respecto a 2008 se incrementó en un 65%. Estados Unidos es el mayor productor mundial de biodiesel con 4,53 millones de toneladas en 2013. Lo siguen Indonesia, Brasil, Alemania y Argentina. Estos datos se observan en la Figura 2.1 donde se muestran los valores en millones de toneladas.

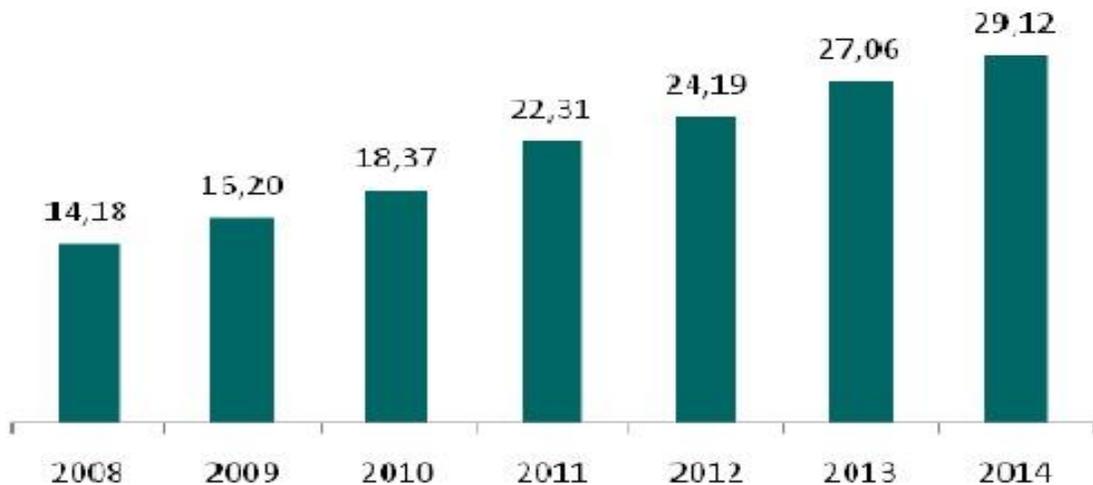


Figura 2.1. Producción de Biodiesel en el mundo (InfinitaRenovables, 2015).

Para el año 2015 se dio una caída como la que se muestra en la Figura 2.2

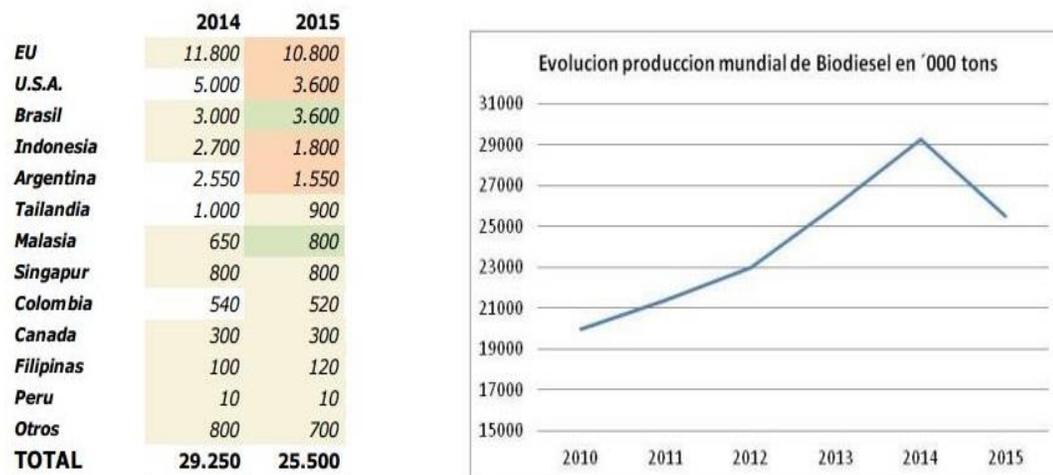


Figura 2.2. Evolución de producción mundial de Biodiesel (Castro, V. 2015).

2.2 Materias primas para elaboración del biodiesel

Los aceites y grasas que constituyen materias primas posibles para la producción del biodiesel son los llamados aceites fijos o triglicéridos y son de la clase de los lípidos (gorduras). No todos los aceites son adecuados para producción de biodiesel: los llamados aceites esenciales constituyen una familia de productos volátiles que no se prestan como materias primas para biodiesel, pertenecen a otras familias químicas (de los terpenos, fenoles y otras substancias aromáticas) y poseen un valor económico muy alto por sus propiedades aromáticas. Ejemplos son el aceite de la cáscara de naranja y el aceite de pino (Ribeiro, 2007).

Entre las principales fuentes de biodiesel se encuentran:

- Aceites vegetales convencionales: De girasol, colza, soya, coco y palma.
- Aceites vegetales alternativos: De Brassicacarinata, camelina sativa, Pogianus, Jatropha.
- Grasas Animales: Sebo de vaca, búfalo, grasa de pollo o pescado.
- Aceites de otras fuentes: producciones microbianas y aceites de fritura usados.

2.2.1 Aceite de palma

Una de las principales fuentes del biodiesel es el aceite de palma, proveniente de la palma africana que fue introducida en la franja ecuatorial del continente americano desde Guinea Occidental después de su descubrimiento ya que es una especie adaptable a zonas tropicales, con temperaturas cálidas. De todos los cultivos agrícolas con los que se ha experimentado para generar biodiesel es el que tiene mejor balance energético, es decir, mayor cantidad de unidades retornadas de energía por cada unidad de energía no renovable usada (García, 2013).

Cada palmera da cada quince días un racimo, por lo que los ciclos de corta se llevan a esa frecuencia, siendo Indonesia y Malasia los principales productores de palma, seguidos de Nueva Guinea, algunos países de África, en cuanto a América Latina, Colombia es el quinto productor del mundo, además de Brasil y Ecuador, en cuanto a Centroamérica, Honduras lleva el primer lugar por encima de Costa Rica, sin embargo este último ronda a nivel mundial por el décimo lugar en producción de aceite de palma (alrededor de 0,01% en el mundo) (Coopeagropal, 2014).

El aceite de palma se extrae del mesocarpio del fruto de la semilla de la palma africana. Está constituido por una mezcla de ésteres de glicerol (triglicéridos) y es fuente natural de carotenos y vitamina E. Los ácidos grasos insaturados que constituyen los triglicéridos (TG) del aceite de palma son el oleico (36-44%) y el linoleico (9-12%) que tienen configuración *cis*. También posee los ácidos grasos saturados palmítico (39,3-47,5%) y esteárico (3,5-6%). En cuanto a la composición del fruto, el mesocarpio (parte rojita) es la parte de donde se extrae el aceite y dentro de la almendra (semilla) se obtiene el aceite de palmiste, tal y como se aprecia en la Figura 2.3 (Fernández, 2014).

Los factores que tienen mayor incidencia en el deterioro oxidativo del aceite de palma crudo durante su extracción y almacenamiento son: la presencia de trazas de metales como hierro y cobre, el sobrecalentamiento del aceite en presencia de oxígeno, la exposición

directa a la luz solar, y un alto contenido de clorofila proveniente de racimos inmaduros, los cuales impactan directamente sobre la calidad del aceite (Delgado, 2004).



Figura 2.3. Fruta de palma. (Fernández, 2014).

Una característica importante del aceite de palma es su densidad, si se toma como referencia la densidad del aceite de palma (0,89 g/mL), se encuentra que es menor que la de otros aceites, como los de soya (0,92 g/mL) y oliva (0,91g/mL) a la misma temperatura (20 °C), de manera que se podría considerar que, para la misma masa de aceite, las unidades de procesamiento del aceite de palma requieren de un mayor volumen (alrededor de 0,5 mL/g más) que para los otros aceites, lo cual influiría en su empaque y almacenamiento (Rincón & Martínez, 2009).

En Costa Rica el cultivo de palma aceitera desde finales de los años 40 inició en las regiones de Quepos y Parrita. Las zonas de producción, son por su importancia, Zona pacífico Sur que cuenta con cuatro plantas extractoras de aceite, Zona Pacífico Central con dos plantas, y Zona Atlántica con una planta extractora. En cuanto a la estacionalidad, la mayor producción se presenta en los meses de invierno Mayo a Noviembre y se tiene una menor producción en los meses de verano Diciembre a Abril.

2.3 Reactivos en el proceso de elaboración del biodiesel

Para llevar a cabo la reacción de transesterificación del biodiesel son necesarios dos reactivos principales además de la materia prima (aceite de palma), y estos son el alcohol y el catalizador.

2.3.1 Alcohol

El alcohol se prefiere con características como cadena corta, fácil evaporación y recuperación, de fácil obtención y bajo costo. El metanol y etanol se usan para hacer biodiesel, sin embargo el etanol presenta la dificultad de que sólo un 95 % es puro en su composición, el otro restante debe ser destilado por un proceso químico lo que aumenta los costos de producción. El metanol no presenta las dificultades del etanol ya que la reacción no requiere de tanto secado y es por ello que se prefiere sobre el etanol.

El etanol y metanol no se disuelven con los triglicéridos a temperatura ambiente y la mezcla debe agitarse para favorecer la transferencia de masa. (Cifuentes, 2010).

2.3.2 Catalizador

Existen catalizadores homogéneos y heterogéneos, el hidróxido de potasio y sodio son candidatos para usarlos, pero presentan una diferencia, aunque el NaOH sea más barato y fácil de conseguir, presenta el inconveniente de producir una glicerina que se solidifica muy rápido y se dificulta el drenaje de la misma, en cambio, cuando se usa el KOH la glicerina producida es de contextura líquida facilitando su drenaje, además en el aspecto ambiental la potasa cáustica resulta ser menos tóxica que la sosa cáustica. Tanto el KOH como el NaOH son corrosivos para diversos materiales, resultan irritantes para las mucosas y la piel. (Acosta, Castro & Cortijo, 2008).

El hidróxido de potasio en condiciones normales es un sólido blanco. Es un producto muy peligroso ya que su ingesta o inhalación produce daños permanentes en el organismo y su contacto con la piel y ojos produce quemaduras de diversos grados.

2.4 Pre-tratamiento del aceite

Los pretratamientos para reducir ácidos grasos libres, humedad y cuerpos extraños, incluyen una variada gama de alternativas: filtración para retirar sólidos suspendidos, calentamiento para mantenerlo seco, técnicas de absorción/adsorción, evaporación de

película al vacío, filtración al vacío, neutralización, inyección de vapor, sedimentación, centrifugación y cromatografía de columna entre otros.

2.4.1 Refinado

Dependiendo del tipo de oleaginosa, su cultivo y la forma de extraer el aceite, se incorporan cantidades variables de los componentes minoritarios del aceite tales como ácidos grasos libres, acilglicéridos, fosfátidos, esteroides, tocoferoles, tocotrienoles, carbohidratos, pigmentos, vitaminas, proteínas, esterilglucósidos, trazas de plaguicidas, dioxinas, metales pesados, etc. Algunos componentes no son deseados es por ello que se emplean algunas técnicas para eliminar dichos componentes como los fosfátidos que en el aceite crudo interfieren en los procesos de producción de biodiesel. (Avellaneda, 2010).

2.5 Acidez y Humedad

Para que la reacción sea completa es necesario que el contenido de ácidos grasos libres conocidos como FFA, sea menor al 3 %, ya que cuanto mayor sea la acidez del aceite, menor será la conversión en metilésteres. La presencia de humedad disminuye el rendimiento de la reacción pues el agua reacciona con el catalizador produciendo jabones (Cifuentes, 2010). En el Cuadro 2.1 se muestran algunas comparaciones.

Cuadro 2.1. Costos y rendimientos comparados entre distintos tipos de aceite para producir biodiesel. (Fuente elaboración propia).

| Por orden de rendimiento | Comparación |
|--------------------------|---|
| Aceite refinado | Muy costoso con respecto a los otros por el tratamiento previo y unidades que se requieren |
| Aceite crudo sin refinar | Más económico pero puede contener impurezas que lo hacen difícil de manejar |
| Aceite previamente usado | Es el más económico pero contiene mayor cantidad de impurezas como agua y estar muy degradado |

2.6 Variables que afectan el procesamiento del biodiesel

Existen varios factores que afectan el proceso de la reacción para la producción de biodiesel entre ellos se encuentran los siguientes:

2.6.1 Relación molar de metanol: aceite

Una de las variables más importantes que afectan el rendimiento del proceso es la relación molar de alcohol y los triglicéridos. La transesterificación es una reacción de equilibrio que necesita un exceso de alcohol para conducir la reacción al lado derecho (formación de biodiesel). Las relaciones molares más comunes son las de 3:1 a 6:1 en relación metanol:aceite. Si se utiliza un valor muy alto de relación molar, por encima de 9:1 el exceso de alcohol afecta a la separación de glicerina debido al incremento de solubilidad (Cifuentes, 2010).

2.6.2 Efecto del tiempo y agitación

La conversión de triglicéridos en ésteres metílicos aumenta con el tiempo de reacción, sin embargo un tiempo excesivo no aumenta los rendimientos (Cifuentes, 2010).

La formación de metilésteres es abundante en los primeros minutos con una buena agitación y condiciones óptimas, pero es casi nula con el avance de la reacción después de 90 minutos (Avellaneda, 2010).

En cuanto a la agitación, esta no debe ser muy violenta ya que puede conllevar a la formación de jabones, sino que debe ser una agitación que permita la homogenización de la mezcla. Se recomienda disminuir la agitación a medida que la reacción progresa debido a que el glicerol puede ser dispersado en finas gotitas en toda la mezcla, esta dispersión necesita entre una y varias horas para permitir a las gotitas unirse hasta formar una fase distinta de glicerol. Además al ir disminuyendo la velocidad de agitación permite disminuir el tiempo necesario para la separación de las fases (Hervé, 2007).

Para muestras pequeñas de 500 g de aceite, en relación 6:1 metanol/aceite, no es recomendable la agitación menor de 180 rpm debido a que la reacción tiende a no completarse. Se alcanzan conversiones bastante altas para 600 rpm y se mejoran los valores de densidad, número de cetano, que es el equivalente al número de octano en gasolina, y poder calorífico (Gallardo, 2008).

2.6.3 Efecto de pH y temperatura

Cuanto más neutro el pH, más rápidamente el glicerol se unirá en una sola fase. Es una de las razones para minimizar el uso de catalizador. En algunos procesos discontinuos, la mezcla se neutraliza al principio de la etapa de separación de las fases.

La velocidad de la transesterificación está fuertemente influenciada por la temperatura de reacción. Sin embargo, la reacción puede llevarse a cabo dentro de un amplio ámbito de temperaturas, si el tiempo es suficiente. Muchas veces la temperatura de reacción puede variar dependiendo de las materias primas a utilizar, algunos autores mencionan que el máximo rendimiento de la reacción se logra en un ámbito entre 60-80 °C en relación molar de alcohol de 6:1, sin embargo bajo esas condiciones los ácidos grasos deben removerse en un pretratamiento. Frecuentemente la transesterificación se lleva a cabo a una temperatura cercana al punto de ebullición del alcohol. En el caso para aceites usados de cocina con metanol la transesterificación ocurre a una temperatura óptima de 50 °C. Incluso se menciona que trabajar a temperaturas inferiores a 50 °C hace que aumente la viscosidad del aceite lo que limita la transferencia de masa entre los reactivos (Cifuentes, 2010).

Normalmente las presiones en este proceso son atmosféricas, aunque también el biodiesel puede elaborarse mediante métodos de alta presión, por ejemplo a 100 bar y 250 °C, usando abundante metanol y sin necesidad de pretratamiento de materia prima, sin embargo debido a los altos costos de estos procesos no son apropiados para la producción de biodiesel (Avellaneda, 2010).

2.7 Reacción de transesterificación

La transesterificación es conocida como la manera para producir biodiesel que esencialmente comprende la reacción de un alcohol con el triglicérido para producir ésteres alquílicos de ácidos grasos, el combustible biodiesel. La catálisis básica es la más utilizada en la industria del biodiesel por su ritmo más rápido y menos corrosivo para los equipos (Chang & Liu, 2010).

La reacción de transesterificación es un proceso en etapas donde los triglicéridos (TG) primero se convierten a diglicéridos (DG), luego a monoglicéridos (MG) y posteriormente a ésteres y glicerol. En la Figura 2.4 se muestra la reacción de transesterificación que produce el biodiesel, en este caso se usa una relación de 3:1 molar alcohol: triglicéridos, también se suele utilizar la relación 6:1 molar muy adecuado cuando se usa metanol, es importante agregar cierto exceso de alcohol para que la reacción se desplace hacia la formación de productos.

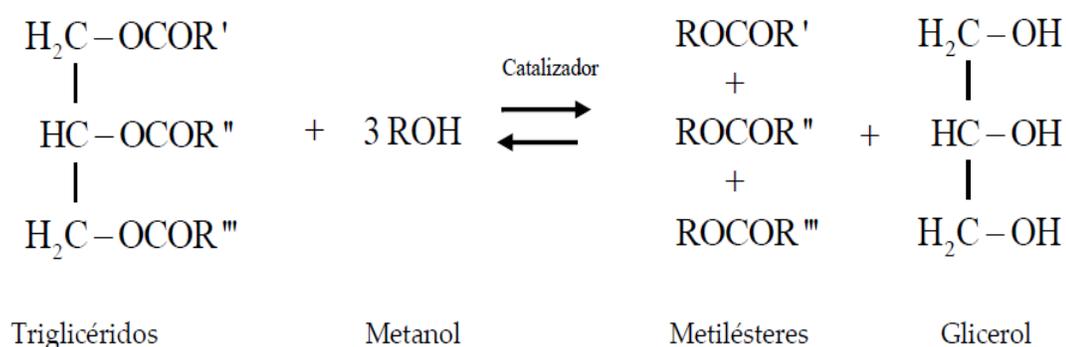


Figura 2.4. Reacción de transesterificación en medio básico (Avellaneda, 2010).

La transesterificación como tal se puede resumir en el siguiente diagrama de la Figura 2.5:



Figura 2.5. Esquema de los principales componentes que integran la reacción de transesterificación (Castro, 2014).

2.7.1 Reacciones secundarias

Es común que durante la reacción principal de transesterificación ocurran otras reacciones debido a que en escala industrial existe utilización de catalizadores alcalinos, lo que implica que los glicéridos y el alcohol deben ser anhidros para evitar que se produzca la formación de jabón y la neutralización de los ácidos grasos libres con el catalizador y de igual manera formen jabones. De esta manera las reacciones secundarias que a su vez son indeseables en la producción de biodiesel son:

- Reacción de Saponificación
- Reacción de neutralización de ácidos grasos libres

2.8 Procesos de producción de biodiesel

2.8.1 Tipo por lotes (discontinuo)

El proceso para la producción de biodiesel puede ser tipo por lotes (discontinuo) o continuo. El proceso por lotes es el método más sencillo para producir biodiesel. Sin embargo para obtener un biodiesel que cumpla con las normas existentes se requieren de tecnologías y condiciones apropiadas que pueden facilitar la producción a pequeña escala.

Las condiciones de operación se establecen previamente de acuerdo a la calidad de la materia prima.

En general, plantas de menor capacidad y diferente calidad en la alimentación suelen utilizar procesos por lotes o discontinuos. Los procesos continuos, sin embargo, son más idóneos para plantas de mayor capacidad que justifiquen el mayor número de personal y requieren una alimentación más uniforme.

2.9 Purificación del biodiesel

La principal función del lavador del metiléster es la remoción de posibles jabones, metanol e hidróxido de potasio o sodio, en muchos casos el uso de agua caliente a 60 °C previene la precipitación de los ésteres de ácidos grasos saturados y retrasan la formación de emulsiones. La purificación por intercambio iónico es una alternativa para plantas de menor capacidad. Esta tecnología utiliza intercambiadores de catión, anión o lecho mixto para remover el catalizador y otras impurezas y consiste en aprovechar la capacidad que tienen las resinas de intercambiar iones entre una fase sólida y una fase líquida en forma reversible para llegar a su estado original (Hidalgo & Guaman, 2006).

En este intercambio los iones de sodio o potasio se difunden desde el biodiesel en la capa de película y luego en la partícula de intercambio iónico. Los iones de sodio se intercambian con los de hidrógeno de la partícula de intercambio iónico. El ion hidrógeno se difunde en la capa de película y luego en el flujo. (Wall, 2009).

Existen cuatro categorías de resinas de intercambio iónico: ácido fuerte y débil de intercambio catiónico y resinas de intercambio aniónico de base fuerte y débil.

Por ejemplo existen resinas poliméricas duras de diferentes diámetro que purifican en seco, las cuales tienen la ventaja de no contaminar el biodiesel, no consumen agua, presentan además otras ventajas como poder utilizarse en procesos continuos o discontinuos, no tienen pretratamiento ni usan filtros. En la siguiente Figura 2.6 se muestra un esquema de una columna empacada con resina (Dradel, 2015).

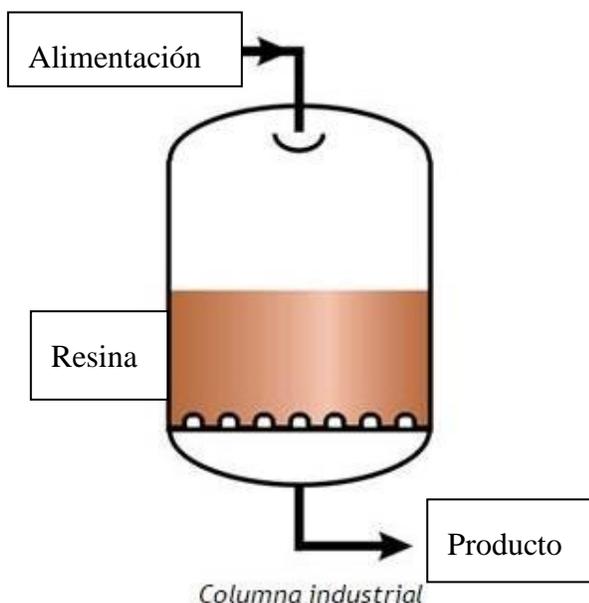


Figura 2.6. Esquema de columna de intercambio iónico (Dradel, 2015).

Existen diferentes tipos de resinas para purificación de biodiesel entre ellas:

- Amberlite BD10DRY purificación en seco
- Magnesol
- Silica
- Purolite PD 206

2.10 Recuperación del metanol

El metanol encontrado en la glicerina es necesario recuperarlo, ya que en la reacción de transesterificación se agrega en exceso, reutilizar este alcohol permite reducir los costos y los residuos de la producción. El glicerol “crudo” contiene: glicerol, jabón, agua, metanol, o etanol, ésteres metílicos de ácidos grasos, glicéridos (en referencia a monoglicéridos, diglicéridos, y triglicéridos), varios tipos de ácidos grasos libres (AGL), y cenizas, aunque en diferentes proporciones (Xiao & Varma, 2013).

Para separar el metanol de la glicerina, una opción es utilizar un recipiente para evaporar todo el metanol presente y con un condensador a la salida que recoja el líquido. A

diferencia del etanol, el metanol no forma un azeótropo con el agua, por lo que puede conseguirse relativamente puro, lo suficiente para reutilizarlo en el siguiente lote. Existen equipos más sofisticados que venden las empresas encargadas como por ejemplo un destilador de glicerina y módulos de equipos de destilación al vacío que recuperan el metanol hasta con un 99,5 % de pureza.

2.11. Apariencia del biodiesel y vida útil

Una de las herramientas que se puede utilizar es la inspección visual para asegurarse a primera instancia de la calidad del biodiesel, inspeccionando así la muestra final para ver si hay restos de desechos, algunas impurezas, entre otros, el color del biodiesel a partir de aceite crudo de palma es color marrón como el mostrado en la Figura 2.7 debido a la presencia del componente b-caroteno:



Figura 2.7. Biodiesel de apariencia color marrón (SpringboardBiodiesel, 2014).

Muchas veces la apariencia del mismo depende del aceite que se utilizó, por ejemplo, si se usa aceite refinado de palma la apariencia del biodiesel es más clara con respecto a aceites de palma sin refinar o aceites usados de cocina.

La vida útil del producto, se refiere a la estabilidad o inestabilidad que tiene el producto durante el tiempo de almacenamiento. Los expertos recomiendan que el biodiesel se consuma dentro del año de producción para asegurar el mantenimiento de las cualidades del combustible. Las condiciones de almacenamiento deben ser adecuadas: sin exposición a la

luz, sin contacto con el aire (es decir, en taques llenos y cerrados), sin contacto con la humedad (Anguaya, 2007).

2.12 Usos e Importancia del biodiesel

Entre algunos de sus usos se encuentran:

- -Alimentación de vehículos destinados a trabajar con Biodiesel.
- -Medio combustible para proveer calefacción en calderas que funcionan con este biocombustible.
- -Alimentación de generadores de electricidad.
- -Utilización en todos los automóviles modernos de motor a diesel.

La ventaja de utilizar biodiesel también genera ciertos beneficios como:

- Motores con mejor lubricidad: El contenido de oxígeno del biodiesel mejora el proceso de combustión y disminuye su potencial de oxidación. La eficiencia de combustión es más alta que la del diesel.
- El biodiesel no es tóxico y se degrada cuatro veces más rápido que el diesel de petróleo.
- El biodiesel es más seguro: Debido a su alto punto de ignición de aproximadamente 150 °C comparado con el del diesel que es aproximadamente de 60 °C.

En el caso de Costa Rica la producción de biocombustibles, se ha convertido en una alternativa interesante a analizar por parte de la Refinadora Costarricense de Petróleo, RECOPE, así como por parte de los ingenios y plantas procesadoras con capacidad instalada para este tipo de combustibles. El interés recae, tanto por el lado de la oferta (ingenios y plantas procesadoras productoras) que ven en el etanol y en el biodiesel una opción de venta interesante, así como por parte de la demanda (consumidores de hidrocarburos e instituciones encargadas de asegurar el suministro del mismo) (Meneses & Valenciano, 2007).

2.13. Normas y reglamentos que rigen la producción y venta de biodiesel en Costa Rica

La Constitución Política de Costa Rica es el primer marco legal para la introducción de biocombustibles en la matriz energética del país. En el Artículo 50, se declara el derecho de los ciudadanos a un ambiente sano y ecológicamente equilibrado, y que corresponde al Estado garantizar, defender y preservar este derecho. En el Artículo 76, se menciona que el Estado fomentará el uso de formas de energía y tecnologías limpias y sostenibles esto según la Constitución Política.

En este reglamento se destaca que la coordinación del Programa Nacional de Biocombustibles le corresponde al MINAE y RECOPE es el encargado de la elaboración y venta de los combustibles fósiles mezclados. En materia de precios, sólo se trata el tema de los combustibles fósiles mezclados, que deberán ser fijados por la ARESEP. Es importante recalcar que el biodiesel debe cumplir con ciertos parámetros de control de calidad para ser catalogado como biodiesel (B100), en el Cuadro 2.2 se muestra un resumen de cada una de las especificaciones más importantes según el Reglamento Técnico Centroamericano aprobado en Abril del 2007 publicado como la resolución N° 198-2007 del Consejo de Ministros de Integración Centroamericana.

Cuadro 2.2. Especificación de calidad para el Biodiesel (B100). (Fuente: Reglamento Técnico Centroamericano para Biodiesel RTCA 75.02.43:07, 2007)

| Características | Unidades | Método de análisis | Valores |
|-------------------------------------|------------------------|--------------------|-----------|
| Aditivos | --- | --- | Reportar |
| Contenido de esteres | Fracción o % masa | EN 14103 | 96,5% min |
| Gravedad API a 15,56°C 0 | °API Kg/m ³ | ASTM D-287 | --- |
| Densidad a 15°C | | ASTM D-1298 | |
| Estabilidad a la oxidación 110°C | Horas | EN 14112 | 6,0 |

Cuadro 2.2 (Continuación). Especificación de calidad para el Biodiesel (B100). (Fuente: Reglamento Técnico Centroamericano para Biodiesel RTCA 75.02.43:07, 2007)

| Características | Unidades | Método de análisis | Valores |
|-----------------------------------|----------------------|---------------------------|----------------|
| Punto de inflamación | °C | ASTM D 93 | 130,0 min |
| Agua y sedimentos | Fracción o % volumen | ASTM D 2709 | 0,050% máx. |
| Viscosidad cinemática a 40°C | mm ² /s | ASTM D 445 | 1,9-6,5 |
| Ceniza sulfurada | Fracción o % masa | ASTM D 874 | 0,020% máx. |
| Contenido azufre total | mg/kg | ASTM D 5453 | 15 máx. |
| Corrosión tira de cobre 3 h, 50°C | --- | ASTM D 130 | N° 3 máx. |
| Número de cetano | --- | ASTM D 613 | 47 min. |
| Punto de enturbiamiento | °C | ASTM D 2500 | Reportar |
| Residuo de carbón | Fracción o % masa | ASTM D 4530 | 0,05% máx. |
| Numero Ácido | mg KOH/ g muestra | ASTM D 664 | 0,50 máx. |
| Glicerina libre | Fracción o % masa | ASTM D 6584 | 0,020% máx. |
| Glicerina total | Fracción o % masa | ASTM D 6584 | 0,240% máx. |
| Contenido de fósforo | Fracción o % masa | ASTM D 4951 | 0,001% máx. |
| Sodio y potasio combinados | mg/Kg | EN 14528 | 5 máx. |
| Calcio y magnesio combinados | mg/Kg | EN 14528 | 5 máx. |

CAPÍTULO 3

EVALUACIÓN TÉCNICA DE PLANTA PILOTO DE BIODIESEL EXISTENTE

3.1 Equipos que conforman la planta actual

En la Figura 3.1 se muestran las unidades que conforman la planta experimental para producción de biodiesel de RECOPE S.A. la cual fue suministrada por la empresa Bioenergías de Costa Rica S.A.

El proceso consiste en las siguientes unidades:

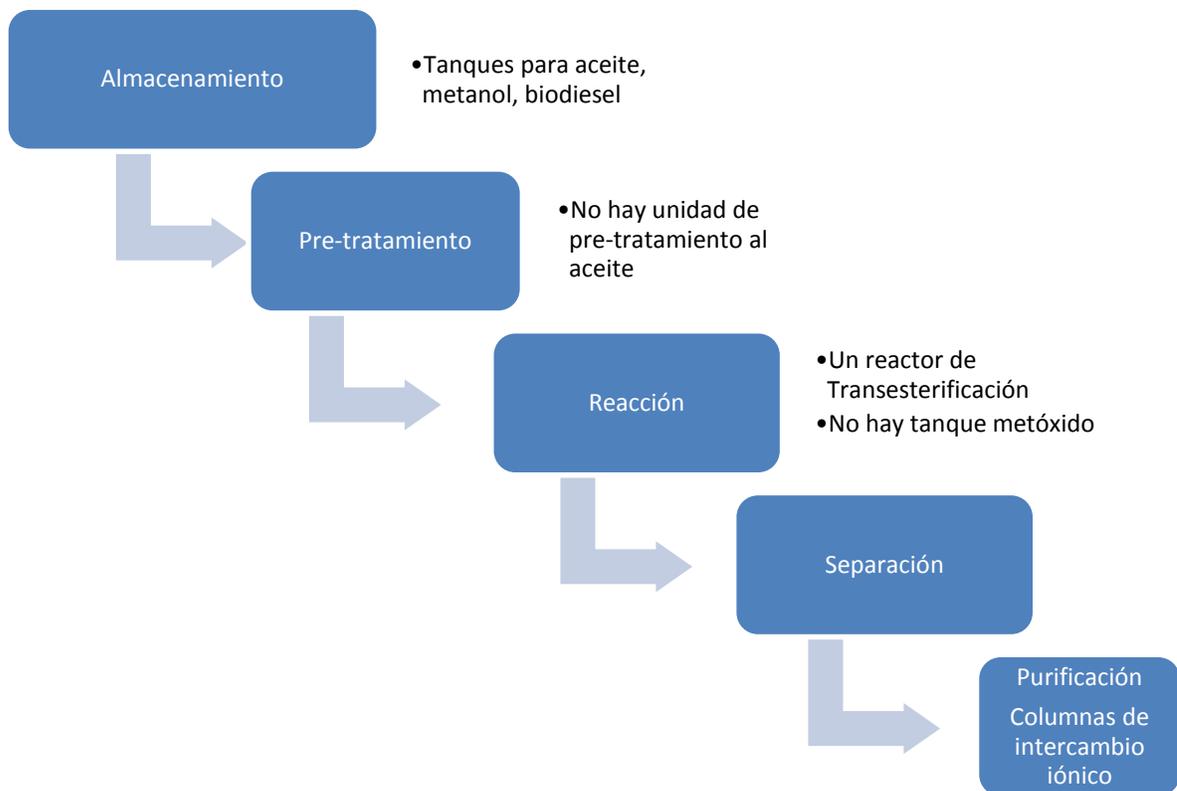


Figura 3.1. Unidades de proceso en planta de biodiesel actual.

El “Módulo de Producción de Biodiesel” se muestra en la Figuras 3.2, esta representación fue elaborada por la empresa Bioenergías de Costa Rica en su manual de operación para la planta de biodiesel.

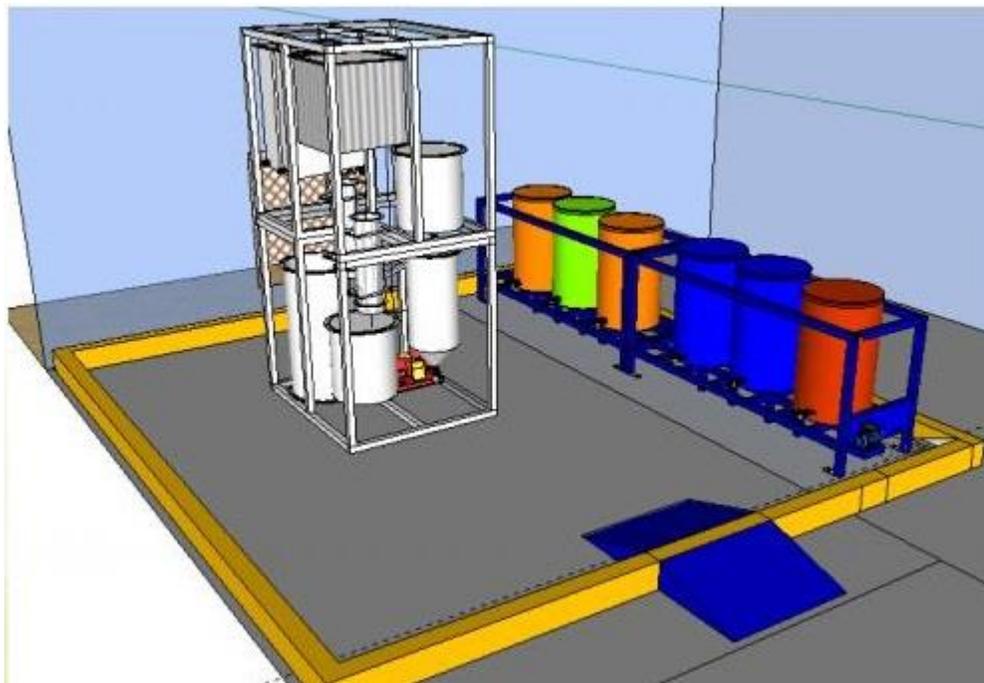


Figura 3.2. Distribución de la planta de biodiesel actual (BIOenergías, 2012).

Esta planta se muestra ubicada en la provincia de Cartago, plantel de el Alto de Ochomogo, en el Laboratorio de Investigación. Esta planta se instaló en Agosto del 2012, se utiliza para usos específicos y se han desarrollado varios proyectos. Se utiliza principalmente aceite de palma porque este es el cultivo oleaginoso más maduro y de mejor productividad que hay en el país, se ha usado este aceite pero no se descarta la posibilidad de usar aceite refinado. Se han usado otros aceites como soya y jatropha aunque el principal es el aceite de palma crudo.

En cuanto a la producción de esta planta en el año 2013 fue de 56L /mes y en el 2014 de 38 L/mes. Los equipos y la forma de funcionamiento de cada una de estas unidades se explican a continuación en el Cuadro 3.1:

Cuadro 3.1. Unidades de la planta actual de biodiesel.

| Unidad | Descripción |
|---|---|
| Almacenamiento de materias primas Aceites | <p>La planta cuenta con dos recipientes de acero inoxidable 3cr12INOX, (acero ferrítico) aislados térmicamente, equipados con serpentines de calentamiento de cobre, para almacenar el aceite. El tanque de almacenamiento principal es externo a la planta, de forma cilíndrica, con tapas planas y una capacidad de almacenamiento de aproximadamente 155 litros.</p> <p>El tanque de almacenamiento secundario, es un tanque más pequeño, colocado dentro del módulo principal de la planta, de forma cuadrada, con una capacidad aproximada de 80 litros.</p> <p>El primer tanque, se usa directamente para la recepción de materias primas, mientras el segundo, es un tanque de proceso que tiene la finalidad de mantener aceite caliente, pre-valorado y medido, a fin de agilizar el proceso de producción (comenzar una corrida tan pronto como termina la anterior).</p> <p>Adicionalmente, existe la opción de almacenar aceite en estañones de HDPE (polietileno de alta densidad), donde el aceite se calienta mediante el uso de un serpentín móvil.</p> |
| Almacenamiento de Alcohol | <p>El metanol se almacena en un tanque cilíndrico de tapas planas, de acero inoxidable de 130 litros.</p> |
| Reacción | <p>La planta cuenta con un reactor tipo tanque agitado de acero 3cr12INOX (acero ferrítico), aislado térmicamente, con forma cilíndrica y techo plano fijo, fondo circular plano y calentamiento con serpentín de cobre con control automático de agitación y temperatura, de capacidad para 47,5 L de mezcla.</p> <p>Las medidas de este tanque son: altura 45 cm, diámetro 40 cm.</p> <p>Cuenta con un sistema de calentamiento con serpentines de cobre (10 vueltas) con diámetro la rueda de 22 cm y diámetro interno de cada tubo de 0,25 pulgadas.</p> |
| Separación: | <p>Para separar los productos de la reacción la planta cuenta con un decantador, por gravedad, El decantador tiene capacidad para 55 L, forma cónica y tapa fija plana. No está aislado, cuenta con válvula para salida de glicerol por la parte de abajo y conexión a una bomba de transporte de biodiesel hacia tanques de balance de material de acero 3cr12INOX (acero ferrítico).</p> |

Cuadro 3.1 (Continuación). Unidades de la planta actual de biodiesel.

| Unidad | Descripción |
|-------------------------------------|---|
| Purificación | La purificación del biodiesel se realiza mediante lavado en seco con resinas de intercambio iónico. La planta cuenta con dos columnas para este fin. El biodiesel que se pasa por las columnas se almacena en dos tanques de producto intermedio (denominados tanques de balance), los cuales tienen la función de 1) Permitir una mayor clarificación del biodiesel antes de pasarlos por las resinas. 2) Permitir que se produzca más biodiesel crudo mientras el biodiesel anterior se purifica. |
| Los tanques de balance | Son dos tanques independientes, con forma rectangular y tapa fija plana, de material acero 3cr12INOX (acero ferrítico). |
| Las columnas de intercambio iónico | Son dos columnas cilíndricas de acero inoxidable, empacadas con resina de intercambio iónico. Se encuentran en un mismo nivel de altura y funcionan en serie. |
| Almacenamiento de productos finales | El biodiesel terminado se almacena en un tanque con capacidad de 155 L de acero 3cr12INOX, de forma cilíndrica con fondo plano, tapa fácil de manipular. La glicerina se almacena en un tanque de con capacidad para 130 L, de material plástico HDPE, de forma cilíndrica con fondo plano y tapa fija también plana, en donde se usa para pruebas. |
| Servicios auxiliares | El calentamiento de todos los serpentines se realiza mediante la recirculación de agua desde un tanque calentado por resistencias eléctricas (denominado concentrador energético) |

3.2 Accesorios de la planta

La planta cuenta con los siguientes accesorios y unidades de control:

Cuadro 3.2. Lista de accesorios principales que conforman la planta actual de Biodiesel en el plantel de RECOPE en Ochomogo.

| Accesorio o unidad | Descripción |
|---------------------|---|
| Tuberías y válvulas | Son de material acero inoxidable 304. Las válvulas son de bola. $\frac{3}{4}$ " con acoples rápidos para mangueras. |

Cuadro 3.2 (Continuación). Lista de accesorios principales que conforman la planta actual de Biodiesel en el plantel de RECOPE en Ochomogo.

| Accesorio o unidad | Descripción |
|----------------------|---|
| Bombas | <p>Se utiliza una bomba neumática de doble diafragma para el trasiego de metanol al reactor.</p> <p>Bombas para transportar aceite y biodiesel de capacidad 30 L/min.</p> <p>Presión 0,3 MPa Voltaje 110 V.</p> <p>1 bomba para trasiego de agua.</p> |
| Mangueras | <p>Recubiertas con neopreno y de tipo manguera industrial de hule.</p> |
| Sistema de agitación | <p>Motor con potencia de 0,5 HP</p> <p>Tipo de agitador: Turbina simple de pala recta, tres palas.</p> <p>Diámetro del agitador 11 cm</p> <p>Normalmente opera entre 250 a 300 rpm aunque tiene un máximo de 1000 rpm</p> |
| Serpentines | <p>Son de material de cobre</p> <p>Diámetro 1/4"</p> |
| Control automático | <p>Tiene un tablero para encender y apagar las bombas de aceite, biodiesel y agua; para controlar la temperatura en el concentrador energético, reactor y almacenamiento de aceite interno.</p> <p>Cuenta con el controlador de la agitación en el reactor, además de un apagado de emergencia.</p> |

3.3 Operación de la planta

En el Cuadro 3.3 se logran ver las cantidades de reactivos y materia prima necesarias por corrida.

Cuadro 3.3 Cantidad de materia prima, reactivos y condiciones de operación que se utilizan por corrida en la reacción de transesterificación de biodiesel de la planta.

| Sustancia | Cantidad | Unidades |
|--------------------------------|-----------------|-----------------|
| Aceite crudo de palma | 34 | L |
| Metanol | 9 | L |
| Hidróxido de potasio | 700 | g |
| Relación molar metanol: aceite | 6:1 | Adimensional |
| Agitación en el reactor | 250 | rpm |
| Temperatura de reactor | 50 | °C |
| Tiempo de reacción | 60 | min |

La cantidad de catalizador se obtuvo usando un 2% de porcentaje peso de masa de catalizador entre masa de aceite total a utilizar, sin embargo, se ajusta de acuerdo a la calidad aceite.

3.4. Procedimiento en la planta

- Calentamiento del aceite
- Preparación de metóxido
- Reacción de transesterificación
- Separación
- Almacenamiento intermedio de biodiesel
- Purificación de biodiesel
- Almacenamiento biodiesel
- Almacenamiento glicerina

- La glicerina una vez producida se almacena en recipientes plásticos de HDPE, la planta no cuenta con un plan de purificación de glicerina ni ningún uso adicional a esta sustancia.
- La planta actual no cuenta con un recuperador de metanol.

CAPÍTULO 4

UNIDADES DE LAS PLANTAS DE BIODIESEL

El objetivo de este capítulo es englobar todas las ideas hasta ahora mencionadas para distribuir por unidades las diferentes partes que conforman las plantas de biodiesel en general y así sentar una base de comparación con la planta actual. En la Figura 4.1 se muestra esta distribución:

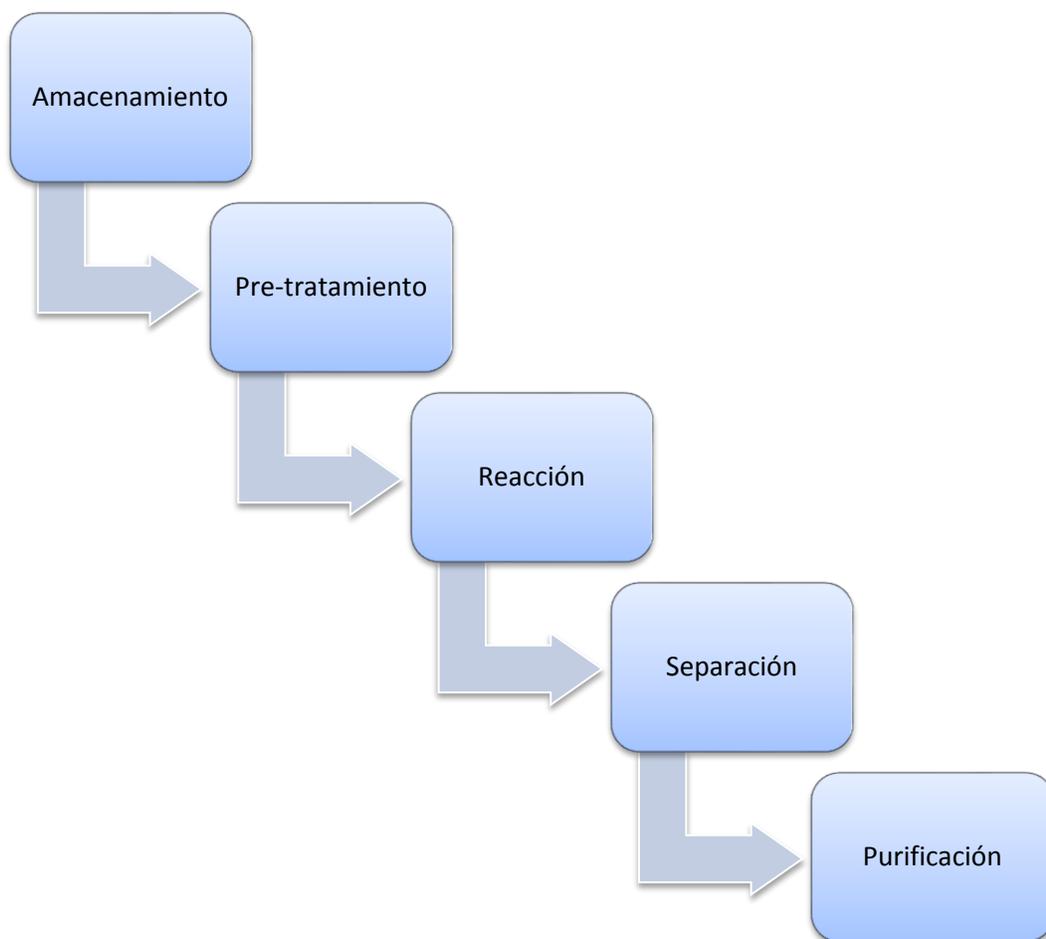


Figura 4.1. Esquema de las unidades principales que componen una planta de biodiesel.

4.1 Almacenamiento de materias primas, productos y subproductos

Las materias primas productos y subproductos deben almacenarse adecuadamente en tanques de almacenamiento los cuales contienen aceite, metanol, glicerol y biodiesel.

4.1.2 Unidad de pre-tratamiento del aceite crudo (esterificación ácida)

Se lleva a cabo en un reactor de acero inoxidable resistente al ácido, con regulación de temperatura y agitación, ya que se calienta el aceite a 65 °C aproximadamente y luego se le agrega el 40 % del metanol total a utilizarse en la reacción y luego de una agitación constante se agrega ácido sulfúrico (H_2SO_4) en relación 1 mL por litro de aceite a procesar. Luego de eso se deja reposar la mezcla por un periodo recomendado de ocho horas. Este procedimiento es importante realizarlo cuando el grado de acidez es muy alto en el aceite, ya que lo que se busca con la esterificación es reducir los ácidos grasos libres con el fin de evitar la formación de jabones y emulsiones que disminuyen el rendimiento de la reacción de transesterificación para la obtención de biodiesel, siendo esta una etapa de pretratamiento de materia base con alto contenido de AGL (ácidos grasos libres). (Hervé, 2007).

4.1.3 Reacción

Tanque mezclador de metóxido

Muchas plantas optan por tener un tanque aparte para formar la mezcla de metanol-catalizador llamada metóxido, para con ello previamente mezclar homogéneamente este sistema y así aumentar el rendimiento de la reacción de transesterificación. Las condiciones de esta mezcla necesitan de una buen sistema de agitación que permita la perfecta homogenización y la completa disolución del hidróxido de potasio o hidróxido de sodio según se prefiera (catalizadores) en el metanol (alcohol). Es importante recordar que esta reacción es exotérmica, por lo que el reactor debe contar con tapa y ser de acero inoxidable 304 u otro material resistente a la corrosión y el calor. Para favorecer la completa

disolución de la mezcla este tanque no debe tener fondo plano, sino más bien un fondo elíptico que permita el mejor movimiento de la mezcla.

Reactor para transesterificación

Este reactor es quizás el más importante de la planta, pues es donde se lleva a cabo la transesterificación y por ende producción del biodiesel. Es importante que el tanque esté hecho en algún material resistente a la corrosión y la temperatura como el acero inoxidable 304. Debe contar con sistema de agitación, un sistema de calentamiento y un control de temperatura muy riguroso ya que la reacción tiene ciertas condiciones. En la mayoría de los casos se deja un “*manhole*” en la parte posterior del tanque, se deben preparar los agujeros para colocar los termopares y las resistencias.

Generalmente el tanque de reacción es un recipiente cilíndrico, que puede estar cerrado o abierto en su parte superior. No obstante, es más recomendable que cuente con tapa, para evitar el escape indeseado de vapores de alcohol y controlar mejor la humedad. Para evitar zonas con velocidades bajas las esquinas se eliminan empleando un fondo circular o de caída cónica, para aumentar la eficiencia de mezclado, se pueden instalar unos deflectores en la pared del tanque así se evita que el fluido gire como un sólido rígido y aumente la vorticidad. (Espinoza & Palma, 2009).

4.1.4 Sistema de calentamiento interno por medio de serpentines

El serpentín de tubo proporciona uno de los medios más baratos de obtener superficie para transferencia de calor, se construyen doblando longitudes variadas de tubo de cobre, acero o aleaciones, para darle forma de hélice o serpentines helicoidales dobles en los que la entrada y salida están convenientemente localizados a lado y lado. Los serpentines helicoidales de cualquier tipo se instalan frecuentemente en recipientes cilíndricos verticales, ya sea con agitador o sin él, y siempre se provee de un espacio entre el serpentín y la pared del recipiente para circulación (Arboleda, 2003).

Caldera para el calentamiento

El vapor necesario para el calentamiento de alguna sustancia proviene de una caldera. El vapor de baja presión producido en la caldera, se distribuye a los distintos consumidores de la planta de producción de Biodiesel (cambiadores y serpentines de tanques). La distribución se realiza desde un colector general. De igual forma, los condensados de los distintos consumidores se recogen en un colector general y se conducen hacia el depósito de recogida de condensados. Los gases a la salida de la caldera se recogen en la caja de humos de la caldera y se evacúan al exterior mediante una chimenea vertical (IDAE, 2007).

Intercambiadores de calor

Debido a los numerosos flujos cuya temperatura debe cambiar entre los diferentes equipos algunas plantas usan intercambiadores de calor, los cuales permiten calentar un flujo mediante la condensación de un vapor de agua, enfriar un flujo con agua a temperatura más baja que el flujo a enfriar o simplemente aprovechar el calor contenido en un flujo a la salida del equipo para calentar un flujo entrando al equipo.

Los intercambiadores utilizados normalmente son de carcasa y tubos, de uso generalizado en la industria de procesos, y las corrientes fluyen de forma co y contra-corriente.

Por ejemplo dependiendo de la aplicación se debe seleccionar el tipo de intercambiador necesario como por ejemplo unidades para:

- Condensación de metanol y sub-enfriamiento
- Calentamiento de metanol
- Calentamiento de biodiesel
- Enfriamiento mezcla metanol-glicerina

4.1.5 Separación

Tanque de decantación con fondo cónico de la mezcla

Es importante contar con un decantador que tenga forma cónica, totalmente estático lejos de perturbaciones que puedan afectar la separación del biodiesel y la glicerina. Estos tanques normalmente son de acero inoxidable y cuentan con una válvula de salida para la glicerina por la parte de abajo y por otra salida y con ayuda de una bomba se vacía el biodiesel.

4.1.6 Purificación

La purificación se utiliza para limpiar el biodiesel producido y así cumplir con los parámetros establecidos según el Reglamento Centroamericano. A continuación se muestran algunas opciones

Unidad de lavado con agua al biodiesel

En esta sección se eliminan restos de glicerina, catalizador y metanol. El biodiesel se lava con agua para su purificación.

Unidad de centrifugación

Esto permite una mejor separación del biodiesel y la glicerina, removiendo las partículas sólidas del biodiesel, además de clarificarlo y purificarlo (sin necesidad de usar agua para lavarlo).

Columna de purificación de resina catiónica

Cuando se quiere purificar el biodiesel sin utilizar agua, existen unas resinas catiónicas que permiten purificar el producto principal, estas resinas de origen catiónico se encuentran almacenadas en columnas de purificación por donde se hace pasar el biodiesel una vez separado de la glicerina. Ciertas impurezas quedan atrapadas en la resina como sales, iones

potasio o sodio, entre otros, y por la polaridad de la resina los residuos de glicerina quedan atrapados en esta resina.

4.1.8 Comparación de componentes entre planta actual y otras plantas consultadas

Según los objetivos anteriores de comparación que se redactaron anteriormente se logra notar ciertas diferencias entre la planta piloto actual y las otras plantas que existen de biodiesel ya hechas o por construirse. De todo el análisis que se realizó los siguientes componentes son en los que se encuentra una diferencia entre las plantas en el siguiente Cuadro 4.1:

Cuadro 4.1 Comparación entre componentes de plantas consultadas y planta actual.

| Unidad | Plantas consultadas de biodiesel | Planta actual |
|-----------------|--|--|
| Almacenamiento | La mayoría de las plantas usan tanques de acero inoxidable para almacenar las materias primas y los productos. | No cuenta con la cantidad necesaria de tanques de acero inoxidable para almacenar el aceite, biodiesel y glicerina producidos. |
| Pre-tratamiento | Reactor de acero inoxidable con sistema de agitación y control de temperatura para realizar la esterificación ácida cuando el contenido de acidez en el aceite es muy alto. Algunas plantas tienen equipos de desgomado. | No cuenta con otro reactor provisto de agitación ni de control de temperatura para realizar un pretratamiento al aceite (esterificación ácida) o para un proceso de refinación del aceite (desgomado, neutralización, blanqueo) |

Cuadro 4.1 (Continuación). Comparación entre componentes de plantas consultadas y planta actual.

| Unidad | Plantas consultadas de biodiesel | Planta actual |
|--------------|--|--|
| Reacción | <p>Reactor de preparación del metóxido, el cual es otro reactor provisto de sistema de agitación y aislamiento térmico.</p> <p>La mayoría tiene reactores de forma cilíndrica y fondo cónico o redondeado.</p> <p>Muchas plantas tienen calentamiento eléctrico por medio de resistencias o por medio de vapor proveniente de una caldera.</p> | <p>La planta no cuenta con un reactor de menor volumen que el principal ni provisto de agitación para preparar el metóxido.</p> <p>El reactor tiene forma cilíndrica pero fondo plano.</p> <p>El sistema de calentamiento es por medio de un calentador de agua la cual ingresa a los serpentines dentro de los reactores.</p> |
| Purificación | <p>La mayoría de las plantas tienen columnas de intercambio iónico, entre 2 y 4 columnas en serie.</p> <p>Algunas otras prefieren hacer lavados con agua.</p> | <p>La planta actual cuenta con 2 columnas de purificación por intercambio iónico</p> <p>No se hacen lavados con agua.</p> |

Cuadro 4.1 (Continuación). Comparación entre componentes de plantas consultadas y planta actual.

| Unidad | Plantas consultadas de biodiesel | Planta actual |
|--------|---|---|
| Otros | <p>Algunas plantas cuentan con recuperador de metanol del biodiesel y un destilador de glicerina para recuperar los restos de metanol contenidos ahí, y reutilizan este alcohol para realizar las siguientes corridas.</p> <p>Micro filtros que se colocan a la salida del aceite luego de que se calentó para eliminar ciertos sólidos.</p> <p>Separadoras centrífugas que eliminan ciertos sólidos en el biodiesel.</p> <p>Se prefiere un proceso por lotes para producción de biodiesel.</p> | <p>La planta actual no cuenta con un recuperador de metanol ni destilador de glicerina.</p> <p>La planta no cuenta con micro filtros por donde pase el aceite ni tampoco una separadora centrífuga para hacer pasar el biodiesel separado.</p> <p>La planta actual al igual que las plantas consultadas trabaja a proceso por lotes.</p> <p>La planta no está hecha con acero inoxidable en su totalidad y ocupa mangueras para transportar aceite al reactor</p> |

Con base en el Cuadro anterior 4.1 se presentan como opciones los siguientes equipos y unidades necesarias a incorporar en el escalamiento y diseño de la planta propuesta.

- Unidad de pre-tratamiento que reduzca el % de ácidos grasos en el aceite.
- Tanque de metóxido.

- Tanque con calentamiento y agitación para el aceite crudo de palma que evita que se solidifique y así evita pérdidas de tiempo por preparación de materia prima.
- Mayor número de columnas de purificación.
- Bomba para traslado de biodiesel a través de las columnas de purificación.
- Unidad de recuperación de metanol.
- Sistema de calentamiento con vapor.

CAPÍTULO 5

GENERALIDADES DEL ESCALAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE PLANTAS DE BIODIESEL

5.1 Escalamiento

El escalamiento se define como un proceso que procura el desarrollo de reglas y criterios numéricos que determinan las medidas significativas para trasladar de un tamaño a otro, sea este de mayor a menor o viceversa (Anaya & Pedroza, 2008).

Este proceso se escalará desde una escala de investigación (piloto) a una escala mayor con el interés de fomentar la producción de biodiesel a mayor proporción. En la Figura 3.1 se muestra un diagrama de la forma en que se lleva una ruta para la producción a mayor escala, en donde lo que siempre se busca es optimizar el proceso y la producción.

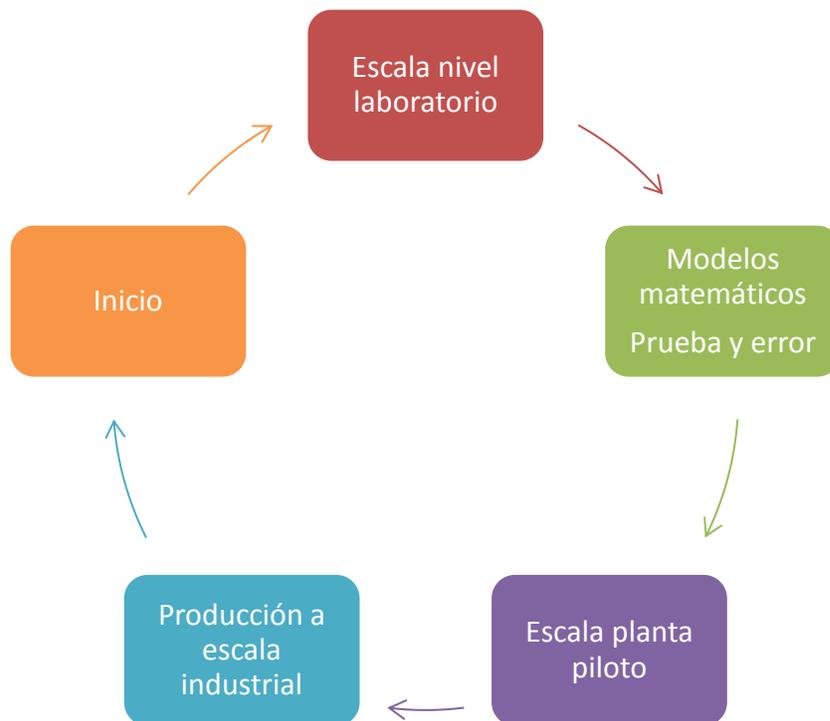


Figura 5.1. Ruta hacia una producción a mayor escala (Anaya & Pedroza, 2008).

En las plantas piloto es muy importante observar ciertas condiciones experimentales de tipo económico, de cantidad de materias primas y reactivos, materiales de construcción, condiciones óptimas de operación, ambientales, entre otras, que permiten el desarrollo hacia las nuevas tecnologías para con ello decidir las mejores condiciones se deben llevar a escalar ya de antemano analizando los criterios mencionados.

El tipo de modelo de escalamiento depende tanto del proceso en cuestión como de la geometría de los equipos involucrados. Para escalar una planta son necesarios los criterios de similitud entendiendo esta como una relación existente entre los sistemas físicos y su tamaño, entre las cuales se tienen geométrica, mecánica, térmica y química.

5.1.1 Similitud Geométrica

Acá los objetos a escalar tienen en común un modelo geométrico semejante, con tamaños relacionados entre sí por una misma proporción que se representa con una razón lineal de escalamiento:

$$L = \frac{X}{x} = \frac{Y}{y} = \frac{Z}{z} \quad (5.1)$$

Así con la ecuación 5.1 se tiene que “L” denominada como la proporción de escalamiento expresa un valor constante para cualquier punto dentro de un cuerpo con respecto al otro. En la Figura 5.2 se muestra este concepto.

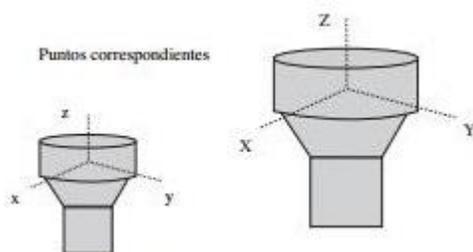


Figura 5.2 Similitud geométrica (Anaya & Pedroza, 2008).

5.2 Proporciones típicas en tanques con agitación

Cuando se tiene un tanque con agitación existen ciertas relaciones que se deben seguir, los factores de forma que relacionan las dimensiones del agitador y del tanque para que se mantenga una relación de diseño adecuada. Entre ellas se encuentran:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad (5.2)$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{6} \quad (5.3)$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad (5.4)$$

$$\frac{J}{D_T} = \frac{1}{12} \quad (5.5)$$

$$\frac{H}{D_T} = 1 \quad (5.6)$$

Donde:

D_a Diámetro del agitador, m

D_T Diámetro del tanque, m

E Altura del agitador, m

H Altura del líquido en el tanque, m

J Ancho de mamparas, m

W Ancho del agitador, m

Estas proporciones se logran ver en la Figura 5.3 con un diagrama de tanque agitado estándar.

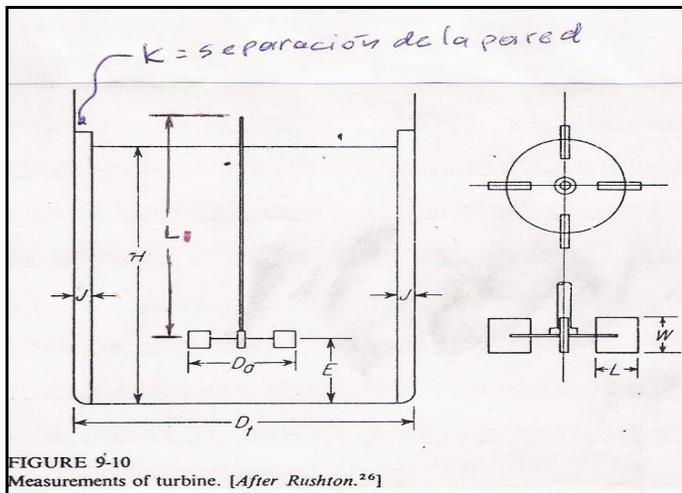


Figura 5.3. Medidas de un tanque agitado estándar (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

Existe un criterio de escalamiento que relaciona la potencia por unidad de volumen para cada unidad, tanto la piloto como la que se desea escalar, cuando se tiene agitación y mezclado, se sigue un criterio de potencia de agitación como el que se observa en la siguiente ecuación:

$$\frac{P}{V} = \text{Constante} \quad (5.7)$$

La relación anterior se mantiene constante tanto para la unidad piloto como para la unidad a escalar, este es un punto de partida para empezar el escalamiento, tomando también en cuenta el tiempo de mezcla y número de potencia.

5.3 Distribución de planta

Es importante tomar en cuenta la manera en que las unidades de operación se distribuyen en el espacio para crear lo que se llama distribución de planta, la cual consiste en una ordenación física de los factores y elementos industriales que participan en el proceso productivo de la empresa, en la distribución del área, ubicación de materias primas, unidades de almacenamiento de productos y del proceso productivo en sí, esto se lleva a cabo con la idea de tener una distribución eficaz del espacio para satisfacer los objetivos fijados por la empresa (De la Fuente & Fernández, 2005).

Existen muchas ventajas de tener una buena distribución de la planta, entre las que se pueden mencionar las siguientes:

- Disminución de las distancias a recorrer por los trabajadores y sus herramientas de trabajo.
- Mejor circulación del personal en el área de trabajo.
- Seguridad de personal para disminución de accidentes.
- Disminución de tiempo de fabricación.
- Mejoramiento de las condiciones de trabajo.

Para la distribución de la planta es necesario tomar en cuenta la totalidad de los factores que implican la distribución, entre ellos están: materiales, maquinaria, hombre, movimiento, espera, servicio y edificio. En cuanto a los materiales, factor realmente importante, se deben tomar en cuenta las características de las materias primas a utilizar, especificaciones del producto, calidad, características físicas y químicas (tamaño, peso, volumen, forma, entre otras). Tomando en cuenta las propiedades de ciertas materias primas en especial reactivos que pueden resultar ser corrosivos, explosivos, inflamables, entre otros, se tiene diferentes clasificaciones para cada tipo los cuales se muestran en el Cuadro 5.1:

Cuadro 5.1. Clasificación de sustancias ONU (ECA, 2014).

| Clase | Características |
|-------|---|
| 1 | Explosivos (Percloratos, peróxidos del éter) |
| 2 | Gases comprimidos, licuados, disueltos bajo presión. |
| 3 | Líquidos inflamables |
| 4 | Sólidos inflamables, sujetos a combustión espontánea. |
| 5 | Sustancias oxidantes, peróxidos orgánicos. |
| 6 | Sustancias tóxicas, sustancias infectantes. |
| 7 | Sustancias radioactivas. |
| 8 | Corrosivos. |
| 9 | Productos peligrosos directos. |

Saber clasificar cada una de las sustancias y compuestos químicos será de vital importancia a la hora de la distribución de la planta, ya que hay que tomar en cuenta la peligrosidad y los riesgos que podría llevar el almacenar ciertas sustancias cercas de otras, para ello se tiene la Figura 5.4 en donde se muestra un criterio sencillo de colocación de reactivos en donde dependiendo de las características físico-químicas de cada uno se establece si es conveniente o no que se almacenen con otras sustancias.

| |  |  |  |  |  |  |
|---|---|---|---|--|---|---|
|  | SI | NO | NO | NO | NO | NO |
|  | NO | SI | NO | NO | NO | SI |
|  | NO | NO | NO | NO | NO | SI |
|  | NO | NO | NO | SI | NO | NO |
|  | NO | NO | NO | NO | SI | SI |
|  | NO | SI | SI | NO | SI | SI |

Figura 5.4. Obtención, distribución y almacenamiento de reactivos (ECA, 2014).

CAPÍTULO 6

CORRIDAS EXPERIMENTALES

6.1 Corridas experimentales

Las especificaciones de calidad del biodiesel producido descritas en el Cuadro 6.1:

Cuadro 6.1. Especificaciones de calidad obtenida para el biodiesel producido en la planta piloto actual.

| Análisis | Método utilizado | Resultado obtenido | Valor permitido por la norma¹ |
|-------------------------------------|-------------------------|---------------------------|---|
| Densidad a 15°C | ASTM D-4052 | 875,8 kg/m ³ | Reportar |
| Color | Visual | Amarillo rojizo | No aplica |
| Agua y sedimentos | ASTM D-2709 | <0,05% | Máximo 0,05% |
| Punto de inflamabilidad | ASTM D- 93 | >170°C | Mínimo 130°C |
| Estabilidad a la oxidación, 110 °C | EN 14112 | 11,98 h | Mínimo 6h |
| Corrosión tira de cobre, 3h, 50°C | ASTM D130 | 1B | Máximo N°3 |
| Viscosidad a 40°C | ASTM D 445 | 3,15 | 1,9-6,5 |
| Contenido de ésteres | EN 14103 | 98,6% | Mínimo 96,5% |
| Fracción en masa de azufre total | ASTM D2622 | 3 mg/kg | Máximo 15mg/kg |
| Fracción en masa de glicerina libre | ASTM D6584 | 0,010% | Máximo 0,020% |
| Fracción en masa de glicerina total | ASTM D6584 | 0,020% | Máximo 0,24% |

Cuadro 6.1 (Continuación). Especificaciones de calidad obtenida para el biodiesel producido en la planta piloto actual.

| Análisis | Método utilizado | Resultado obtenido | Valor permitido por la norma¹ |
|--|-------------------------|---------------------------|---|
| Fracción en masa de cenizas sulfatadas | ASTM D874 | 0,002% | Máximo 0,020% |
| Punto de enturbiamiento | ASTM D 2500 | 12,0 °C | Reportar |
| Residuo de carbón | ASTM D 4530 | 0,02% | Máximo 0,050% |
| Sodio y Potasio combinados | ASTM D5863 | ND | Máximo 5 mg/kg |
| Calcio y magnesio combinados | ASTM D4628 | ND | Máximo 5 mg/kg |
| Contenido total de fósforo | SMEWW (4500 P-D) | 0,00003 | Máximo 0,001 % m/m Máximo |
| Número ácido total | ASTM D-664 | 1,1 | 0,5 mg KOH/g |

1. RTCA. *Reglamento Técnico Centroamericano. Biocombustibles. Biodiesel (B100) y sus mezclas con aceite combustible diesel*. Especificaciones. La Gaceta, Decreto Ejecutivo 34128; 242; 2007; pp. 6–9.

El lote anterior se obtuvo en julio del año 2015 y en el cual, pueden apreciarse, los resultados del rendimiento de la planta, que muestran un porcentaje de contenido de ésteres de un 98,6%, superior al valor mínimo citado en el Reglamento Centroamericano. Esto es indicativo de una buena reacción y operación del reactor. Las cantidades de sub productos son mínimas y es un indicador de la efectividad en la purificación del producto terminado en la planta.

Las demás pruebas obtenidas dieron resultados positivos, ya que cumplen con el Reglamento Técnico Centroamericano, el punto de inflamabilidad denota que aunque la

planta no cuenta con un recuperador de metanol, la resina utilizada está eliminando el residuo de metanol que pudo haber quedado luego de la reacción.

Sin embargo, la única prueba que no pasó el Reglamento Técnico es el número ácido, la cual tiene un valor de 1,1 mg KOH/g por encima del valor óptimo de 0,5 mg KOH/g, esto significa que el aceite de palma utilizado debe por recomendación ser pre-tratado para disminuir la cantidad de ácidos grasos libre. En este trabajo más adelante, se postula dicha recomendación. No obstante, por una visita realizada a la planta de parte de los vendedores de este aceite, informaron que al principio de la venta del aceite este contaba con la acidez establecida por el Reglamento, sin embargo con el pasar del tiempo la acidez fue aumentando por el almacenamiento, lo que lleva a una recomendación muy sencilla, no dejar almacenado el aceite tanto tiempo sin usar, y por el contrario irlo gastando con cierta constancia.

CAPÍTULO 7

ESCALAMIENTO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

En este capítulo se explicarán detalladamente los balances de masa y energía que se realizaron en cada unidad para obtener los resultados obtenidos en el escalamiento de la planta.

7.1. Balances de masa globales

Para obtener las cantidades de materia prima a utilizar, de reactivos y que la planta sea escalada a la cantidad de biodiesel que se desea, es necesario realizar los balances de masa de cada producto. Por consideraciones de tamaño, diseño y seguridad, además de mutuo acuerdo con la Ingeniera Paola Orozco, el proceso se hará por lotes, y se utilizarán dos reactores de 500 L para biodiesel, que al final darán como resultado 1000 L de producto obtenido. Los valores de densidad se toman del libro biodiesel “*the comprehensive handbook*”. Se parte de la materia prima aceite crudo de palma (ACP) 500 L:

$$500 \text{ L ACP} \cdot \frac{0,891 \text{ kg}}{1 \text{ L}} = 445,5 \text{ kg ACP} \quad (7.1)$$

$$445,5 \text{ kg ACP} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{848,136 \text{ kg}} = 0,5253 \text{ kmol ACP}$$

Los valores de masa molar del aceite se obtuvieron por datos ya usados en la planta piloto a partir de la composición másica del aceite crudo de palma. Con base a la relación molar metanol/aceite ya establecida en la planta piloto la cual es de 6:1, es que se realizan los balances posteriores para saber cuánto alcohol se utilizará:

$$0,5253 \text{ kmol ACP} \cdot \frac{6 \text{ kmol MeOH}}{1 \text{ kmol ACP}} = 3,1518 \text{ kmol MeOH} \quad (7.2)$$

$$3,1518 \text{ kmol MeOH} \cdot \frac{32,04 \text{ kg MeOH}}{1 \text{ kmol MeOH}} \times \frac{1 \text{ L MeOH}}{0,7918 \text{ kg MeOH}} = 127,5 \text{ L MeOH}$$

El catalizador que se utilizará es el hidróxido de potasio, la cantidad que se agrega depende de la acidez del aceite correspondiente, se tomará como referencia promedio 1,5 % de la masa total de aceite a utilizar para calcular el KOH que es el valor promedio que se usa en la planta piloto:

$$0,015 \cdot 445,5 \text{ kg} = 6,68 \text{ kg KOH} \quad (7.3)$$

Ahora para la obtención del producto principal biodiesel (Bio) se parte de los moles de aceite en la reacción, y se parte de la conversión mínima de ésteres metílicos que establece el Reglamento de biocombustibles que es un 96,5 %:

$$0,965 \cdot 0,5253 \text{ kmol ACP} \cdot \frac{3 \text{ kmol Bio}}{1 \text{ kmol ACP}} = 1,52 \text{ kmol Bio} \quad (7.4)$$

$$1,52 \text{ kmol Bio} \cdot \frac{284,04 \text{ kg Bio}}{1 \text{ kmol Bio}} \cdot \frac{1 \text{ L Bio}}{0,875 \text{ kg Bio}} = 493,64 \text{ L Bio}$$

Se logran obtener como mínimo 493,67 L de biodiesel para una conversión mínima, por lo general en la planta se obtienen porcentajes de conversión superiores al 98%, lo cual cumple con los parámetros establecidos.

Para obtener la cantidad de sub-producto glicerina (Gli) producido se parte de igual manera del aceite crudo de palma:

$$0,5253 \text{ kmol ACP} \cdot \frac{1 \text{ kmol Gli}}{1 \text{ kmol ACP}} = 0,5253 \text{ kmol Gli} \quad (7.5)$$

$$0,5253 \text{ kmol Gli} \cdot \frac{92,09 \text{ kg Gli}}{1 \text{ kmol Gli}} \cdot \frac{1 \text{ L Gli}}{1,261 \text{ kg Gli}} = 38,36 \text{ L Gli}$$

Como el metanol está en exceso, es importante calcular las cantidades residuales que no reaccionaron en la transesterificación, la cual corresponde a un 50% del metanol agregado.

$$\frac{127,5 \text{ L}}{2} = 63,75 \text{ L de MeOH residual} \quad (7.6)$$

Se debe tomar en cuenta que este metanol que no reacciona se incorpora en su mayoría a la fase polar de la glicerina y una cantidad residual mínima en el biodiesel, ya más adelante se propondrá un proceso de recuperación de metanol en exceso.

7.2. Escalamiento del reactor de transesterificación

Las características del reactor de transesterificación piloto se muestran en el Cuadro A.1, en cuanto a los factores de forma del reactor actual piloto se destacan los siguientes en el Cuadro 7.1:

Cuadro 7.1. Factores de forma de reactor piloto de transesterificación.

| Factores de forma Reactor escala piloto | | | Teórico |
|---|--------------------------------|--------|---------|
| S ₁ | D _t /D _a | 3,64 | 3 |
| S ₂ | E/D _a | 1 | 1 |
| S ₃ | L/D _a | 0,455 | 0,5 |
| S ₄ | W/D _a | 0,218 | 0,2 |
| S ₅ | J/D _t | No hay | 0,083 |
| S ₆ | H/D _t | 1 | 1 |

Como se puede apreciar los factores de forma actuales del reactor piloto son muy similares a los valores teóricos de un tanque estándar, aquellos que no son del todo iguales serán corregidos en el dimensionamiento del reactor y futuro escalamiento. El reactor no cuenta con mamparas sin embargo le serán colocadas como parte de las recomendaciones de mejora y además se partirá de este hecho para el futuro escalamiento, pues aunque el actual reactor no las tenga y funcione de la manera adecuada, si es conveniente su colocación pues con ello se logra una mayor homogenización. Otra consideración importante es que el escalamiento se realizará por recomendaciones con la máxima velocidad de agitación posible por el motor del reactor, para tener un factor de seguridad incorporado en el escalamiento y que no se vaya a quemar el motor.

Para efectos del escalamiento se toma en cuenta que se tiene una mezcla conformada por metanol y aceite de palma al inicio de la mezcla, y al final se tiene biodiesel y glicerina, las características de estas mezclas se muestran en el Cuadro A.2 y A.3.

Es importante recalcar que según los balances de masa mostrados anteriormente, el reactor se escalará para un volumen de mezcla en específico, ya que los 500 L de aceite incorporados al inicio, más los 127,5 L de metanol agregados hacen un total aproximado de 630 L de mezcla.

Para iniciar el escalamiento se parte del número de Reynolds el cual viene dado por la ecuación 7.7, y se calculan los valores tanto en la situación de arranque como en la situación final de la reacción:

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 n \rho}{\mu} \quad (7.7)$$

En la Figura 7.1 se muestra una gráfica para diferentes tipos de agitadores usados en la planta a diferentes números de Reynolds.

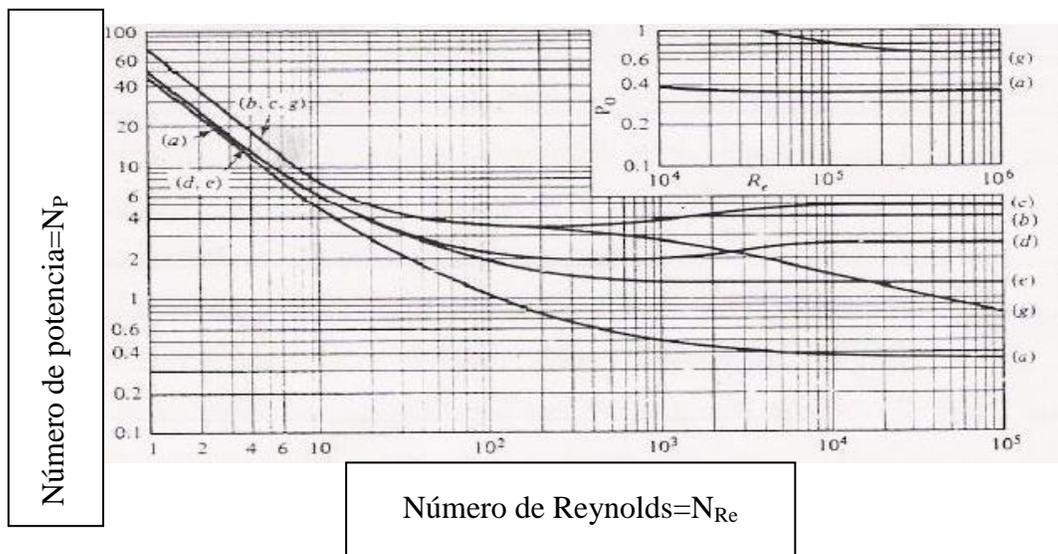


Figura 7.1 Potencia para la agitación de impulsores sumergidos en líquidos de una sola fase. Las curvas corresponden a los impulsores: (a) impulsores marinos, (b) turbinas de hojas planas, (c) turbinas de disco de hoja plana, (d) turbinas de hoja curva, (e) turbinas de hojas finas, (g) turbinas de hojas planas sin mamparas sin vórtices. (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

El valor del Reynolds para la situación del final es mayor que la del arranque, y es de allí que se va a tomar como referencia el escalamiento, ya que es la situación que amerita mayor esfuerzo. El número de Froude es un parámetro que se utiliza en la formación de vórtices cuando el tanque no tiene pantallas, sin embargo debido a que se parte del hecho de que se incorporan las mamparas al tanque, así que se desprecia este parámetro.

Según la Figura 7.1 para el agitador de turbinas de aspas planas, opción denotada por la letra b, se tiene que para un valor de Reynolds de 31402,96 (Cuadro B.1) el número de potencia es 4. Como esta es la potencia entregada al fluido, es necesario encontrar la potencia del motor, para ello se usa una eficiencia del 60 %:

Para el escalamiento se hace uso de la relación P/V ya que para cada reactor esta relación debe mantenerse constante. Para el reactor piloto cuyo volumen de mezcla líquida está diseñado para 0,0475 m³ y la potencia del motor obtenida 453,91 W (Cuadro B.1) se obtiene la siguiente relación:

$$\frac{P}{V} = \frac{453,91 \text{ W}}{0,0475 \text{ m}^3} = 9556,14 \frac{\text{W}}{\text{m}^3}$$

Para el escalamiento se usa la siguiente relación:

$$\frac{P_1}{V_1} = \frac{P_2}{V_2} \quad (7.8)$$

Conociendo el volumen de la mezcla del reactor escalado el cual será de 0,630 m³ es posible despejar la potencia necesaria para el motor escalado:

$$P_2 = V_2 \cdot \frac{P_1}{V_1} = 0,630 \text{ m}^3 \cdot 9556,14 \frac{\text{W}}{\text{m}^3} = 6020,3 \text{ W}$$

Para cotizar este motor en el mercado, es más común usar el término caballos de potencia Hp, el cual equivaldría a:

$$\frac{6020,3\text{W}}{745,7}=8,07=8 \text{ Hp}$$

Es importante recordar que el reactor no debe quedar lleno en su totalidad, se recomienda al menos un 85 % de la capacidad física del tanque para volúmenes menores a 1,9 m³, es por ello que tomando en cuenta dichos factores y siguiendo las dimensiones estándar de tanques agitados se obtienen los siguientes valores para el reactor de biodiesel escalado que se muestran en el Cuadro 7.2:

Cuadro 7.2. Datos del reactor escalado de transesterificación.

| | |
|--|--|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical con agitación y fondo elíptico, tapa plana atornillada para llenado de líquido por la parte superior. Con salida para medidor de nivel del líquido. Con prevista para conexión a tierra |
| Diámetro interior (m) | 0,93 |
| Altura (m) | 0,98 |
| Capacidad (m ³) | 0,63 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica. Rangos de temperatura en que opera: 35-60 °C |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical con soportes anclados al suelo |
| Agitador | Tres Aspas planas de acero inoxidable 304 |
| Potencia del motor (W) | 6020 |
| Unidad adicional Mamparas | Cuatro Mamparas de acero inoxidable 304 distanciadas en ángulos de 90°. |

En el caso del espesor, este va a depender directamente del material de fabricación del tanque, para el reactor de transesterificación se elegirá acero inoxidable, según los requerimientos de diversos estándares para tanques para presión atmosférica para diámetros inferiores a 15,2 m es preferible usar un diámetro de 0,00476 m.

Debido a la solicitud de Recope de usar acero inoxidable 304 es que se elige este material de construcción para la mayoría de los tanques.

7.3. Balances de energía en el reactor de transesterificación

Como parte importante del escalamiento y del proceso de transesterificación, está el calentamiento de la mezcla en el interior del reactor, es por ello que se procederán a realizar los balances de energía para así hallar los requerimientos energéticos de la planta, así como el equipo de calentamiento.

La planta actual usa agua líquida que se calienta a través de un concentrador energético, el cual con ayuda de una bomba de agua se trasiega el líquido a través de los serpentines helicoidales los cuales están en el interior de la mezcla. Un cambio importante en el sistema de calentamiento es la utilización de vapor como medio de calentamiento en vez de agua, ya que es mucho más útil y en la zona donde será instalada la planta se cuenta con una caldera que proveerá todo el vapor necesario para la demanda de calentamiento de toda la planta.

En el Cuadro A.5 se muestran las condiciones del vapor que sale de la caldera y sus respectivos valores de temperatura y entalpía, las cuales se tomaron de la ficha técnica de la caldera y tablas de vapor.

Tanto el aceite como la mezcla de metóxido, ingresan al tanque de reacción principal con una temperatura aproximada de 35 °C, por esto la temperatura inicial será de este valor, y la temperatura final será de 50 °C ya que este sería el máximo de temperatura deseada en el reactor. Con todas estas consideraciones se procede a obtener la energía necesaria para elevar la temperatura de 35 a 50 °C de la mezcla tomando una base de cálculo de 10

minutos de calentamiento para llegar a la temperatura deseada, este tiempo se eligió así por similitud a la planta piloto ya que rápidamente llega a la temperatura final y además los reactivos perciben un cambio de temperatura muy pequeño.

Como resumen de los resultados obtenidos se tiene el siguiente Cuadro 7.3.

Cuadro 7.3. Requerimientos de energía y vapor para el serpentín del reactor de transesterificación.

| Datos | Valor |
|------------------------------|---------|
| Energía en el serpentín (J) | 33680,2 |
| Flujo másico de vapor (kg/s) | 0,016 |

Para dimensionar el serpentín es necesario usar la siguiente ecuación en donde se halla el coeficiente de película externo:

$$\frac{h_c d_o}{k} = a \left(\frac{D_a^2 n \rho}{\mu} \right)^m \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^n \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^p \left(\frac{D_a}{D_T} \right)^q \quad (7.9)$$

Para poder resolver la ecuación anterior y despejar el coeficiente de película “ h_c ” son necesarios ciertos valores de la materia prima principal el aceite de palma, los cuales se muestran en el Cuadro A.6.

La descripción del serpentín y del aislante del tanque se muestran a continuación en el Cuadro 7.4:

Cuadro 7.4. Datos resumen de serpentín helicoidal y aislante del reactor de transesterificación.

| Característica | Valor | Unidad |
|-----------------------------------|----------------------|-----------|
| Diámetro del vuelta del serpentín | 0,736 | m |
| Material de tubos del serpentín | Acero inoxidable 304 | No aplica |
| Diámetro nominal del serpentín | 0,01905 BWG 13 | m |

Cuadro 7.4 (Continuación). Datos resumen de serpentín helicoidal y aislante del reactor de transesterificación.

| Característica | Valor | Unidad |
|---------------------------------|-----------------|---------------|
| Espaciado de centro a centro | 0,0638 | m |
| Número de vueltas del serpentín | 10 | No aplica |
| Altura del serpentín | 0,636 | m |
| Material del aislante | Fibra de vidrio | No aplica |
| Espesor del aislante | 0,0395 | m |

7.4 Reactor de metóxido

El reactor de metóxido es una incorporación nueva y necesaria que se le hace a la planta ya que es muy conveniente que la mezcla de metanol-hidróxido de potasio se haga en un reactor aparte, además según las otras plantas de biodiesel que se consultaron, la mayoría tiene una sección de estas. En cuanto a la agitación del tanque, se elige un agitador tipo hélice marina de tres aspas que permita un mezclado vigoroso y ya que lo único que se desea en la agitación es que se logre un mezclado homogéneo entre el hidróxido de potasio y el alcohol metílico.

Para el cálculo de la potencia del motor requerido se usa una agitación de 10 s^{-1} como un máximo de movimiento. Los datos obtenidos para este reactor se muestran a continuación en el Cuadro 7.5 y 7.6.

Cuadro 7.5. Datos generales del reactor de metóxido.

| Dato | Valor | Unidad |
|-------------------------------------|--------------|---------------|
| Volumen Líquido | 0,26 | m^3 |
| E (altura agitador) | 0,23 | m |
| H (altura del líquido en el tanque) | 1,0 | m |
| L(Largo agitador) | 0,115 | m |
| W(Ancho agitador) | 0,058 | m |
| n (velocidad de agitación) | 10 | 1/s |

Cuadro 7.5 (Continuación). Datos generales del reactor de metóxido.

| Dato | Valor | Unidad |
|---------------------|--------------|---------------|
| Ancho Mamparas | 0,058 | m |
| Número de Reynolds | 837724,4 | adim |
| Potencia del fluido | 193 | W |
| Potencia del motor | 322,66 | W |

Cuadro 7.6. Dimensionamiento del reactor de metóxido.

| | |
|--|--|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical con agitación, con fondo elíptico, tapa plana atornillada para llenado de líquido por la parte superior. Con salida para medidor de nivel del líquido. Con prevista para conexión a tierra. |
| Diámetro interior (m) | 0,70 |
| Altura (m) | 0,74 |
| Capacidad (m ³) | 0,260 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica. Rangos de temperatura en que opera: 20-40 °C |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical aéreo con soportes a |
| Agitador | Hélice marina |
| Potencia del motor (W) | 373 |
| Unidad adicional Mamparas | Cuatro Mamparas de acero inoxidable 304, distanciadas en ángulos de 90°. |

7.5 Tanque de almacenamiento y calentamiento del aceite

El tanque de almacenamiento de aceite debe estar equipado de calentamiento con vapor para evitar que la temperatura se desvíe por debajo de los 35 °C que es la temperatura en la

cual el aceite se mantiene en estado líquido y listo para la reacción. El tanque que almacena el aceite el cual pasa directo a la reacción es de forma cilíndrica con fondo elíptico, y tiene la capacidad para almacenar 5000 L de aceite. En cuanto al calentamiento el vapor va a pasar por un serpentín que se sitúa en el fondo del cuerpo cilíndrico sin contacto físico con la superficie del fondo. El calentamiento será por convección libre aplicando el principio de densidad, que conforme se caliente la sustancia líquida se vuelve menos densa y por efecto de diferencia de densidad se va para arriba mientras la parte del fondo se va calentando.

Las características de este tanque se muestran a continuación en el Cuadro 7.7:

Cuadro 7.7. Dimensiones del tanque de almacenamiento de aceite crudo de palma.

| | |
|--|---|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical, con fondo elíptico tapa plana movable para llenado de líquido por la parte superior. Con salida para medidor de nivel del líquido. Con prevista para conexión a tierra. |
| Diámetro interior (m) | 1,93 |
| Altura (m) | 1,7 |
| Capacidad (m ³) | 5 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones ambientales de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica. Rangos de temperatura de trabajo 30-50 °C |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical con soportes anclados al suelo |

Entre las consideraciones que se deben tomar son las temperaturas, se supone que la temperatura dentro del tanque será constante y de 40 °C para evitar que el aceite se solidifique. Por otro lado se supone una temperatura de ambiente mínima de 18 °C como una condición límite.

Cuadro 7.8. Dimensiones del serpentín de tanque de almacenamiento de aceite crudo de palma.

| Dato | Valor | Unidad |
|-------------------------------------|--------------|----------------|
| Área total del serpentín | 0,564 | m ² |
| Número de tubos | 8 | m |
| Diámetro de tubos internos | 0,01905 | m |
| Área de cada tubo | 0,0837 | m ² |
| Material | Cobre | No aplica |
| Espaciado entre tubo | 0,15 | m |
| Longitud de cada tubo | 1,403 | m |
| Diámetro tubos conductores de vapor | 0,0635 | m |
| Longitud tubos conductores de vapor | 1,325 | m |

Cuadro 7.9. Datos obtenidos del espesor del aislante del tanque de almacenamiento del aceite.

| Dato | Valor | Unidad |
|----------------|--------------|----------------------|
| k | 0,0328 | (W/mK) |
| T ₁ | 318 | K |
| T ₂ | 298 | K |
| ΔT | 7 | K |
| h _c | 2,56 | (W/m ² K) |
| A | 10,31 | (m ²) |
| P | 15,527 | (m) |
| L | 0,66 | (m) |
| x (Espesor) | 0,0366 | (m) |

7.6. Unidad de separación: Decantadores

La planta actual cuenta con un decantador, sin embargo, como ya se mencionó en la planta a escalar se colocarán dos reactores, lo que repercute en que también se coloquen dos decantadores, uno para cada reactor.

El decantador de la planta actual tiene las características de que el diámetro superior sea la mitad de la altura total, y que el diámetro inferior sea casi diez veces menor al diámetro superior. Además la inclinación del cono es de aproximadamente 45° . Para el nuevo modelo de decantador se seguirán estas características y en vez de llenarse por completo dicho decantador lo que se hará es dimensionarse para que el volumen de mezcla ocupe un 90% de la capacidad esto por razones de seguridad y expansión térmica de la mezcla.

Las características del decantador se muestran a continuación en el Cuadro 7.10.

Cuadro 7.10. Dimensiones y características del decantador escalado.

| | |
|------------------------------|--|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical, con fondo cónico, tapa plana atornillada para llenado de líquido por la parte superior. Con salida para medidor de nivel del líquido Con prevista para conexión a tierra. |
| Diámetro interior (m) | 0,75 |
| Altura (m) | 1,5 |
| Forma fondos | Fondo cónico con diámetro inferior de 8,58 cm con altura de cono de 33,15 cm y ángulo de 45° |
| Capacidad (m^3) | 0,63 (corresponde al 85% de la capacidad del tanque por factor de seguridad y expansión térmica del producto por calentamiento) |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |

Cuadro 7.10 (Continuación). Dimensiones y características del decantador escalado.

| | |
|--|--|
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica. Rangos de temperatura en que opera: 20-50 °C |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical con soportes anclados al suelo |

7.7. Unidad de purificación: Columnas de intercambio iónico

En el caso del sistema de purificación, el sistema se va a mantener con el tipo de resina ya utilizado en la planta piloto, la resina Purolite PD-206 es el tipo de resina actual para la limpieza de ciertas impurezas al biodiesel. Partiendo desde la cantidad de biodiesel que se debe procesar que son 1000 L por lote, en la página de Utah Biodiesel Supply existen varios estilos de columnas en donde para este caso en específico se recomienda una columna de diámetro de 0,254 m y a partir de este dato con las recomendaciones para el diseño de este tipo de columnas es que se especifican las nuevas dimensiones. Las características en general de estas columnas quedarían de la siguiente manera según Cuadro 7.11:

Cuadro 7.11. Características de las columnas de intercambio iónico.

| Característica | Valor | Unidad |
|--|----------------------|-------------------|
| Diámetro de la columna | 0,254 | m |
| Altura de resina lecho dentro de la columna | 0,762 | m |
| Altura total de la columna | 1,524 | m |
| Volumen de resina a utilizar en cada columna | 0,039 | m ³ |
| Densidad de la resina | 1200 | kg/m ³ |
| Masa de resina | 46,8 | kg |
| Flujo de biodiesel a través de la columna | 3,8x10 ⁻⁵ | m/s |
| Tiempo total de purificación | 25200 | s |

El procedimiento se muestra a continuación:

- Drenar todo el biodiesel de la columna (sacarlo)
- Llenar columna con metanol de arriba hacia abajo con al menos 2 ó 3 BV (volumen del lecho) con un flujo a la mitad del usual.
- Sacar todo el metanol de la columna
- Volver a llenar con biodiesel puro la columna hasta sacar todo el aire contenido
- Volver a pasar el biodiesel que quiere purificar

Con todas las consideraciones descritas en el Cuadro 7.12

Cuadro 7.12. Dimensiones de las columnas de intercambio iónico.

| | |
|--|---|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical, con fondo plano, tapa plana atornillada para llenado de líquido por la parte lateral superior. Columna consta de un orificio lateral para salida de aire Con prevista para conexión a tierra |
| Diámetro interior (m) | 0,254 |
| Altura (m) | 1,524 |
| Capacidad (m ³) | 0,0772 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones de temperatura entre 20 y 30 °C. . A presión atmosférica. Rangos de temperatura en que opera: 20-35 °C |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical con soportes anclados al suelo |

7.8 Unidades de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento que se dimensionaron fueron el almacenamiento de metanol, glicerina cruda y biodiesel. Los volúmenes van entre 2,5 a 5 m³. En los siguientes cuadros 7.13 y 7.14 se muestran las dimensiones y características de los diferentes tanques.

Para el tanque de glicerina se eligió un modelo exactamente igual al de biodiesel que contenga 5000 L de mezcla, y la glicerina previo a entrar a este tanque ya habrá pasado por un proceso de eliminación de metanol que más adelante se explicará, la mayor diferencia radica en el material de este tanque que será de acero al carbono 1020 ya que es un subproducto.

Cuadro 7.13. Dimensiones y características del tanque de almacenamiento de metanol.

| | |
|--|--|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical, con fondo plano y tapa fija plana para evitar evaporación de líquido. Con salida para medidor de nivel del líquido Con prevista para conexión a tierra |
| Diámetro interior (m) | 1,47 |
| Altura (m) | 1,74 |
| Forma fondos | Fondo plano |
| Capacidad (m ³) | 2,5 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones ambientales de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica Rangos de temperatura en que opera: temperatura ambiente |
| Orientación y Soportes | Vertical y anclados al suelo |

Cuadro 7.14 Dimensiones y características del tanque de almacenamiento de biodiesel.

| | |
|--|--|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical, con fondo cónico, tapa plana movable para llenado de líquido por la parte superior. Con salida para medidor de nivel del líquido Con prevista para conexión a tierra. |
| Diámetro interior (m) | 1,78 |
| Altura (m) | 2,03 |
| Capacidad (m ³) | 5 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica. Rangos de temperatura en que opera: temperatura ambiente. |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical con soportes anclados al suelo |

7.9. Unidad de pretratamiento del aceite

Tomando en cuenta diferentes criterios de selección de tratamientos en donde los equipos y reactivos toman importancia a la hora de seleccionar los procesos, se recomienda el siguiente pre-tratamiento a realizar para disminuir la cantidad de ácidos grasos libres que tiene presentes el aceite crudo de palma, y todas aquellas impurezas sólidas que puede traer para así tener una mejor calidad de producto final: biodiesel, que cumpla con todas las especificaciones del Reglamento Técnico Centroamericano.

7.9.1. Desgomado

Paso 1: Agregar un ácido

En cualquier etapa que se inicie lo primero que se debe hacer es acondicionar el aceite, en este caso con ácido fosfórico o cítrico (0,02 a 0,5% m/m) de 60 a 90 °C durante 15 a 30 minutos, se agrega al aceite y se calienta con agitación constante facilitando el mezclado. (Choo & Yap, 1997).

El desgomado se cataloga como el primer paso hacia la refinación, su objetivo es la eliminación de los fosfátidos y glicolípidos que se extraen de las semillas disueltas con el aceite, sin este refinamiento, los triglicéridos se alteran con mayor facilidad y adquieren sabores y olores desagradables, al igual que también pueden suceder otros indeseables percances como la decantación en los tanques de almacenamiento, una mayor susceptibilidad a la oxidación y formación de espumas durante el calentamiento (Engineering, 2012).

Etapa 1: Desgomado

Una vez mezclado el ácido se agrega agua a una relación 2% v/v con respecto al aceite a una temperatura entre 70-90 °C, luego se separan las fases mediante una centrifuga, las gomas se van porque insolubilizan los fosfolípidos y otras materias coloidales, entonces se separan los fosfátidos junto con el agua en exceso y el aceite desgomado pasa a la siguiente etapa.

Es importante recalcar que las gomas que se obtienen de la centrifuga son en su mayoría fosfátidos hidratables con agua en exceso cerca de un 25-50% en peso y deben almacenarse, secarse y tratarse inmediatamente para que no haya contaminación por acción bacteriana, en muchos casos se usan peróxidos para obtener productos más claros. (Copeland, Richard & Blecher, 2006).

Para efectos del proceso descrito anteriormente, es necesario un equipo de mezclado y calentamiento para el aceite crudo de palma recién traído a la planta, es por ello que se propone el siguiente modelo de tanque, el cual consta de calentamiento por medio de un serpentín, también consta de un sistema de agitación muy leve pero que permita la mezcla entre los diferentes componentes que ingresen al tanque.

El tanque de aceite tendrá una capacidad para 5000 L y sus dimensiones se muestran a continuación en el Cuadro 7.15:

Cuadro 7.15. Dimensiones del tanque de aceite para pretratamiento.

| | |
|--|--|
| Descripción | Tanque cilíndrico vertical con agitación, con fondo elíptico y tapa plana atornillada para llenado de líquido por la parte superior. Con salida para medidor de nivel del líquido Con prevista para conexión a tierra |
| Diámetro interior (m) | 1,85 |
| Altura (m) | 1,85 |
| Capacidad (m ³) | 5 |
| Espesor carcasa y fondos (m) | 0,00476 |
| Material | Acero Inoxidable 304 |
| Condiciones ambientales a las que se está expuesto | Expuesto a atmósferas salinas, interiores, para condiciones ambientales de temperatura entre 20 y 30 °C. A presión atmosférica Rangos de temperatura en que opera 30-50 °C |
| Orientación y Soportes | Tanque vertical con soportes anclados al suelo |
| Agitador | Agitador tipo turbina aspas planas con 4 aspas de acero inoxidable 304. |
| Potencia Motor (W) | 3730 |
| Unidad adicional (mamparas) | Cuatro Mamparas de acero inoxidable 304, distanciadas en ángulos de 90°. |

En cuanto a los balances de energía para este tanque, se siguió exactamente la misma metodología que para el cálculo de calor requerido en el tanque de transesterificación, así

que en el Cuadro 7.16 se muestran los valores del tanque y de demanda energética que se necesita para pasar el aceite de estado sólido a líquido, ya que este sería un caso no deseado pero se puede dar.

Cuadro 7.16. Demanda energética de tanque de pretratamiento del aceite crudo de palma y datos serpentín.

| Dato | Valor |
|---|---------------|
| Energía en el serpentín (J) | 631013625 |
| Cantidad Energía total demanda por tanque (W) | 87641 |
| Área vuelta de serpentín (m ²) | 0,235 |
| Número de vueltas | 12 |
| Diámetro nominal de serpentín (m) | 0,0158 BWG 12 |
| Diámetro de vuelta externa (m) | 1,51 |
| Espaciado de centro a centro (m) | 0,1067 |
| Altura total (m) | 1,28 |
| Espesor aislante fibra de vidrio (m) | 0,0371 |

7.10. Sistema de recuperación de metanol

Debido a que las cantidades de metanol agregadas a la mezcla es bastante, prácticamente un 50 % del volumen agregado no reacciona porque se agrega el doble de lo necesario esto para favorecer la reacción al lado de los productos. Debido a lo anterior es necesario proponer un proceso adecuado de recuperación del metanol.

En cuanto a los tanques para este proceso se puede utilizar un modelo similar a los tanques de reacción de transesterificación, ya que la mezcla que se tiene es biodiesel, en el caso de la glicerina al ir eliminando el metanol adquiere una contextura muy espesa y como recomendación se pensaría en un agitador con una potencia mayor. Teniendo claro ese aspecto se procede a calcular un condensador con tubos que permite el intercambio calórico entre el vapor de metanol que se va evaporando del biodiesel y que entra en contacto con el agua que condensa esta sustancia. Al final se dimensiona un intercambiador de tubo y

coraza de dos pasos, en donde el agua va entre los tubos y el vapor por la coraza con las características del Cuadro 7.17.

Cuadro 7.17. Características de recuperador de metanol.

| Característica | Valor | Unidad |
|---|--------------|----------------|
| Temperatura del agua de entrada | 294 | K |
| Temperatura del agua de salida | 323 | K |
| Temperatura del metanol | 337,5 | K |
| MLDT | 26,04 | K |
| Flujo metanol | 103 | kg/h |
| Flujo agua | 972 | kg/h |
| H _{vap} metanol | 1100 | kJ/kg |
| C _p agua | 4186 | kJ/kg |
| Intercambiador de 2 pasos arreglo triangular de 0,03175 m | | |
| Área | 2,55 | m ² |
| Número de tubos | 32 | adim |
| Deflectores | 0,1905 | m |
| Espaciado entre deflectores | 0,1905 | m |

7.11. Tuberías, accesorios y bombas

De manera general se explican las diferentes escogencias de los accesorios de la planta

7.11.1. Tubería para trasiego de vapor

El vapor que proviene de la caldera se caracteriza por venir a una temperatura alta de aproximadamente 180°C y es por ello que se deben tomar las medidas del caso para el trasiego de este vapor. Lo primero que se debe hacer es calcular la demanda energética total

para abastecer toda la planta, y esto se logra con los datos de calor que ya se encontraron en las secciones anteriores para todos aquellos equipos que requieren de energía.

Para calcular la demanda de vapor se toman en cuenta los siguientes puntos en el siguiente Cuadro 7.18 se muestran los valores de demanda energética en donde se toman más equipos extra por si en algún momento se procede a ampliar la planta.

Cuadro 7.18. Demanda de vapor en la planta.

| Demanda de vapor | |
|--------------------------------------|--------|
| 4 Reactores (W) | 134720 |
| 3 Tanques de Aceite (W) | 262920 |
| Intercambiador de calor y extras (W) | 39764 |
| Total (W) | 437404 |

Según recomendaciones de la ingeniera Paola Orozco la velocidad óptima de trasiego de vapor es similar a 15 m/s, entonces es de allí donde se va a partir para el cálculo de esta tubería. La entalpía del vapor a la entrada según las tablas de vapor es de 2771100 J/kg, entonces para obtener el flujo total del vapor:

$$\frac{437404 \text{ J/s}}{2771100 \text{ J/kg}} = 0,157 \text{ kg/s}$$

El volumen específico para esta temperatura es de 0,1943 m³/kg para hallar el flujo volumétrico:

$$0,157 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 0,1943 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 0,0307 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{0,0307 \text{ m}^3/\text{s}}{15 \text{ m/s}} = 0,00204 \text{ m}^2$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot D^2 = 0,00204 \text{ m}^2$$

$$D = 0,051 \text{ m} = 5,1 \text{ cm}$$

Con el diámetro obtenido perfectamente se puede colocar una tubería de 2 pulgadas, la cual deber ser sin costuras cédula 40. En el caso del aislamiento se elige el silicato de calcio el cual se usa para la cobertura de las tuberías de vapor en el Plantel de Recope, y de espesor 1,5 pulgadas especial para ámbitos de temperatura de entre 177-232 °C.

7.11.2. Bombas de la planta

Para el trasiego de mezcla en la planta es necesario utilizar bombas las cuales permitan trasvasar de un tanque a otro. La metodología para encontrar la bomba más adecuada siempre es la misma, se toman en cuenta las distancias y las pérdidas por fricción de los accesorios incorporados tales como válvulas, uniones, codos, entre otros. Es importante recalcar que estos cálculos se hicieron con base en lo accesorios principales, sin embargo es posible que hayan más pérdidas por fricción que no se tomaron en cuenta, para ello las bombas cotizadas se llevaron a una empresa especializada en bombeo en donde se le dieron las características de los fluidos a trasegar junto con las pérdidas de la tubería y ellos introdujeron su factor de seguridad y las potencias de estas bombas fueron aseguradas considerando eficiencias. A la hora de pedir esta bomba a algún fabricante es necesario tomar en cuenta la eficiencia y además de tomar en cuenta un sobredimensionamiento extra ya que pueden existir accesorios que no se tomaron en cuenta y puedan ser necesarios a la hora de la instalación.

En el caso de la bomba que impulsa el biodiesel crudo a través de las columnas de purificación se tomó en cuenta aparte de los accesorios de la tuberías, el flujo de biodiesel recomendado como precaución, y la caída de presión la cual es de 1 bar para una altura de empaquetamiento de 60 cm, así que por consideraciones de seguridad se duplica esta condición para asegurarse que la potencia de la bomba será suficiente para trasegar el biodiesel puro. Para hallar la tubería y velocidad óptima para el trasiego de este fluido se usa la siguiente ecuación 8.10 que fue tomada del libro del Operaciones Unitarias en Ingeniería Química:

$$v = \frac{12m^{0,1}}{\rho^{0,36}} \quad (7.10)$$

Cuadro 7.19. Características de bombas en la planta.

| Tipo de bomba | Potencia |
|---|-----------------|
| Bomba centrífuga para trasiego de aceite | 231,05 W |
| 2 Bombas de doble diafragma para metanol | 97,46 W |
| 4 Bombas centrífugas para Biodiesel | 268,87 W |
| Bomba de cavidad progresiva para columnas de intercambio iónico | 43,75 W |

CAPÍTULO 8

DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

8.1. Diagrama de Flujo y Proceso

En el DFP que se muestra a continuación se logra observar que el proceso inicia con un proceso de pre-tratamiento en donde el aceite se agita, calienta y mezcla con un ácido de conveniencia al igual que con agua a una temperatura alrededor de 90 °C, en el Tanque TM 101, luego pasaría por una centrífuga CT-101 que se encargaría de limpiar este aceite separando las gomas que van a un estañón TA-106 y el aceite desgomado se iría al tanque TA-101 donde se mantendría con calentamiento constante superior a 35°C y listo para la reacción, en donde la bomba P-103 se encargaría de bombearlo hasta el RT-101 y RT-102 respectivamente.

El metanol se bombea desde su almacenamiento a través de una bomba de diafragma P-101 hasta el tanque de metóxido RM-101 para su mezclado con el hidróxido de potasio el cual por ser un sólido debe agregarse manualmente al tanque, luego del mezclado se abre una válvula que permite la caída por gravedad de la mezcla hacia cada uno de los reactores de transesterificación RT-101 y RT-102, en los cuales luego de una hora de agitación y temperatura constante de alrededor de 45-50 °C sería bombeado por P-104 hacia la unidad de separación D-101 y D-102 que son los decantadores.

Luego de 16 horas aproximadamente de separación la glicerina se sacaría de cada uno de los decantadores manualmente y se llevaría al proceso de separación de metanol, mientras que el biodiesel sería bombeado por P-105 hacia un tanque de almacenamiento de biodiesel crudo TA-102.

Una bomba P-106 se encarga de hacer pasar el biodiesel a través de la resina dentro de las columnas de purificación C-101 y C-102 que trabajan en serie mientras que la tercer

columna C-103 se regenera, en un proceso lento de siete horas, para caer en el tanque TA-103 para luego ser bombeado por P-107 hacia la unidad de recuperación de metanol en el TA-104 donde un condensador IC-101 condensa los vapores de metanol que se recuperan y almacenan en el TA-105 para bombearlos por P-108 o utilizados en el proceso de regeneración de la resina. El biodiesel puro se va gracias a P-109 hacia el tanque de biodiesel terminado TA-107.

8.2. Distribución de la planta

En la siguiente Figura 8.1 se obtiene una aproximación del lugar dentro de las instalaciones de Recope en donde se pensaría colocar la planta de biodiesel escalada en Limón, este está denotado por un espacio rectangular de color morado en la parte de abajo del Plano de conjunto, el mismo cuenta con un área muy extensa de 16 657 m².

La razón de ubicar en este sitio la planta es que aún hay 1,5 hectáreas de espacio disponible, plano (sin necesidad de hacer rellenos), con posibilidad de acceso independiente, cercano a la línea férrea y a las líneas de utilidades de la refinería. El cuarto de calderas se ubica en el cuarto bloque hacia arriba del espacio denotado de color morado subrayado en la Figura 8.1.

En los alrededores a este plantel hay centros de educación como el Institucional de Limón, servicios de estación de contenedores, carreteras principales, iglesias, plantas eléctricas del ICE.

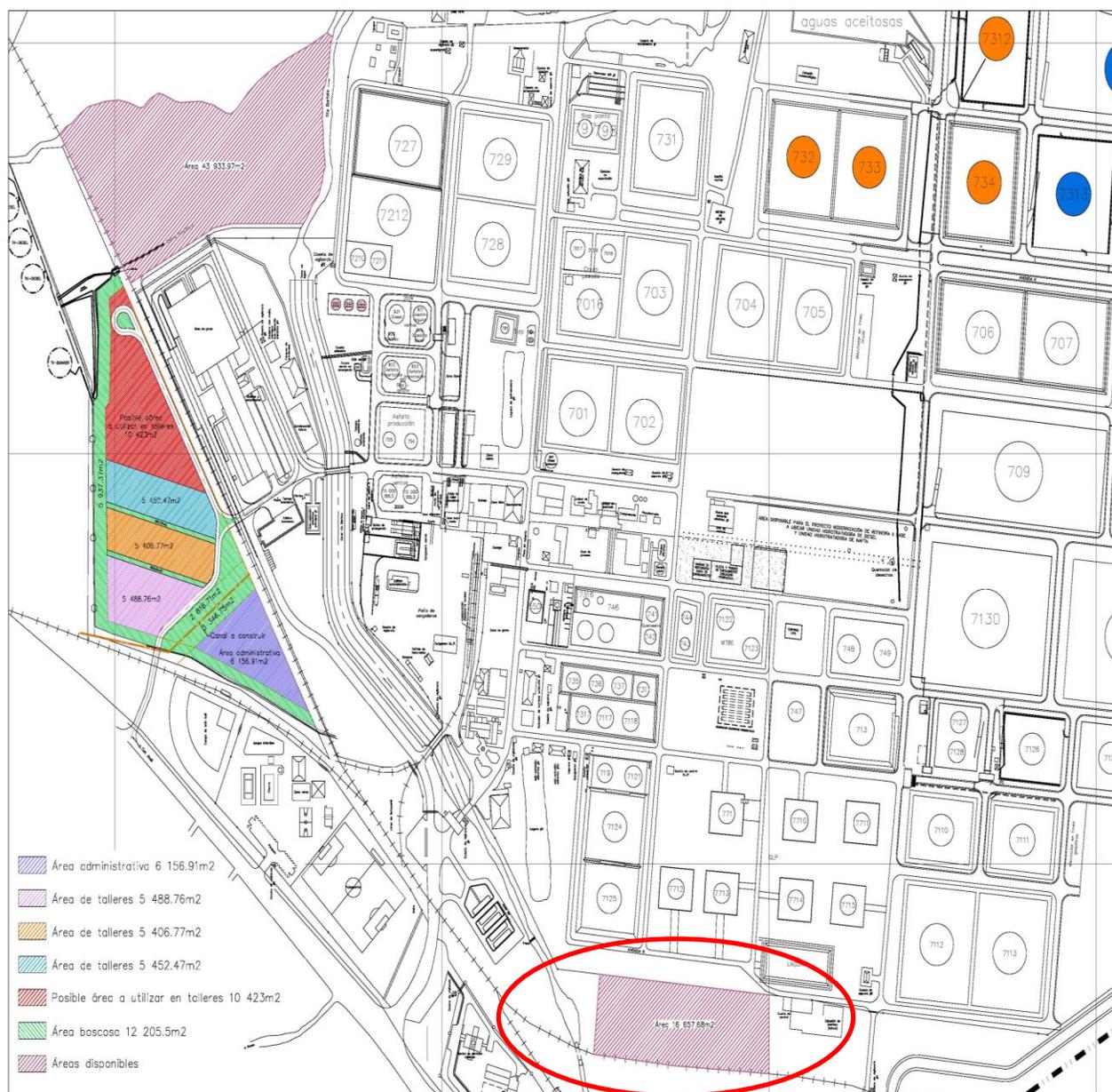


Figura 8.1. Plano de conjunto del plantel de Recope Limón Costa Rica (Fuente: Departamento de Planificación Empresarial de RECOPE).

En las Figuras 8.2, 8.3 se mostrará la forma en que se va a distribuir la planta, dicha distribución se realizó en el programa Sketch Up Pro 2015.

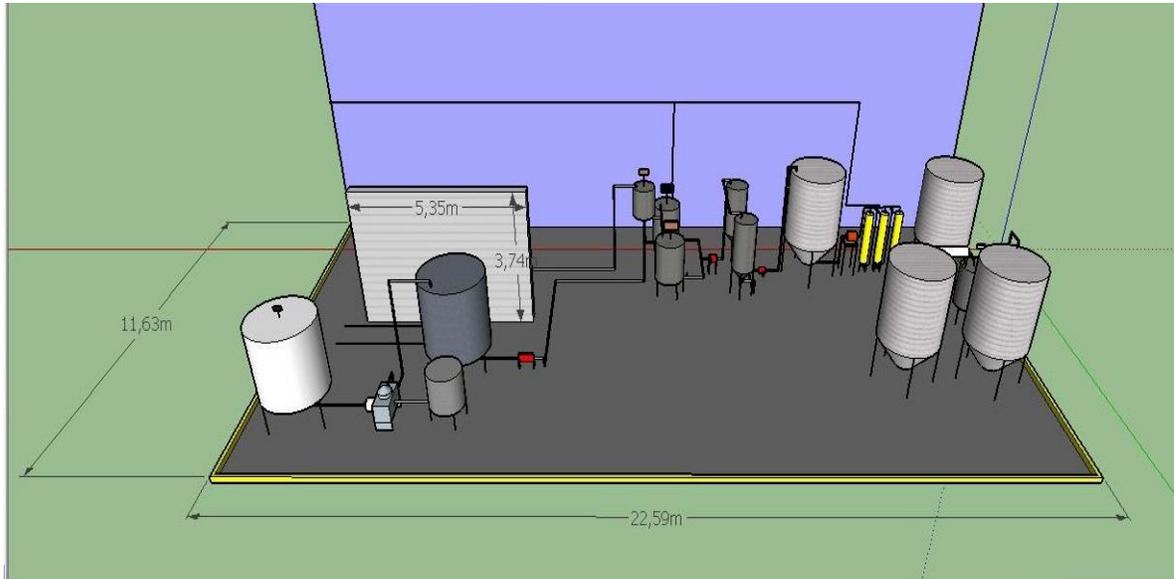


Figura 8.2. Distribución de la planta y dimensiones.

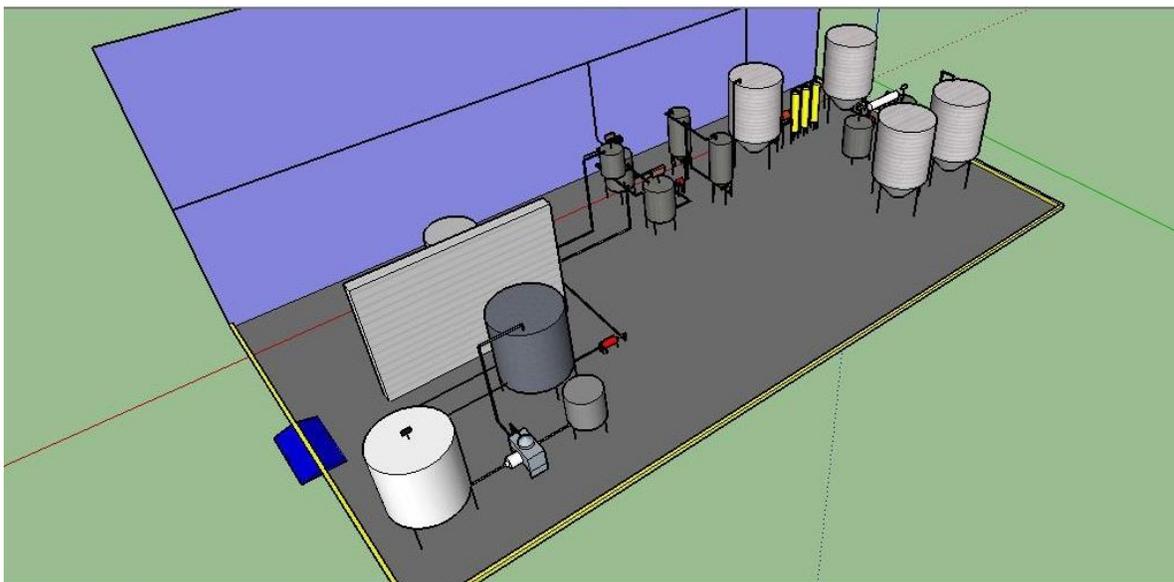


Figura 8.3. Distribución de la planta otro ángulo y dimensiones.

Como se logra apreciar en la Figura 8.2 la planta contaría con un largo de 22,59 m y un ancho de 11,63 m esto para un total de 262,72 m² los cuales serían aproximados.

Es importante tomar en cuenta el dique de contención que almacenarían diferentes tanques en la planta, dicho dique debe contener la capacidad del volumen del tanque de mayor tamaño a los que está abarcando, para conocer sus dimensiones en el futuro diseño de la planta se deben hacer los planos definitivos en donde se agrupen dichos tanques. Se cuenta con una rampa que permite la entrada y salida de materia prima y producto terminado.. En las siguiente Figura 8.4 se logra ver una vista desde arriba.

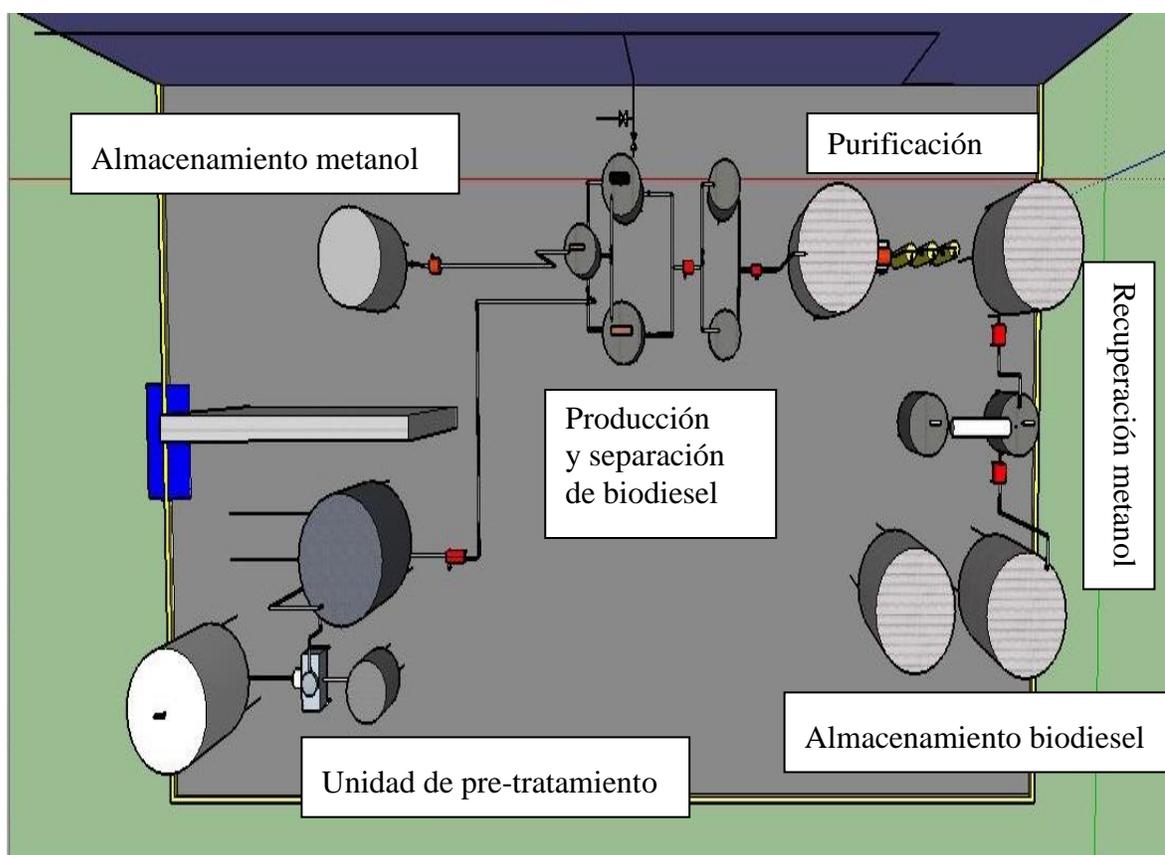


Figura 8.4. Vista superior de la distribución de planta.

Siguiendo la misma nomenclatura del DFP se procede a explicar cada unidad del proceso de producción de biodiesel incorporadas en el escalamiento. En la Figura 8.5 se muestra la unidad de pretratamiento:

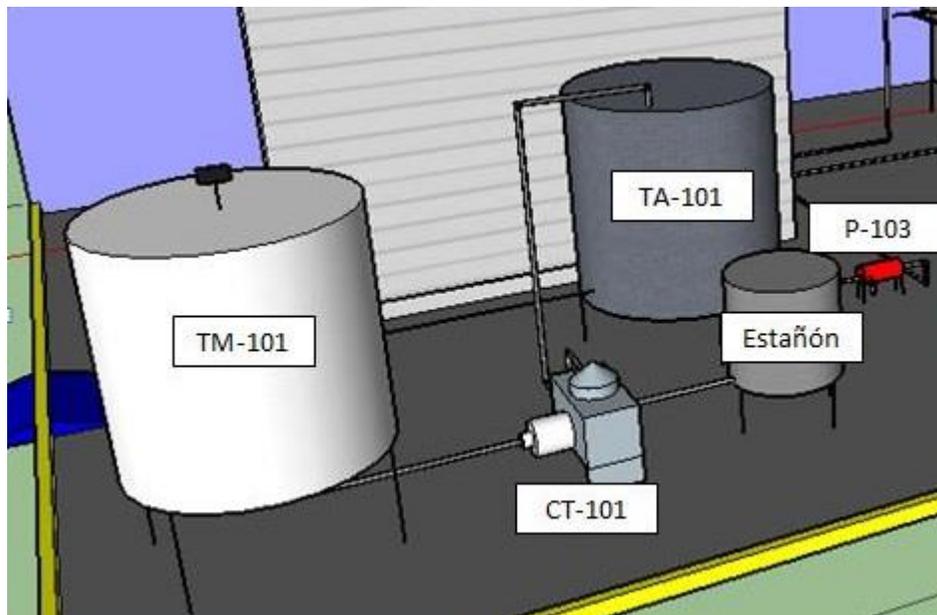


Figura 8.5. Unidad de pretratamiento.

En la Figura 8.6 se muestra la unidad de almacenamiento de metanol:

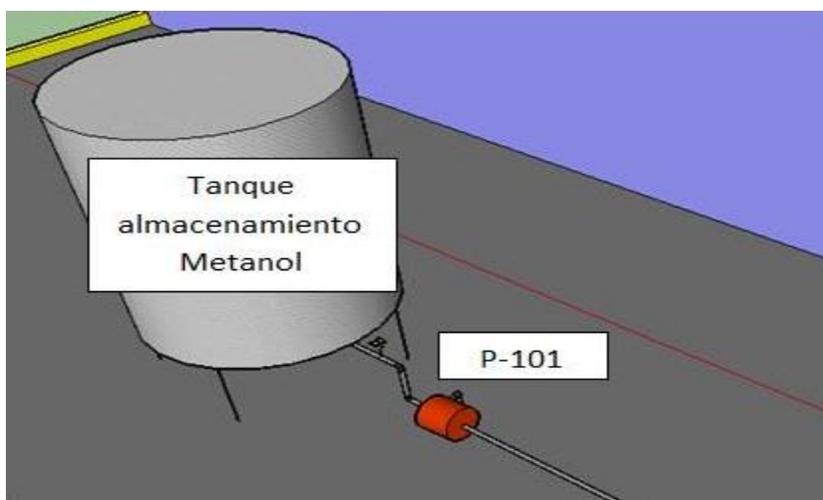


Figura 8.6. Unidad de almacenamiento de metanol.

En la Figura 8.7 se muestra la unidad de producción y separación de biodiesel:

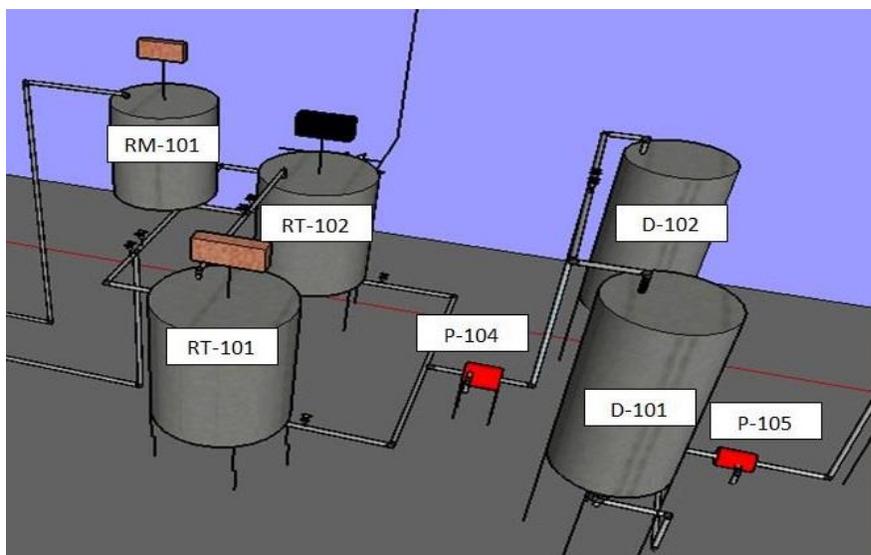


Figura 8.7. Unidad de producción y separación de biodiesel.

En la Figura 8.8 se muestra la unidad de purificación de biodiesel:

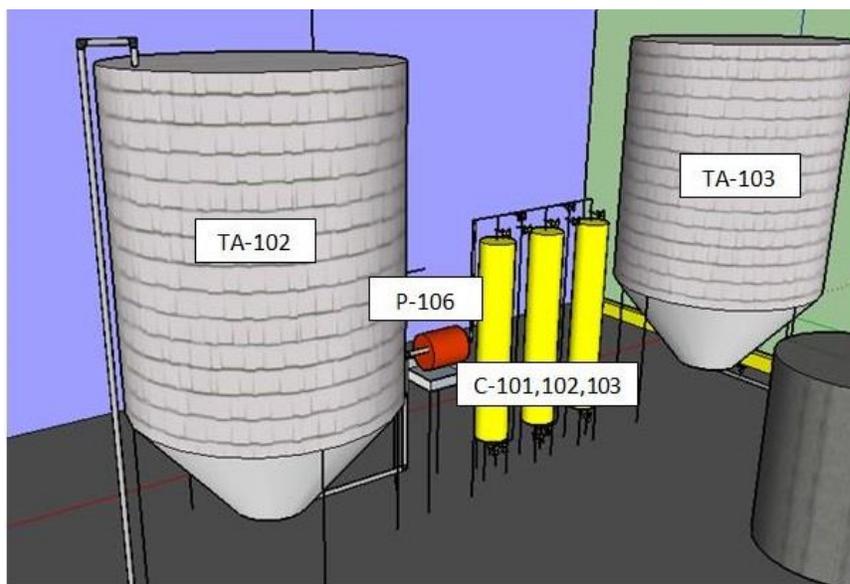


Figura 8.8. Unidad de purificación de biodiesel.

En la Figura 8.9 se muestra la unidad de recuperación de metanol:

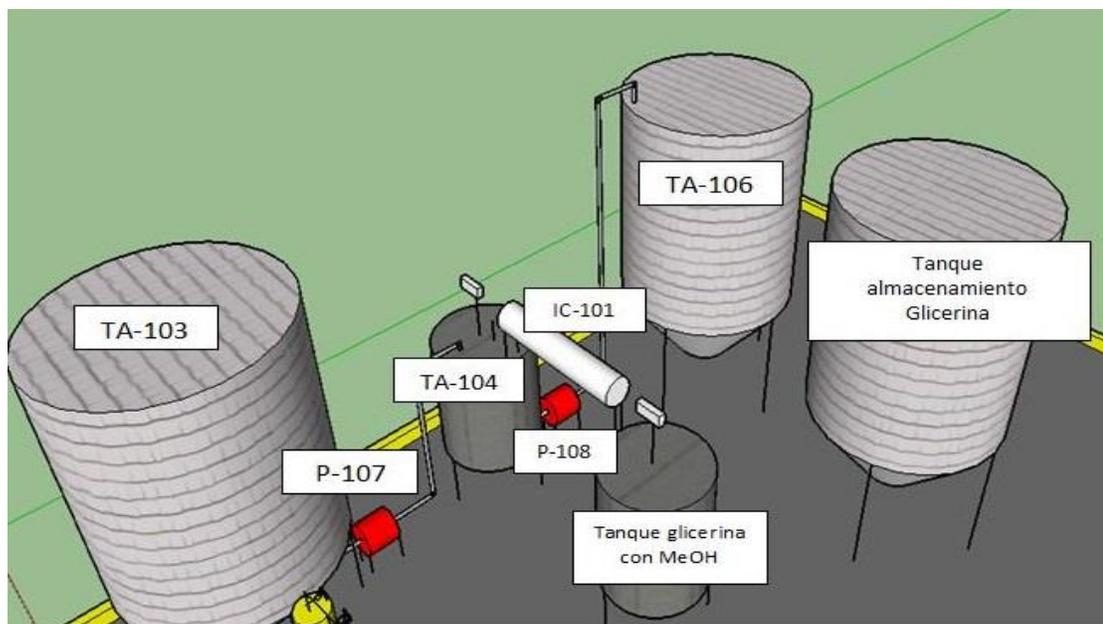


Figura 8.9. Unidad de recuperación de metanol.

CAPÍTULO 9

ESTIMACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN

9.1. Estimación de Tanques

En el Cuadro 9.1 se logra ver la oferta realizada por parte del Taller Industrial RIMUCA S.A, empresa ubicada por la Rotonda de Zapote 200 m este y 200 m sur. Todos los precios se hicieron tomando en cuenta un tipo de cambio del dólar promedio de 545 colones a la fecha de septiembre del año 2015 en donde se hicieron ajustes al proyecto.

Cuadro 9.1. Cotización de tanques por parte de RIMUCA S.A.

| Descripción equipo | Cantidad | Precio (\$) |
|--|----------|------------------------------------|
| Tanque almacenamiento metanol de 2500 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 5 727,27 |
| Tanque almacenamiento glicerina de 5000 L Hierro negro | 1 | 3 886,36 |
| Tanque almacenamiento aceite para pretratamiento de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 7 963,63 |
| Tanque almacenamiento aceite desgomado de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 8 818,18 |
| Tanque almacenamiento biodiesel de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 8 972,72 |
| Reactor para metóxido de 260 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 1 067,27 |
| Reactor de transesterificación de 630 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 3 318,18 2 unidades 6 636,36 |
| Decantador de 630 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 2 881,81 2 unidades 5 763,63 |

Cuadro 9.1 (Continuación). Cotización de tanques por parte de RIMUCA S.A.

| Descripción equipo | Cantidad | Precio (\$) |
|--|-----------------|----------------------------------|
| Columnas de intercambio iónico Acero Inoxidable 304 | 1 | 836,36 3 unidades 2 509,09 |
| Sub-Total cotización (\$) | | 51 344,51 |
| Impuesto venta 13% (\$) | | 6 674,78 |
| Total (\$) | | 58 019,3 |

En el Cuadro 9.2 se logra ver la oferta realizada por parte de Maquinaria Industrial TIMSA S.A, empresa ubicada en la Uruca San José. La cotización ya venía en dólares.

Cuadro 9.2. Cotización de tanques por parte de TIMSA S.A.

| Descripción equipo | Cantidad | Precio (\$) |
|--|-----------------|-------------------------------|
| Tanque almacenamiento metanol de 2500 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 7 950 |
| Tanque almacenamiento glicerina de 5000 L Hierro negro | 1 | 7 800 |
| Tanque almacenamiento aceite para pretratamiento de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 9 990 |
| Tanque almacenamiento aceite desgomado de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 10 250 |
| Tanque almacenamiento biodiesel de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 9 650 |
| Reactor para metóxido de 260 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 5 450 |
| Reactor de transesterificación de 630 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 6 230 2 unidades 12 460 |

Cuadro 9.2 (Continuación). Cotización de tanques por parte de TIMSA S.A.

| Descripción equipo | Cantidad | Precio (\$) |
|--|-----------------|------------------------------|
| Decantador de 630 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 3 990 2 unidades 7 980 |
| Columnas de intercambio iónico Acero Inoxidable 304 | 1 | 6 310 |
| Total cotización (\$) IV incluido | | 77 840 |

Se recalca que las cotizaciones no fueron anexadas al proyecto pues son propiedad de RECOPE, la Ing Paola Orozco las posee.

En el Cuadro 9.3 se logra ver la oferta realizada por parte del Taller de Mantenimiento del Plantel de Recope en el Alto de Ochomogo. Don Nelson Camacho fue el encargado de atender. Todos los precios se hicieron tomando en cuenta un tipo de cambio promedio de 545 colones. Como se cotizó en la misma empresa no se cobra el impuesto de venta del 13 %.

Cuadro 9.3. Cotización de tanques por parte de Taller Mantenimiento.

| Descripción equipo | Cantidad | Precio (\$) |
|--|-----------------|--------------------|
| Tanque almacenamiento metanol de 2500 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 7 910 |
| Tanque almacenamiento glicerina de 5000 L Hierro negro | 1 | 5 285,45 |
| Tanque almacenamiento aceite para pretratamiento de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 8 910 |
| Tanque almacenamiento aceite desgomado de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 9 038 |

Cuadro 9.3 (Continuación). Cotización de tanques por parte de Taller Mantenimiento.

| Descripción equipo | Cantidad | Precio (\$) |
|---|-----------------|-----------------------------------|
| Tanque almacenamiento biodiesel de 5000 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 8 610 |
| Reactor para metóxido de 260 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 2 390 |
| Reactor de transesterificación de 630 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 3 067,27 2 unidades 6 134,5 |
| Decantador de 630 L Acero Inoxidable 304 | 1 | 2 722 2 unidades 5 444 |
| Columnas de intercambio iónico Acero Inoxidable 304 | 1 | 1 133,3 3 unidades 3 400 |
| Total cotización (\$) | | 57 121,9 |

9.2 Unidad de pretratamiento

La centrífuga se cotizó en el exterior por una empresa en Louisiana llamada Kyte Centrifuge, la cual tiene la capacidad para limpiar aceite, limpia impurezas como agua del aceite y facilita la separación de sólidos también. Permite un flujo desde 5 hasta 20 L/min. El “tazón” es de 90 % acero inoxidable.

Los siguientes costos de las unidades se toman con las cotizaciones de los tanques construidos por la empresa TIMSA a modo de ejemplo para desglosar todas las unidades.

Cuadro 9.4. Costos de inversión unidad de pretratamiento.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|--------------------------------|-----------------|-----------------------|
| Tanque mezclado de aceite pretratamiento TM-101 | 9 990 | 1 | 9 990 |
| Tanque mezclado de almacenamiento aceite TA-101 | 10 250 | 1 | 10 250 |
| Centrífuga para limpiar aceite CT-101 con caudal de 5-20 L/min | 18 000 | 1 | 18 000 |
| Transporte para centrífuga | 1 428 | 1 | 1 428 |
| Seguro de centrífuga (1,5%) | 320,56 | 1 | 320,56 |
| Margen de ganancia de proveedor (30%) | 5 924 | 1 | 5 924 |
| Bomba que transporta aceite desgomado P-103 motor de 5 HP, caudal 13 gpm | 7 271 | 1 | 7 271 |
| Agitador de 3 aspas planas y motor de 5HP para TM-101 | 4 234 | 1 | 4 234 |
| Serpentín helicoidal con tubos de cobre diámetro 5/8", 12 vueltas | 1 400 | 1 | 1 400 |
| Serpentín plano para fondo con tubos de cobre de 3/4" | 1 418 | 1 | 1 418 |
| Bomba para trasegar agua P-102 de 0,5 HP, con conexión a tubería de 1", con caudal máximo de 40 L/min | 690 | 1 | 690 |
| Tubería de acero ASTM A-106 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=1 1/4" | 36,81 (5,8m) | 8 m | 50,43 |
| Válvula de bola roscada acero inoxidable para conexión a tubería de Ø=1 1/4" | 24,31 | 3 | 72,93 |
| Tee de acero al carbono roscada conexión a tubería de Ø=1 1/4" | 1,83 | 4 | 7,32 |
| Codos estándar de 90° roscado para conexión a tubería de 1 1/4" | 1,42 | 8 | 11,36 |
| Uniones de tope hierro negro roscadas conexión a tubería de Ø=1 1/4" | 4,27 | 4 | 17,08 |

Cuadro 9.4 (Continuación). Costos de inversión unidad de pretratamiento.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|--------------------------------|-----------------|-----------------------|
| Aislante cañuela de fibra de vidrio con espesor de 1 ½" para tubería con diámetro de 1 ¼" | 5,70 (90cm) | 5 m | 31,63 |
| Aislamiento térmico para TM-101 y TA-101 de fibra de vidrio con espesor 1 ½" | 3,8 (1,2m) | 2 tanques | 37,58 |
| Total (\$) Incluido IV equipos (13%) | | | 65 108,6 |

9.3 Unidad de almacenamiento de metanol

Cuadro 9.5. Costos de inversión unidad de almacenamiento de metanol.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|--------------------------------|-----------------|-----------------------|
| Tanque almacenamiento de metanol | 7 950 | 1 | 7 950 |
| Bomba de doble diafragma operada por aire que transporta metanol P-101 de material polipropileno | 654 | 1 | 654 |
| Tubería de acero ASTM A-53 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=1" | 25,05 (5,8m) | 5 m | 25,05 |
| Válvula de bola roscada acero inoxidable para conexión a tubería de Ø=1" | 18,08 | 2 | 36,16 |
| Uniones de tope hierro negro roscadas conexión a tubería de Ø=1" | 3,19 | 2 | 6,38 |
| Codos estándar de 90° roscado para conexión a tubería de 1" | 0,99 | 4 | 3,96 |
| Total (\$) Incluido IV equipos (13%) | | | 8 769,9 |

9.4 Unidad de producción y separación de biodiesel

Cuadro 9.6. Costos de inversión unidad de producción y separación de biodiesel.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|------------------------|----------|---------------|
| Reactor de metóxido RM-101 | 5 450 | 1 | 5 450 |
| Reactor de transesterificación RT-101 y RT-102 | 6 230 | 2 | 12 460 |
| Decantador D-101 y D-102 | 3 990 | 2 | 7 980 |
| Bomba para mezcla biodiesel-glicerina P-104 y P-105 | 7 271 | 2 | 14 542 |
| Motor de 5 HP | | | |
| Agitador de hélice y motor de 0,5 HP para RM-101 | 2 325,45 | 1 | 2 325,45 |
| Agitador de aspas planas y motor de 8 HP RT-101 y RT-102 | 4 652,54 | 2 | 10 385,45 |
| Serpentín helicoidal con tubos de acero inoxidable diámetro ¾", 10 vueltas | 618 | 2 | 1 236 |
| Tubería de acero ASTM A-53 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=1" | 25,05 (5,8m) | 2 m | 12,52 |
| Tubería de acero ASTM A-53 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=1 ¼" | 36,81 (5,8m) | 2 m | 18,405 |
| Válvula de bola roscada acero inoxidable para conexión a tubería de Ø=1" | 18,08 | 1 | 18,08 |
| Válvula de bola roscada acero inoxidable para conexión a tubería de Ø=1 ¼" | 24,31 | 5 | 121,55 |
| Tee de acero al carbono roscada conexión a tubería de Ø=1" | 1,47 | 1 | 1,47 |
| Tee de acero al carbono roscada conexión a tubería de Ø=1 ¼" | 1,83 | 2 | 3,66 |
| Codos estándar de 90° roscado para conexión a tubería de 1" | 0,99 | 1 | 0,99 |

Cuadro 9.6 (Continuación). Costos de inversión unidad de producción y separación de biodiesel.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|----------------------------|-----------------|-------------------|
| Codos estándar de 90° roscado para conexión a tubería de 1 ¼" | 1,42 | 8 | 11,36 |
| Uniones de tope hierro negro roscadas conexión a tubería de Ø=1 ¼" | 4,27 | 4 | 17,08 |
| Aislamiento térmico para RT-101 y RT-102 de fibra de vidrio con espesor 1 ½" | 3,8 (1,2m) | 2 tanques | 18,47 |
| Total (\$) Incluido IV equipos (13%) | | 58 174 | |

9.5. Unidad de purificación de biodiesel**Cuadro 9.7.** Costos de inversión unidad de purificación de biodiesel.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|----------------------------|-----------------|-------------------|
| Tanque almacenamiento biodiesel crudo TA-102 y TA-103 | 9 650 | 2 | 19 300 |
| Columnas de intercambio iónico C-101, C-102,C-103 | 2 103,33 | 3 | 6 310 |
| Bomba de cavidad progresiva que trasiega biodiesel P-106 | 4 825 | 1 | 4 825 |
| Bomba para mezcla biodiesel-glicerina P-104 y P-105 Motor de 5 HP | 7 271 | 2 | 14 542 |
| Tubería de acero inoxidable 304 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=1/2" | 36,94 (5,8m) | 5 | 36,94 |
| Válvula de bola roscada acero inoxidable para conexión a tubería de Ø=1/2" | 9,19 | 15 | 137,85 |

Cuadro 9.7 (Continuación). Costos de inversión unidad de purificación de biodiesel.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|----------------------------|-----------------|-------------------|
| Tee acero inoxidable roscada conexión a tubería de Ø=1/2" | 2,13 | 5 | 10,65 |
| Codos estándar de 90° acero inox roscado para conexión a tubería de 1/2" | 1,42 | 5 | 7,1 |
| Uniones de tope hierro negro roscadas conexión a tubería de Ø=1/2" | 2,13 | 2 | 4,26 |
| Manguera de material neopreno de diámetro Ø=1/2" | 60,37 (5m) | 5 m | 60,37 |
| Unión sencilla hembra NTP 1/2" | 3,11 | 4 | 12,44 |
| Total (\$) Incluido IV equipos (13%) | | | 47 779,3 |

9.6. Unidad de recuperación de metanol

Cuadro 9.8. Costos de inversión unidad de recuperación de metanol.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|----------------------------|-----------------|-------------------|
| Tanque almacenamiento biodiesel TA-104 | 6 230 | 1 | 6 230 |
| Tanque para glicerina con metanol | 6 230 | 1 | 6 230 |
| Intercambiador de calor IC-101 | 7 650 | 1 | 7 650 |
| Bomba que trasiega biodiesel P-107 y P-108 | 7 271 | 2 | 14 542 |
| Tanque almacenamiento biodiesel TA-106 | 9 650 | 1 | 9 650 |
| Tanque almacenamiento de glicerina | 7 800 | 1 | 7 800 |
| Agitador de aspas planas y motor de 7.5 HP para TA-104 | 4 652,54 | 2 | 10 385,45 |

Cuadro 9.8 (Continuación). Costos de inversión unidad de recuperación de metanol.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|--|----------------------------|-----------------|-------------------|
| Serpentín helicoidal con tubos de acero inox con diámetro ¾" 10 vueltas | 618 | 2 | 1 236 |
| Tubería ASTM A-53 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=1" | 25,05 | 4 m | 25,05 |
| Válvula de bola roscada acero inoxidable para conexión a tubería de Ø=1" | 18,08 | 4 | 72,32 |
| Codos estándar de 90° roscado para conexión a tubería de 1" | 0,99 | 6 | 5,94 |
| Uniones de tope hierro negro roscadas conexión a tubería de Ø=1" | 3,19 | 2 | 6,38 |
| Total (\$) Incluido IV equipos (13%) | | | 66 731,9 |

9.7. Tubería de vapor

Cuadro 9.9. Tuberías de vapor y accesorios.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|---|----------------------------|-----------------|-------------------|
| Tubería de acero ASTM A-106 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=2" | 50,45 (5,8m) | 10 m | 100,90 |
| Tubería de acero ASTM A-106 cédula 40. Sin costuras y roscada. Ø=3/4" | 20,26 (5,8m) | 10 m | 40,52 |
| Válvula reguladora de vapor roscada. Ø=3/4" | 93,31 | 6 | 559,86 |
| Aislamiento con silicato de calcio de espesor para tubería de Ø=2" | 12,15(0,3048m) | 10m | 398,62 |

Cuadro 9.9 (Continuación). Tuberías de vapor y accesorios.

| Equipo | Costo unitario (\$) | Cantidad | Total (\$) |
|---|--------------------------------|-----------------|-------------------|
| Aislamiento con silicato de calcio de espesor para tubería de Ø=1 ¼" | 10,25(0,3048m) | 10m | 336,28 |
| Total (\$) Incluido IV equipos (13%) | | | 1 656,9 |

Es importante recalcar que existen otros equipos adicionales y servicios (cañuelas de aislante estructural, trampas de vapor etc.) en la instalación de tubería que se toman como un porcentaje adicional del 25% del monto del equipo total comprado según Peters M, & Timmerhaus K. Para el control e instrumentación de igual forma se usó la referencia del Peters M, & Timmerhaus K. con un valor promedio del 15% del costo del equipo total adquirido.

Cuadro 9.10. Sumatoria total de unidades de la planta con la cotización de TIMSA.

| Unidad | Costo (\$) |
|---|-------------------|
| Unidad de pretratamiento aceite | 65 108,8 |
| Unidad de almacenamiento alcohol | 8 769,87 |
| Unidad de producción y separación de biodiesel | 58 174 |
| Unidad de purificación de biodiesel | 47 779,35 |
| Unidad de recuperación de metanol | 66 731,98 |
| Tuberías de vapor y accesorios | 1 656,86 |
| Conexiones de tuberías de servicios e interconexiones de proceso (25% del equipo comprado) | 62 055,0 |
| Sub-Total (\$) | 310 295,7 |
| Control e Instrumentación (15%) | 46 544,34 |
| Total Equipo (\$) | 356 840 |

Existen otros gastos que deben tomarse en cuenta a parte del equipo comprado para tener un valor más real de la instalación completa de la planta, la siguiente distribución de porcentajes con los diferentes parámetros y otros gastos a considerar se tomó del Informe Técnico de Cogeneración eléctrica en bagazo de caña de azúcar un estudio de ARESEP 107 2015 que de igual forma se basa en el Peters M, & Timmerhaus K en diseño de plantas, esta distribución es de:

- Equipos representan 68% de la inversión total
- El montaje de la planta (mano de obra, transporte, seguros) son un 21% de la inversión total.
- La obra civil que se realiza a un terreno representa el 10% de inversión total.
- El comisionado del proyecto, puesta en marcha y capacitaciones a empleados es un 0,5% de la inversión total.
- Gestión de ingeniería es un 10 % de la inversión total.

Como esos porcentajes suman más de un 100% se debe normalizar y con base a un 100% de suma de costos se obtienen los nuevos porcentajes que se aplican directamente a los de este proyecto:

9.8 Inversión total

Cuadro 9.11. Inversión total de la planta con la cotización de TIMSA.

| Unidad | Costo (\$) |
|--|-------------------|
| Total de equipos (62,1%) | 356 840 |
| Montaje de la planta (mano de obra, transporte, seguros) (19,2%) | 110 327,3 |
| Obras civiles (9,13%) | 52 462,95 |
| Comisionado de proyecto (0,46%) | 2 642,25 |
| Gestión de Ingeniería (9,13%) | 52 462,95 |
| Total (\$) | 574 736,5 |

Ahora bien poniendo el caso de la empresa RIMUCA S.A el costo total que se tendría sería el siguiente que se logra ver en el Cuadro 9.12.

Cuadro 9.12. Sumatoria total de unidades de la planta con la cotización de RIMUCA S.A.

| Unidad | Costo (\$) |
|---|-------------------|
| Unidad de pretratamiento aceite | 57 695,56 |
| Unidad de almacenamiento alcohol | 7 291,68 |
| Unidad de producción y separación de biodiesel | 47 502 |
| Unidad de purificación de biodiesel | 45 302,97 |
| Unidad de recuperación de metanol | 60 201,89 |
| Tuberías de vapor y accesorios | 1 656,86 |
| Conexiones de tuberías de servicios e interconexiones de proceso (25% del equipo comprado) | 54 912,75 |
| Sub-Total (\$) | 274 562,9 |
| Control e Instrumentación (15%) | 41 184 |
| Total (\$) | 315 747 |

Cuadro 9.13. Inversión total de la planta con la cotización de RIMUCA S.A.

| Unidad | Costo (\$) |
|--|-------------------|
| Total de equipos (62,1%) | 315 747 |
| Montaje de la planta (mano de obra, transporte, seguros) (19,2%) | 97 622,4 |
| Obras civiles (9,13%) | 46 421,5 |
| Comisionado de proyecto (0,46%) | 2 338,9 |
| Gestión de Ingeniería (9,13%) | 46 421,5 |
| Total (\$) | 508 551,6 |

En el caso del Taller de mantenimiento de Recope Alto de Ochomogo, el costo total que se tendría sería el siguiente que se logra ver en el Cuadro 9.14.

Es importante recalcar que esta cotización fue entregada ya contando los gastos de mano de obra y cargas sociales de los trabajadores que se dedicarían a hacer este proyecto.

Cuadro 9.14. Inversión total de equipos de la planta con la cotización de Taller de mantenimiento Industrial.

| Unidad | Costo (\$) |
|---|-------------------|
| Unidad de pretratamiento aceite | 50 360 |
| Unidad de almacenamiento alcohol | 8 730 |
| Unidad de producción y separación de biodiesel | 31 890 |
| Unidad de purificación de biodiesel | 42 809 |
| Unidad de recuperación de metanol | 46 467 |
| Tuberías de vapor y accesorios | 1 656 |
| Conexiones de tuberías de servicios e interconexiones de proceso (25% del equipo comprado) | 45 477 |
| Sub-Total (\$) | 227 389 |
| Control e Instrumentación (15%) | 34 108 |
| Total (\$) | 261 497 |

Cuadro 9.15. Inversión total de la planta con la cotización de Taller de mantenimiento Industrial.

| Unidad | Costo (\$) |
|--|-------------------|
| Total de equipos (62,1%) | 261 497 |
| Montaje de la planta (mano de obra, transporte, seguros) (19,2%) | 80 849,3 |
| Obras civiles (9,13%) | 38 445,5 |
| Comisionado de proyecto (0,46%) | 1 937 |
| Gestión de Ingeniería (9,13%) | 38 445,5 |
| Total (\$) | 421 174,3 |

CAPÍTULO 10

APROVECHAMIENTO DE LA GLICERINA CRUDA

Un subproducto importante en la producción de biodiesel es la glicerina, la cual como cualquier otro desecho que se genera de un proceso, debe destinarse a algún tratamiento fácil y preferiblemente sin mayores costos. Es por eso que como parte adicional al proyecto de escalamiento, se van a proponer a continuación ciertas alternativas de tratamiento, uso y proceso que se le puede dar a la glicerina cruda que es la que se obtiene en el proceso de transesterificación.

La glicerina cruda tiene un valor bajo debido a las impurezas que contiene tales como residuos de metanol, sodio, potasio, ácidos grasos, jabón, entre otros, por lo tanto, para que esta sea comercialmente de calidad debe pasar por un proceso de tratamiento químico, filtración y destilación fraccionada. Sin embargo si se realiza un proceso de purificación de la glicerina cruda se elevarían los costos de producción y esto no sería factible económicamente ya que aumentarían los gastos de la planta (Min, Yan, Liu, Coto & Waldroup, 2010).

El aspecto de la glicerina cruda es como el que se muestra a continuación en la Figura 10.1, a pesar de los múltiples procesos de purificación, se recomienda al menos eliminar el metanol en exceso que queda en este sub-producto, ya que este metanol podría ser perfectamente reutilizado en el proceso de producción de biodiesel, este proceso se llevaría a cabo mediante un recuperador de metanol, es decir, un intercambiador de calor, proceso similar al descrito para la recuperación del alcohol metílico en el biodiesel.

Además es importante recalcar que existe un inconveniente con la glicerina cruda que se obtiene del biodiesel hoy en día, y es que este sub-producto ha acaparado los mercados, ya que la producción generada ha sido tal que ha causado un excedente de glicerina generando una sobre oferta que al final no se ha podido absorber (Follos, 2013).



Figura 10.1. Aspecto físico de la glicerina cruda (Li & Reeder, 2011).

Las posibles alternativas para un uso adecuado de la glicerina cruda obtenida en el proceso se muestran a continuación, estas recomendaciones se eligieron por la simplicidad y accesibilidad de los medios y herramientas necesarias para llevar a cabo el proceso, además tomando en cuenta la ubicación de la planta, como una zona rural, cerca de animales y tierras aledañas.

10.1. Uso de la glicerina como aditivo para combustible

Quemar glicerina como combustible es un proceso que tiene sus desventajas, ya que a temperaturas entre 200 y 300 °C es posible que se generen gases tóxicos de combustión (acroleína, sustancia que se inflama fácilmente y tiene efectos inmediatos al ser inhalada como ardor en nariz, garganta y daño en los pulmones), pero si las temperaturas de combustión son mayores a 1000 °C su efecto es inocuo. Es por lo anterior que se debe considerar el efecto de utilizar glicerina como combustible primario, lo cual no es muy recomendable, pero si se podría usar como un aditivo, ya que al quemarla en mezclas de fuel-oil o gasóleo se obtiene una temperatura de llama más alta, desapareciendo la posibilidad de formación de acroleína (Aimaretti, Clementz, Intilángelo, Ansaldi & Yori, 2008).

Lo anterior es importante ya que en la zona donde será instalada la planta de biodiesel, habrá calderas y equipos que trabajen con combustible, y así se podría aprovechar este sub-

producto una vez que se le haya eliminado la mayor cantidad de metanol, y así se evite un procedimiento costoso para su purificación.

10.2. Aditivos para procesos de digestión anaeróbica en la producción de biogás

En otro proceso de utilización de la glicerina cruda, está la utilización de esta como una fuente de carbón en los procesos de digestión anaeróbicos que se llevan a cabo en los biodigestores para la producción de biogás. Esto se logra usando la glicerina como un aditivo a sustratos con contenidos suficientes de carbono, pero bajos en contenidos de energía, mejorando así dichos procesos anaeróbicos (Indiveri, Pérez, Van Stralen, Oliva, Núñez & Llamas, 2011).

En cuanto a la glicerina esta es una sustancia fácilmente digerible, alta disponibilidad en los procesos de producción de biodiesel, por esta razón, es que se busca mejorar los procesos de digestión anaeróbica usando cosustratos fácilmente digeribles como la glicerina. Además la glicerina puede almacenarse durante períodos de tiempo largos y tiene costo bajo, lo que la hace muy atractiva para este proceso.

La adición de glicerina cruda como suplemento a abono de cerdos y silaje de maíz incrementaba el porcentaje de metano producido. Entre los residuos orgánicos que se pueden utilizar están todos aquellos residuos agrícolas, residuos sólidos urbanos, materia orgánica desechada, en fin todo aquello que no se aproveche el máximo aún quedándole poder calorífico

La mezcla de materia orgánica y glicerina serían introducidas por la parte superior a un costado del biodigestor, luego entrarían a la cámara de digestión para que así se lleve a cabo la digestión por parte de las bacterias en ausencia de oxígeno y se de la generación de biogás. El biogás es un combustible generado en el proceso de digestión mediante la acción de microorganismos sobre la materia orgánica (Ávila, 2011).

El proceso anterior se recomienda como una fuente de uso para la glicerina cruda, ya que según la Ingeniera Paola Orozco, cerca de la zona donde será instalada la planta, se cuenta con proyectos con biodigestores.

10.3. Para la producción de espuma de poliuretano

Una forma más de investigación para el uso de la glicerina cruda, radica en producir un biopoliol. El poliuretano es un plástico obtenido por la reacción de poliol e isocianato en la presencia de catalizadores y aditivos, estos poliuretanos se utilizan para hacer espumas que se utilizan como aislamiento térmico en hogares e industrias, calzado, recubrimientos, adhesivos, entre otros. Mientras que el isocianato siempre deriva de fuentes petroquímicas, el poliol tiene el potencial de ser biobasado en algunas aplicaciones.

Para producir el biopoliol, un reactor a presión atmosférica se carga con glicerina cruda y biomasa lignocelulósica, en presencia de un catalizador, a una temperatura de 100 °C aproximadamente, es donde se da la reacción del biopoliol y además se elimina el metanol presente si es que no se eliminó desde un proceso previo. Luego de la reacción, el biopoliol se pasa a través de un filtro para remover todas aquellas impurezas disueltas en la mezcla, para luego darles forma y así utilizarlo en las aplicaciones de los poliuretanos que se deseen. (Li & Reeder, 2011).

Entre la biomasa lignocelulósica que se puede utilizar está: madera, residuos forestales y agrícolas, papel de desecho, cáscaras de naranja, piña, bagazo de caña de azúcar, entre otros. Para el caso del catalizador es recomendable usar sales minerales como silicatos, sodio, potasio, calcio, magnesio, o bien aminos.

La materia lignocelulósica está compuesta principalmente por lignina, hemicelulosa, celulosa; la conversión de biomasa a biopoliol se lleva a cabo por un proceso de licuefacción en donde los biopolioles se producen por una serie de solvatación y reacciones de hidroxialquilación. El biopoliol por su parte es un alcohol polihídrico con varios grupos hidroxilo.

Un inconveniente en este proceso, es que la glicerina cruda como es un sub-producto del proceso de transesterificación, la composición de la misma puede variar sustancialmente dependiendo de las cantidades de materias primas que se alimentan en el proceso. Esta inconsistencia es la que podría afectar a los biopolíoles en la consistencia y su rendimiento, así que sería este un aspecto importante a tomar en cuenta.

El procedimiento anterior fue propuesto como una manera de aprovechar no sólo la glicerina cruda sino que la materia lignocelulósica que pueda habitar en el lugar cercano a donde estará ubicada la planta.

10.4. Como agente curador en el concreto

En la construcción sector tan importante en la actividad humana, es uno de los posibles destinos de la glicerina cruda obtenida. Como agente curador la glicerina puede utilizarse, ya que evita un endurecimiento rápido lo cual baja la resistencia a la compresión de parte del concreto (Johnson, Vásquez & Yao, 2013).

Lo anterior hace que haya una reducción en la fricción entre las partículas, actúan facilitando la molienda y reduciendo el grado de apelmazamiento. Esto reduce el costo de la manufactura de cemento al disminuir las fuerzas atractivas entre las partículas de cemento que causan la aglomeración (Carrazo, Estévez & Picchio, 2008).

CAPÍTULO 11

CONCLUSIONES Y RECOMEDACIONES

11.1. Conclusiones

La planta escalada para producción de biodiesel va a producir 1000 L de biodiesel por lote haciendo uso de dos reactores de 500 L cada uno, la alimentación es de 500 L de aceite crudo de palma, 127,5 L de metanol y 6,68 kg de hidróxido de potasio de materias primas por cada reactor, con esto se producirá también glicerina 38,36 L.

La planta sugerida tiene un reactor de metóxido, unidad de pretratamiento al aceite cuando su acidez es muy alta, además de unidad de recuperación de metanol y calentamiento por medio de vapor.

Los equipos escalados propuestos para esta planta, sus características y materiales de construcción se encuentran en el capítulo 7 dedicado al escalamiento y dimensionamiento de equipos, el Cuadro 7.2 es para el reactor de transesterificación cuyo volumen es para la producción de 500 L de biodiesel y Cuadro 7.6 para el reactor de metóxido cuyo volumen es para 260 L de metóxido.

Las características de los equipos de almacenamiento para el aceite crudo de palma se encuentran en el Cuadro 7.7, y Cuadro 7.14 para el biodiesel terminado ambos con un receptáculo de 5000 L de capacidad y Cuadro 7.13 para metanol con capacidad de 2500 L de metanol.

Para la empresa consultada TIMSA Costa Rica el costo total de todos los tanques de la planta es de \$ **77 840** y el costo total de la inversión de esta planta \$ **574 736** siendo este el valor más caro para invertir.

Para la empresa consultada RIMUCA S.A el costo total de todos los tanques de la planta es de \$ **58 019** y el costo total de la inversión de esta planta \$ **508 551**.

Para el Taller de Mantenimiento Industrial de RECOPE Alto de Ochomogo Costa Rica el costo total de todos los tanques de la planta es de \$ **57 121** y el costo total de la inversión de esta planta \$ **421 174** siendo este el precio más económico para invertir.

11.2. Recomendaciones

Se recomienda usar una unidad de desgomado para el aceite crudo de palma con la cual se pretende disminuir los fosfátidos y glicolípidos para no alterar a los triglicéridos y eliminar ciertas gomas que ayudan a reducir la cantidad de ácidos grasos y así reducir el número ácido, además utilizar el aceite de palma de una manera inmediata al llegar a la planta sin dejarlo almacenado por mucho tiempo ya que esto afecta esta propiedad.

Se recomienda agregar una unidad para la recuperación de metanol tanto para la planta piloto como para la escalada tal y como se propone, para reutilizar el metanol residual y así aprovechar el exceso agregado de esta sustancia.

Se recomienda agregar un tanque de metóxido para la planta la piloto actual para la preparación de esta mezcla.

Se recomienda continuar con la investigación de este trabajo, elaborando un estudio de mercado, ambiente, social, relación costo-beneficio en la zona de Moín, Limón a partir del escalamiento y dimensionamiento de los equipos para corroborar su factibilidad a partir de un análisis.

La glicerina como sub-producto se recomienda usar una vez que se le elimina el metanol, en aditivo de combustible para calderas, como fuente de carbón en los procesos de digestión anaeróbicos que se llevan a cabo en los biodigestores para la producción de biogás, o bien como agente curador de concreto.

CAPÍTULO 12

BIBLIOGRAFÍA

- Acosta, F. Castro, P. Cortijo, E. (2008). Manual de construcción y uso de reactor para producción de biodiesel a pequeña escala. *Soluciones prácticas ITDG*, 7-53.
- Aimaretti, N. Clementz, A. Intilángelo, L. Ansaldi, J & Yori, J. (2008). *Aprovechamiento de la Glicerina obtenida durante la producción de biodiesel* . Rosario, Argentina: Unoversidad del Centro Educativo Latinoamericano.
- Alvino, I. De Los Santos, A & Dotor, N. (2007). *Importación del Aceite de Palma*. México DF: Instituto Politécnico Nacional.
- Anaya, A & Pedroza, H.. (2008). Escalamiento, el arte de la ingeniería química:Plantas piloto, el paso entre el huevo y la gallina. *Red de Revistas Científicas de América Latina, el Caribe, España y Portugal*, 31-39.
- Anguaya, C. (2007). *Estudio de estabilidad en almacén del biodiesel obtenido de aceite de soya, palma africana, maíz, higuierilla, y piñón*. Honduras: Zamorano.
- ANTARES. (2014). *ANTARES Export-Import*. Recuperado el 11 de Septiembre de 2014, de <http://www.antaresvet.com>
- Aquino, E. (2009). *Propuesta para la obtención de biodiesel a partir de aceite de palma como materia prima*. Veracruz : Universidad Veracruzana.
- Arboleda, L. (2003). *Obtencion de oseina, fosfato dicalcio y grasa a partir de hueso de res en la empresa "Productos alimenticios don Rafa LTDA*. Manizales, Colombia : Universidad Nacional de Colombia.

- Avellaneda, F. (2010). *Producción y caracterización de biodiesel de palma y de aceite reciclado mediante un proceso batch y un proceso continuo con un reactor helicoidal*. Tarragona: Universitat Rovira I Virgili.
- Ávila, E. (31 de Diciembre de 2011). *Energía A Debate*. Recuperado el 29 de Enero de 2015, de Biodigestores: aprovechar los residuos para generar energía: <http://energiaadebate.com/biodigestores-aprovechar-residuos-para-generar-energia/>
- Ballenilla, M. (2007). *Biocombustibles: mito o realidad*. Universidad Miguel Hernández de Elche.
- BIOenergías. (2012). *Módulo de producción de biodiesel*. Heredia, Costa Rica: BIOenergías de Costa Rica.
- Carrazo, P. Estévez, V & Picchio, M. (2008). *Evaluación de procesos de transformación de glicerina*. Universidad Tecnológica Nacional .
- Carrera & Torres. (2010). *Informe de biocombustibles en el mundo*. Torres y Carrera: consultores en comunicación .
- Castro, P. (2014). *Producción de biodiesel*. Corpoica.
- Castro,V (2015). *Biorefinerías en integración industrial. El mercado mundial de biocombustibles*.
- CEPAL. (2007). *Perspectivas para el biodiesel en centroamérica: Costa Rica, El Salvador, Guatemala y Honduras*. Naciones Unidas.
- Cerón, A. (2010). *Evaluación experimental de la producción de biodiesel por destilación reactiva*. Manizales, Colombia: Universidad Nacional sede Manizales.
- Chang, A & Liu, A. (2010). Integrated Process Modeling and Product Design of Biodiesel Manufacturing. *Chemical Engineer*, 1197-1213.

- Choo, C & Yap, S. (1997). Refinación del aceite rojo de palma. *Palmas*, 79-85.
- Cifuentes, M. (2010). *Obtención de biodiesel a partir de aceite usado de cocina por transesterificación en dos etapas, con dos tipos de alcoholes*. Santa Fe de Bogotá: Universidad Libre.
- COMIECO (2007). Reglamento Técnico Centroamericano. Biocombustibles Biodiesel (B100) y sus mezclas con aceite combustible diesel. RTCA 75.02.43:07.
- Coopeagropal. (2014). *Coopeagropal*. Recuperado el 4 de Setiembre de 2014, de <http://www.coopeagropal.com/>
- Copeland, R & Blecher, M. (2006). *Procedimiento para la purificación de aceite vegetal*. Madrid, España: Oficina Española de Patentes y Marcas.
- De la Fuente, D & Fernández, I (2005). *Distribución en Planta*. Asturias, España: Universidad de Oviedo.
- Delgado, W. (2004). *Por qué se enrancian las grasas y los aceites*. Colombia: PALMAS.
- DirectIndustry. (2014). *Direct Industry*. Recuperado el 12 de Septiembre de 2014, de <http://www.directindustry.es/fabricante-industrial/helice-agitador-76887.html>
- Dradel, F. (07 de Enero de 2015). *El intercambio iónico*. Recuperado el 29 de Agosto de 2015, de Intercambio iónico principios básicos : http://dardel.info/IX/IX_Intro_ES.html
- Dusko, J. (15 de Marzo de 2010). *Diseño práctico de las plantas de biodiesel*. Recuperado el 14 de Agosto de 2014, de Diseño almacenamiento de aceite: <http://jorgestambuk.blogspot.com/>
- ECA. (2014). *Generalidades para el manejo de reactivos en un laboratorio químico*. San José, Costa Rica: Ente Costarricense de Acreditación.

- Ecotank. (2013). Recuperado el 29 de Junio de 2014, de <http://lacasadeltanque.com/app/cms/www/index.php>
- Electromatica. (2012). *Instrumentación para medición de temperatura*. Recuperado el 14 de Agosto de 2014, de <http://www.electromatica.cl/temperatura.html>
- Engineering, K. (2012). *Henan Kingman M&E Complete Plant Co. LTD*. Recuperado el 13 de Enero de 2015, de Especialista en la industria de aceites y grasas: <http://www.refinaciondeaceites.com/desgomado-de-aceite.html>
- Espinoza, A. Palma, P. (2009). *Diseño y construcción de un reactor batch para la obtención por transesterificación de biodiesel a partir de aceite de cocina reciclado*. Riombamba, Ecuador: Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.
- Fernández, S. (2014). *Árboles y los biocombustibles*. Recuperado el 4 de Setiembre de 2014, de <http://www.arbolesymedioambiente.es/palma.html>
- Follos, F. (9 de Octubre de 2013). *La Calidad Ambiental*. Recuperado el 28 de Enero de 2015, de Nuevas salidas para el glicerol: <http://ferfollos.blogspot.com/2013/10/nuevas-salidas-para-el-glicerol.html>
- Frascari, D & Zuccaro, M. (2009). Optimization of Mechanical Agitation and Evaluation of the Mass-Transfer Resistance in the Oil Transesterification Reaction for Biodiesel Production. *Chemical Engineer*, 7540-7549.
- Gallardo, H. (2008). *Diseño de un reactor de transesterificación para producción de biodiesel*. Madrid, España: Universidad Calors III de Madrid.
- García, A. (2013). *Estimación del potencial de producción de biocombustibles en Costa Rica a partir de cultivos energéticos, agroenergéticos y aceites usados, al 2021*. San José, Costa Rica: Instituto Tecnológico de Costa Rica.

- García, M. (2007). *Diseño de una instalación de pretratamiento de aceites con alto contenido en ácidos grasos libres para producción de biodiesel*. España: Universidad de Cádiz.
- Guerrero, M. (Octubre de 2001). *GestioPolis*. Recuperado el 05 de Diciembre de 2014, de Distribución de la planta o del área de trabajo : <http://www.gestiopolis.com/canales/empresadora/articulos/22/landscape.htm>
- Hervé, J. (2007). *Diseño Conceptual de una planta de biodiesel*. Santiago: Universidad de Chile.
- Hervé, J. (2007). *Diseño conceptual de una planta de biodiesel* . Santiago, Chile: Universidad de Chile.
- Hubbert. (2012). *¿Los combustibles alternativos son realmente una alternativa?*
- IDAE, I. p. (2007). *Planta Prototipo de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales de Alcalá de Henares* . España.
- IncBio. (2012). *Biodiesel solutions provider*. Recuperado el 13 de Agosto de 2014, de http://www.incbio.com/es/recuperacion_metanol.html
- Indiveri, M. Pérez, P. Van Stralen, N. Oliva, A. Núñez, M & Llamas, S. (2011). *Utilización de glicerina residual de producción de biodiesel como costrato para la producción de biogás*. Argentina: HYFUSEN.
- InfinitaRenovables. (2015). Informe sectorial biodiesel 2015. *InfinitaRenovables*, 1-12.
- INTI. (Octubre de 2011). *Instituto Nacional de Tecnología Industrial*. Recuperado el 18 de Septiembre de 2014, de El mejor biodiesel a la "tintorería": <http://www.inti.gob.ar/e-renova/erBI/er28.php>

- Johnson, J. Vásquez, A & Yao, L. (2013). Valorización de la glicerina cruda obtenida como producto secundario en la producción de biodiesel. *Tecnociencia Vol 15, N°2* , 41-51.
- Kern, D. (2007). *Procesos de transferencia de calor*. México: Grupo Editorial Patria.
- Leitón, P. (Martes de Julio de 2014). Factura petrolera aumentó 2 % en el primer semestre. *La Nación*.
- Li, C & Reeder, R. (2011). Turning crude glycerin into Polyurethane Foam and Biopolyols. *The Ohio State University*, 1-4.
- LTDA, P. (2013). *Resistencias Tubulares*. Recuperado el 14 de Agosto de 2014, de <http://www.resistenciaselectricaspresis.com/presis@colombia.com/pg763/sp/resistencias-tubulares>
- MAG & MINAE. (2008). *Programa nacional de biocombustibles*. San José, Costa Rica: MAG-MINAE.
- McCabe, Smith & Harriot. (2007). *Operaciones unitarias en Ingeniería Química* . México DF: McGraw-Hill Interamericana, séptima edición.
- Meneses, K & Valenciano, J. (2007). Fuentes alternativas de combustibles en Costa Rica: Una visión general de las cadenas de etanol a base de melaza, y de biodiesel a base de aceite de palma. *Revista Centroamericana de Administración Pública*, 97-140.
- Min, Y. Yan, F. Liu, F. Coto, C & Waldroup, P. (2010). Glycerin a new energy source for Poultry. *International Journal of Poultry Science* , 1-4.
- Muñoz, P. (2013). *Estudio Técnico-Económico de una planta de producción de biodiesel*. Escuela Técnica Superior de ingenieros de Minas.

- Orantes, M. (2008). *Purificación de glicerina a pequeña escala como subproducto de reacción de la síntesis de biodiesel por el método de destilación a presión reducida*. Guatemala: Universidad de San Carlos de Guatemala.
- Ortuño, M. (2005). *La cara oculta de alimentos y cosméticos*. AIYANA.
- Paucar, L. (2012). *Refinación de aceites y grasas*.
- Peters, M & Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and economics for chemical engineer*. McGraw Hill. INC. Fouth edition. New York.
- Poliolos. (2013). *Poliolos*. Recuperado el 28 de Enero de 2015, de Poliuretanos Materias Primas y Sistemas: <http://www.poliolos.com.mx/poliuretanos.html>
- Ponce, K. (2012). *Ánalisis de screening de ftalatos y sus productos de degradación en aguas*. Valencia, España: Universitat de Valencia.
- QuimiNet. (10 de Marzo de 2008). *Descripción del equipo de una planta refinadora de biodiesel*. Recuperado el 14 de Agosto de 2014, de <http://www.quiminet.com/articulos/descripcion-del-equipo-de-una-planta-refinadora-de-biodiesel-27306.htm>
- Ramírez, R. (2007). *Diseño de una instalación de purificación de glicerina obtenida como subproducto en la producción de biodiesel*. Universidad de Cádiz.
- Recinos, G. Rodríguez, A. Hernández, C & Yeomans, Y. (2005). Metodología para la fabricación de biodiesel a partir del aceite de palma africana y de aceite de soya usado. *EARTH Tierra Tropical*, 51-59.
- Ribeiro, W. (2007). *Perspectivas para el Biodiesel en Centroamérica: Costa Rica, El Salvador, Guatemala y Honduras*. Naciones Unidas, Comisión Económica para Améroca Latina y el Caribe.

- Rincón, S & Martínez, D. (2009). *Análisis de las propiedades del aceite de palma en el desarrollo de su industria*. Colombia: PALMAS.
- Rohm, H & Haa, R. (2 de Septiembre de 2009). Practical Guide . *Methanol regeneration procedure for Amberlite BD10DRY Resin*. Philadelphia, United States: Rohm and Haas.
- Rojas, M. (2013). *Diseño de la tubería de vapor para el calentamiento del aceite de palma y de la glicerina en el Laboratorio de biodiesel del plantel ubicado en el Alto de Ochomogo*. San José, Costa Rica: Universidad de Costa Rica.
- SpringboardBiodiesel. (2014). *Las pruebas de pequeña escala de biodiesel de calidad*. Recuperado el 24 de Septiembre de 2014, de <http://www.springboardbiodiesel.com/testing-small-scale-biodiesel-quality>
- UBS. (2013). *Utah Biodiesel Supply*. Recuperado el 26 de Enero de 2015, de Biodiesel Dry Wash Towers: <http://utahbiodieselsupply.com/drywashtowers.php>
- UNAD. (2006). *Universidad Nacional Abierta y a Distancia* . Recuperado el 24 de Septiembre de 2014, de Refinación del aceite crudo de palma: http://datateca.unad.edu.co/contenidos/232015/2013_232015/Modulo_232015/leccion_24_refinacin_del_aceite_crudo_de_palma.html
- UNAD. (2015). *Universidad Nacional Abierta y a Distancia* . Recuperado el 13 de Enero de 2015, de http://datateca.unad.edu.co/contenidos/232015/2013_232015/Modulo_232015/leccion_27_refinado_de_aceites_y_grasas_i.html
- Villajulca, J. (12 de Noviembre de 2010). *Caudalímetros máscos Coriolis: principio de medición*. Recuperado el 14 de Agosto de 2014, de <http://www.instrumentacionycontrol.net>

- Wall, 2. (2009). *Comparision of methods for the purifacation of biodiesel*. Moscú: University of Idaho.
- Xiao, Y. Xiao, G & Varma, V. (2013). A Universal Procedure for Crude Glycerol Purification from Different Feedstocks in Biodiesel Production: Experimental and Simulation Study. . *Industrial and Engineering Chemestry Research*, 14291-14296.
- Zawadzki, E. (2002). *Determinación del coeficiente de película externo en el serpentín de un tanque agitado*. San José, Costa Rica: Universidad de Costa Rica .

CAPÍTULO 13

NOMENCLATURA

Mayúscula

| | | |
|---------------------|---|--------------------|
| A | Área | m ² |
| C _p | Calor específico | J/kgK |
| D | Diámetro | m |
| E | Altura agitador | m |
| H | Altura líquido en el tanque | m |
| H _B | Carga total | m |
| J | Ancho mamparas | m |
| L | Largo | m |
| L _{vuelta} | Longitud vuelta | adim |
| MLDT | Temperatura logarítmica media | K |
| N _p | Número de potencia | adim |
| N _{RE} | Número de Reynolds | adim |
| P | Potencia, Presión | W, Pa |
| R _d | Factor de ensuciamiento | adim |
| S | Factor de forma | m |
| Q | Energía | W |
| T | Temperatura | °C,K |
| U _c | Coeficiente limpio total de transferencia calor | W/m ² K |
| U _d | Coeficiente sucio total de transferencia calor | W/m ² K |
| V | Volumen | m ³ |
| W | Ancho de agitador | m |

Minúscula

| | | |
|--------------|-------------------------------|----------|
| d_o | Diámetro de tubo | m |
| f | Factor de fricción | adim |
| h | Altura de cilindro | m |
| h_c | Coefficiente de película | W/m^2K |
| h_{ftotal} | Pérdidas totales | m |
| h_{io} | Coefficiente de vapor de agua | W/m^2K |
| h_r | Coefficiente de radiación | W/m^2K |
| k | Conductividad | W/mK |
| k_c | Pérdidas por contracción | m |
| k_e | Pérdidas por expansión | m |
| n | velocidad de agitación | 1/s |
| t | Tiempo | s |
| v | Velocidad | m/s |
| x | Espesor | m |
| z | Altura | m |

Subíndices

| | |
|-----|---------------------------|
| a | Se refiere a agitador |
| c | Se refiere a convección |
| o | Se refiere a tubo |
| t | Se refiere a tanque |
| vap | Se refiere a vaporización |
| v | Se refiere a pared |

Símbolos

| | | |
|-------------|------------|----------|
| ϵ | Emisividad | adim |
| \emptyset | Diámetro | pulgadas |

| | | |
|-----------|----------------------------------|-------------------|
| β | Coeficiente de expansión térmico | 1/K |
| Δ | Diferencia | adim |
| λ | Calor latente | J/kg |
| π | 3,14 | adim |
| ρ | Densidad | kg/m ³ |
| μ | Viscosidad | Pa·s |

APÉNDICES

A. Cuadro de datos

Cuadro A.1. Datos del reactor piloto de transesterificación.

| Sección | Valor | Unidad |
|------------------------------------|-------|--------|
| D_T | 0,4 | m |
| D_a | 0,11 | m |
| E (altura agitador) | 0,11 | m |
| H(altura del líquido en el tanque) | 0,4 | m |
| L(Largo agitador) | 0,05 | m |
| W(Ancho agitador) | 0,024 | m |
| Velocidad agitación | 1000 | rpm |
| n (velocidad de agitación) | 16,67 | 1/s |

Cuadro A.2. Características de la mezcla aceite-metanol en el reactor de transesterificación.

| Sustancias | Fracción masa | Densidad(kg/m ³) | Viscosidad(Pa·s) |
|------------|---------------|------------------------------|------------------|
| Metanol | 0,185 | 791 | 0,0005 |
| Aceite | 0,815 | 891 | 0,0382 |
| | Promedio | 901,87 | 0,03123 |

Cuadro A.3. Características de la mezcla biodiesel-glicerina en el reactor de transesterificación.

| Sustancias | Fracción masa | Densidad(kg/m ³) | Viscosidad(Pa·s) |
|------------|---------------|------------------------------|------------------|
| Biodiesel | 0,902 | 875 | 0,0057 |
| Glicerol | 0,098 | 1 261 | 0,00735 |
| | Promedio | 912,64 | 0,005861 |

Cuadro A.4. Características energéticas y de calor del reactor de transesterificación escalado al inicio de la reacción (Rincón & Martínez, 2009).

| Parámetro | Valor | Unidad |
|--------------------------|--------------|---------------|
| Flujo másico de materia | 0,91 | kg/s |
| Calor específico Aceite | 2 150 | J/kgK |
| Calor específico Metanol | 2 533 | J/kgK |
| Calor específico mezcla | 2 220,77 | J/kgK |
| Temperatura inicial | 308,15 | K |
| Temperatura final | 323,15 | K |

Cuadro A.5. Condiciones del vapor proveniente de la caldera en Limón.

| Condiciones del vapor que sale de la caldera | |
|---|----------------|
| Presión (kPa) | 1000 |
| Temperatura (K) | 453,03 |
| Condición | Vapor saturado |
| Vapor a la entrada | |
| Presión (kPa) | 1000 |
| Temperatura (K) | 453,03 |
| Condición | Vapor saturado |
| Entalpía (J/kg) | 277 110 0 |
| Vapor a la salida | |
| Presión (kPa) | 1000 |
| Temperatura (K) | 453,03 |
| Condición | Condensado |
| Entalpía (J/kg) | 762 520 |

Cuadro A.6. Características del aceite de palma y parámetros para coeficiente externo de película para agitador de aspas planas. (Kern, 2007).

| Dato | Valor | Unidad |
|--|--------------|--------------------|
| D_T | 0,93 | m |
| D_a | 0,31 | m |
| n | 2,5 | 1/s |
| ρ (densidad mezcla) | 901,87 | kg/m ³ |
| μ (viscosidad de mezcla) | 0,03123 | Pa·s |
| k (Conductividad del aceite) | 0,1708 | W/mK |
| R_d aceites vegetales | 0,003 | m ² K/W |
| C_p mezcla | 2 220,77 | J/kgK |
| Temperatura vapor agua | 453,03 | K |
| Q (Energía necesaria) | 33 711,16 | W |
| Diámetro externo serpentín | 0,01905 | m |
| Parámetros para coeficiente externo de película helicoidal 4 aspas planas | | |
| a | 0,0448 | adim |
| m | 0,6667 | adim |
| n | 0,71 | adim |
| p | 0,14 | adim |
| q | 0,97 | adim |

B. Resultados intermedios

Cuadro B.1. Datos de número de Reynolds, número de potencia del reactor piloto de transesterificación.

| N_{Re} | N_p | P_{fluido} | P_{motor} |
|-----------|-------|--------------|-------------|
| 31 402,96 | 4 | 272,35W | 453,91 |

Cuadro B.2. Datos resumen de los balances de energía del reactor de transesterificación escalado. (Rincón & Martínez, 2009) (Kern, 2007).

| Parámetro | Valor | Unidad |
|--|-----------|--------------------|
| Energía para elevar temperatura | 30 312,55 | W |
| Factor transferencia de calor | 0,9 | No aplica |
| Energía con factor de seguridad para elevar temperatura | 33 680,2 | J |
| Base de cálculo | 600 | s |
| Cantidad Energía total demanda en reactor | 33,680 | kW |
| Flujo másico de vapor | 0,016 | kg/s |
| h_c (Coeficiente de película) | 3 498,79 | W/m ² K |
| h_{io} (Coeficiente de vapor de agua) | 8 500 | W/m ² K |
| U_c (coeficiente limpio total de transferencia calor) | 2 478,55 | W/m ² K |
| U_d (coeficiente sucio total de transferencia calor) | 293,81 | W/m ² K |
| Área de contacto serpentín con factor de seguridad | 1,32 | m ² |
| Diámetro del serpentín | 0,73 | m |
| Área externa de tubos del serpentín | 0,05985 | m ² /m |
| Longitud de cada vuelta del serpentín | 2,31 | m |
| Área de vuelta del serpentín | 0,138 | m ² |
| Número de vueltas del serpentín | 10 | No aplica |

Cuadro B.3. Características del aislante fibra de vidrio del reactor de transesterificación escalado (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

| Dato | Valor | Unidad |
|--|--------------|------------------|
| Conductividad de aislante de fibra de vidrio | 0,0328 | W/mK |
| T_1 | 323 | K |
| T_2 | 298 | K |
| A (Área superficial del cilindro) | 2,89 | m |
| P (Perímetro del cilindro) | 7,82 | m |
| L | 0,369 | m |
| ΔT (Diferencia de temperatura entre pared aislante y afuera) | 7 | K |
| h_{conv} | 2,96 | W/mK |
| Q/A | 20,74 | W/m ² |
| x (espesor del aislante) | 0,0395 | m |

Cuadro B.4. Datos de demanda energética para el tanque de almacenamiento de aceite de crudo de palma.

| Dato | Valor | Unidad |
|---|--------------|--------------------|
| Masa por tanque | 4 455 | kg |
| Entalpía para derretir | 93 400 | J/kg |
| Calor específico | 2 150 | J/kgK |
| Temperatura inicial | 297,15 | K |
| Temperatura derretimiento | 308,15 | K |
| Temperatura final | 313 | K |
| Energía para calentar hasta derretir por tanque | 105 36 0750 | J |
| Energía para derretir por tanque | 416 097 000 | J |
| Energía para elevar temperatura por tanque | 464 545 12,5 | J |
| Factor transferencia de calor | 0,9 | No aplica |
| Energía en el serpentín | 631 013 625 | J |
| Base de cálculo | 7 200 | s |
| Cantidad Energía total demanda por tanque | 87 640,78 | W |
| h_c (Coeficiente de película) | 4,25 | W/m ² K |
| h_r (Coeficiente de razón de radiación) | 5,012 | W/m ² K |
| Pérdida de calor total | 3 293,28 | W |
| U_c (Coeficiente limpio total de transferencia calor) | 166,98 | W/m ² K |
| U_d (Coeficiente sucio total de transferencia calor) | 111,25 | W/m ² K |

Cuadro B.4 (Continuación). Datos de demanda energética para el tanque de almacenamiento de aceite de crudo de palma.

| Dato | Valor | Unidad |
|---|--------------|----------------|
| Área total del serpentín con factor de seguridad 100% | 0,56 | m ² |
| Área de cada tubo del serpentín | 0,0837 | m ² |
| Número de tubos | 8 | No aplica |

Cuadro B.5. Coeficientes de calor y área de transferencia para tanque de pretratamiento al aceite crudo de palma.

| Dato | Valor | Unidad |
|---|--------------|--------------------|
| h_c (Coeficiente de película) | 1 381,46 | W/m ² K |
| h_{io} (Coeficiente de vapor de agua) | 8 500 | W/m ² K |
| U_c (Coeficiente limpio total de transferencia calor) | 1 188,33 | W/m ² K |
| U_d (Coeficiente sucio total de transferencia calor) | 260,31 | W/m ² K |
| A (área) | 2,49 | m ² |
| Factor de seguridad | 0,9 | No aplica |
| A (área con factor de seguridad) | 2,76 | m ² |
| A(área externa) | 0,049 | m ² /m |
| L_{vuelta} | 4,717 | m |
| A_{vuelta} | 0,2353 | m ² |
| Número de vueltas | 12 | adim |

Cuadro B.6. Datos para el cálculo del espesor del aislante de fibra de vidrio para tanque de pretratamiento del aceite crudo de palma.

| Dato | Valor | Unidad |
|-----------------------------|--------------|---------------|
| k (conductividad) | 0,0328 | W/mK |
| T_1 (Temperatura inicial) | 318 | K |
| T_2 (Temperatura final) | 25 | K |

Cuadro B.6 (Continuación). Datos para el cálculo del espesor del aislante de fibra de vidrio para tanque de pretratamiento del aceite crudo de palma.

| Dato | Valor | Unidad |
|-----------------------------------|--------------|--------------------|
| ΔT | 7 | K |
| h_c (Coeficiente de película) | 2,52 | W/m ² K |
| A (Área superficial del cilindro) | 10,75 | m ² |
| P | 15,32 | m |
| L | 0,70 | m |
| x (espesor del aislante) | 0,03713 | m |

Cuadro B.7. Datos para el cálculo de columnas de intercambio iónico.

| Dato | Valor | Unidad |
|---|----------------------|------------------------------------|
| Diámetro de la columna | 0,254 | m |
| Altura de la resina dentro de la columna | 0,762 | m |
| Altura total de la columna | 1,52 | m |
| Volumen de resina a utilizar en cada columna | 0,039 | m ³ |
| Masa de resina | 46,8 | kg |
| Flujo de biodiesel a través de resina recomendado | $5,5 \times 10^{-7}$ | m ³ /s por kg de resina |
| Volumen de biodiesel a purificar | 1 | m ³ |
| Flujo de biodiesel a través de la columna | $3,9 \times 10^{-5}$ | m ³ /s |
| Tiempo total de purificación por columna | 25200 | s |

Cuadro B.8. Datos para hallar la velocidad y tubería específica para trasiego de aceite.

| Datos | Valor | Unidad |
|--------------------------------|--------------|-------------------|
| Diámetro de tubería | 0,0317 | m |
| Q | 0,00083 | m ³ /s |
| v | 1,0 | m/s |
| A | 0,000921 | m ² |
| Número de Reynolds | 779,47 | No aplica |
| Factor de fricción | 0,0205 | No aplica |
| Diámetro | 0,0342 | m |
| H _f | 16,99 | m |
| L | 5 | m |
| P ₁ | 101 325 | Pa |
| P ₂ | 101 325 | Pa |
| Z ₁ | 0 | m |
| Z ₂ | 2 | m |
| H _b | 19,05 | m |
| Potencia teórica | 138,63 | W |
| Potencia real (60% eficiencia) | 231,05 | W |

Cuadro B.9. Algunos accesorios utilizados en la tubería de aceite.

| Accesorio | k_f | Cantidad |
|------------------|----------------------|-----------------|
| Codos 90° | 0,75 | 8 |
| Válvulas bola | 70 | 4 |
| Uniones | 0,04 | 4 |
| Tes | 0,4 | 4 |
| | k _f total | 287,76 |

Cuadro B.10. Datos para hallar la velocidad y tubería específica para trasiego de metanol.

| Datos | Valor | Unidad |
|----------------|--------------|-------------------|
| Q | 0,00057 | m ³ /s |
| v | 0,90 | m/s |
| A | 0,00064 | m ² |
| Diámetro | 0,028 | m |
| H _b | 44,73 | m |

Cuadro B.11. Accesorios de la tubería que trasiega metanol.

| Accesorio | k_f | Cantidad |
|---------------|-------------|----------|
| Codos 90° | 0,75 | 4 |
| Válvulas bola | 70 | 2 |
| Uniones | 0,04 | 4 |
| | k_f total | 143,08 |

Cuadro B.12. Datos para hallar la velocidad y tubería específica para trasiego de biodiesel desde su salida del reactor de transesterificación.

| Datos | Valor | Unidad |
|--------------------------------|---------|-------------------|
| Q | 0,00069 | m ³ /s |
| v | 0,89 | m/s |
| A | 0,00077 | m ² |
| Diámetro | 0,031 | m |
| H _b | 24,83 | m |
| Potencia teórica | 161,32 | W |
| Potencia real (60% eficiencia) | 268,87 | W |

Cuadro B.13. Accesorios de la tubería que trasiega biodiesel.

| Accesorio | k_f | Cantidad |
|---------------|-------------|----------|
| Codos 90° | 0,75 | 6 |
| Válvulas bola | 70 | 4 |
| Uniones | 0,04 | 2 |
| | 0,4 | 2 |
| | k_f total | 285,38 |

Cuadro B.14. Datos del recuperador de metanol.

| Datos | Valor | Unidad |
|----------------|-------|--------|
| T ₁ | 337,5 | K |
| T ₂ | 331 | K |
| T ₃ | 313 | K |
| T ₄ | 295 | K |
| MLDT | 29,8 | K |

Cuadro B.14 (Continuación). Datos del recuperador de metanol.

| Datos | Valor | Unidad |
|-------------------|--------------|--------------------|
| Q | 31 800 | W |
| Diámetro de tubos | 0,0254 | m |
| U_d | 418 | W/m ² K |
| A | 2,55 | m ² |
| Número de tubos | 32 | No aplica |

C. Muestra de cálculo

C.1 Cálculo del Número de Reynolds

Para calcular el número de Reynolds dentro del reactor de transesterificación piloto al final de la reacción se usa la siguiente ecuación:

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 n \rho}{\mu} \quad (C.1)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.1, columna 2, filas 2 y 9, y del Cuadro A.3, columnas 3 y 4 y fila 4 se obtiene:

$$N_{Re2} = \frac{(0,11)^2 \cdot 16,67 \cdot 912,646}{0,005861} = 31402,96$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.1, columna 1 y fila 2.

C.2. Cálculo de la potencia de del fluido

Para calcular la potencia del fluido dentro del reactor de transesterificación piloto al final de la reacción se usa la siguiente ecuación:

$$N_p = \frac{P}{n^3 D_a^5 \rho} \quad (C.2)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.1, columna 2, filas 3 y 9, y del Cuadro A.3, columnas 3, fila 4 y Cuadro B.1, columna 3, fila 2 se obtiene:

$$P = 4 \cdot (16,67)^3 \cdot (0,11)^5 \cdot 912,646 = 272,35 \text{ W}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.1, columna 3 y fila 2.

C.3. Cálculo de la potencia del motor

Para calcular la potencia del motor dentro del reactor de transesterificación piloto al final de la reacción se usa la siguiente ecuación:

$$\frac{P_{\text{fluido}}}{0,6} = P_{\text{motor}} \quad (\text{C.3})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.1, columna 3, fila 2 se obtiene:

$$\frac{272,35}{0,6} = 453,91 \text{ W}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.1, columna 4 y fila 2.

C.4. Cálculo de energía para aumentar de temperatura de mezcla

Para calcular la energía para aumentar la temperatura de mezcla en el reactor de transesterificación al inicio de la reacción se usa la siguiente ecuación:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (\text{C.4})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.4, columna 2, filas 2,5, 6 y 7 se obtiene:

$$Q = 0,91 \cdot 2220,7 \cdot (323,15 - 308,15) = 30312,55 \text{ W}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 2.

Sin embargo por factor de seguridad se usa un factor del 0,9 con ello se obtendría 33 680,62 W dato que se encuentra en Cuadro B.2, columna 2, fila 4.

C.5. Cálculo de flujo de vapor para el serpentín de reactor de transesterificación

Para calcular el flujo de vapor para el serpentín del reactor de transesterificación al inicio de la reacción se usa la siguiente ecuación:

$$Q=m\lambda \quad (C.5)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.5, columna 2, filas 9 y 14, Cuadro B.2, columna 2, fila 4 se obtiene:

$$m=\frac{33680,62}{(2771100-762520)}=0,016 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ de vapor}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 7.

C.6. Cálculo del coeficiente de película para cálculo de serpentín reactor de transesterificación.

Para calcular del coeficiente de película para cálculo de serpentín reactor de transesterificación se usa la siguiente ecuación:

$$\frac{h_c d_o}{k} = a \left(\frac{D_a^2 n p}{\mu} \right)^m \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^n \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^p \left(\frac{D_a}{D_T} \right)^q \quad (C.6)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.6, columna 2, filas 2,3,4,5,6,7,9,12,14,15,16,17 y 18 se obtiene:

$$\frac{h_c \cdot 0,01905}{0,1708} = 0,0448 \left(\frac{0,31^2 \cdot 2,5 \cdot 901,87}{0,03123} \right)^{0,6667} \left(\frac{2220,7 \cdot 0,03123}{0,1708} \right)^{0,71} 1 \left(\frac{0,31}{0,93} \right)^{0,97}$$

$$h_c = 3498,79 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{C}}$$

Es importante recalcar que en la ecuación C.6 el término de μ/μ_w se hace 1, dado que la temperatura de la pared no varía tanto con respecto a la mezcla y se puede tomar como despreciable además de una recomendación del Dr. Eduardo Rivera.

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 8.

C.7. Cálculo del coeficiente limpio total de transferencia calor

Para calcular del coeficiente limpio total de transferencia calor para cálculo de serpentín reactor de transesterificación se usa la siguiente ecuación:

$$U_c = \frac{h_c \cdot h_{i0}}{h_c + h_{i0}} \quad (C.7)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.6, columna 2, filas 2,3,4,5,6,7,9,12,14,15,16,17 y 18 se obtiene:

$$U_c = \frac{3498,79 \cdot 8500}{3498,79 + 8500} = 2478,55 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 10.

C.8. Cálculo del coeficiente sucio total de transferencia calor

Para calcular del coeficiente sucio total de transferencia calor para cálculo de serpentín reactor de transesterificación se usa la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (C.8)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.6, columna 2, fila 8 y Cuadro B.2, columna 2, fila 10 se obtiene:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{2478,55} + 0,003$$

$$U_d = 293,81 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 11.

C.9. Cálculo del área total de transferencia calor

Para calcular el área total de transferencia calor para cálculo de serpentín reactor de transesterificación se usa la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T} \quad (\text{C.9})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.4, columna 2, fila 7, Cuadro A.5, columna 2, fila 3 y Cuadro B.2, columna 2, filas 4 y 11 se obtiene:

$$A = \frac{33680}{293,81 \cdot (453,03 - 323,15)} = 0,88 \text{ m}^2$$

$$0,88 + (50\% \text{ factor de seguridad}) = 1,32 \text{ m}^2$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 12.

C.10. Cálculo del número de vueltas del serpentín

Para calcular el número de vueltas del serpentín reactor de transesterificación se usa la siguiente ecuación:

$$\text{Número de vueltas} = \frac{A}{A_{\text{vuelta}}} \quad (\text{C.10})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.2, columna 2, filas 12 y 16 se obtiene:

$$\text{Número de vueltas} = \frac{1,32}{0,138} = 9,60 \text{ vueltas} = 10 \text{ vueltas}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.2, columna 2 y fila 17.

C.11. Cálculo del espesor del aislante del reactor de transesterificación escalado

Para calcular espesor del aislante del reactor de transesterificación escalado por convección libre se usa la siguiente ecuación:

$$\frac{Q}{A} = h_{\text{conv}} \cdot \Delta T \quad (\text{C.11})$$

Donde

$$h_{\text{conv}} = 1,42 \cdot \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (\text{C.11.1})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.3, columna 2, filas 7 y 8 se obtiene:

$$h_{\text{conv}} = 1,42 \cdot \left(\frac{25-18}{0,369} \right)^{0,25} = 2,96 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{C}}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.3, columna 2 y fila 9.

Sustituyendo los valores del Cuadro B.3, columna 2, filas 3,4 y 9 se obtiene:

$$\frac{Q}{A} = 2,397 \cdot (25-18) = 20,74 \text{ W/m}^2$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.3, columna 2 y fila 10.

Para despejar el valor del espesor del aislante se usa:

$$\frac{Q}{A} = \frac{k(T_1 - T_2)}{x} \quad (\text{C.11.2})$$

$$\frac{k(T_1-T_2)}{x} = h_{\text{conv}} \cdot \Delta T$$

$$\frac{k(T_1-T_2)}{h_{\text{conv}} \cdot \Delta T} = x$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.3, columna 2, filas 2,3,4 y 10 se obtiene:

$$\frac{0,0328(50-25)}{20,74} = 0,0395 \text{ m} = 3,95 \text{ cm}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.3, columna 2 y fila 11.

C.12. Cálculo del flujo de biodiesel a través de la columna

Para calcular espesor el flujo de biodiesel a través de la columna se usa la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{Biodiesel}} = Q_{\text{recomendado}} \cdot m_{\text{resina}} \quad (\text{C.12})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.7, columna 2, filas 5 y 6 se obtiene:

$$Q_{\text{Biodiesel}} = 5,5 \times 10^{-7} \cdot 46,8 = 3,9 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.7, columna 2 y fila 9.

C.13. Cálculo del tiempo de purificación del biodiesel

Para calcular el tiempo de purificación del biodiesel se usa la siguiente ecuación:

$$T = \frac{V_{\text{Biodiesel}}}{Q_{\text{Biodiesel}}} \quad (\text{C.13})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.7, columna 2, filas 8 y 9 se obtiene:

$$T = \frac{1}{3,9 \times 10^{-5}} = 25641 \text{ s} = 7,12 \text{ h}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.7, columna 2 y fila 10.

C.14. Cálculo de velocidad de trasiego del fluido

Para calcular la velocidad de trasiego del fluido del aceite a través de la tubería se usa la siguiente ecuación:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (\text{C.14})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.8, columna 2, filas 3 y 5 se obtiene:

$$v = \frac{0,000833}{0,00079} = 1,0 \text{ m/s}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 4.

C.15. Cálculo del número de Reynolds del fluido

Para calcular el número de Reynolds del fluido del aceite a través de la tubería se usa la siguiente ecuación:

$$N_{\text{Re}} = \frac{d v \rho}{\mu} \quad (\text{C.15})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.2, columnas 3 y 4, fila 3, Cuadro B.8, columna 2, filas 2 y 4 se obtiene:

$$N_{\text{Re}} = \frac{0,0317 \cdot 1,0 \cdot 891}{0,0382} = 779,47$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 6.

C.16. Cálculo del factor de fricción en la tubería

Para calcular el factor de fricción del fluido del aceite (flujo laminar) a través de la tubería se usa la siguiente ecuación:

$$f = \frac{16}{N_{Re}} \quad (C.16)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.8, columna 2, fila 6 se obtiene:

$$f = \frac{16}{779,47} = 0,0205$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 7.

C.17. Cálculo de pérdidas de carga en la tubería

Para calcular las pérdidas de carga en la tubería del fluido del aceite a través de la tubería se usa la siguiente ecuación:

$$h_f = \left(4 \cdot f \cdot \left(\frac{L}{d} \right) + k_f \right) \frac{v^2}{2g} \quad (C.17)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.8, columna 2, filas 4,7,8,10; Cuadro B.9, columna 3, fila 6 se obtiene:

$$h_f = \left(4 \cdot 0,0205 \cdot \left(\frac{5}{0,0317} \right) + 287,76 \right) \frac{1,0^2}{2 \cdot 9,8} = 16,99 \text{ m}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 9.

C.18. Cálculo de carga de trabajo en la bomba

Para calcular la carga de trabajo en la bomba se usa la siguiente ecuación:

$$H_b = h_f + \left[\frac{P_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 \right] - \left[\frac{P_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 \right] \quad (C.18)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.2, columna 3, fila 3; Cuadro B.8, columna 2, filas 4,9, 11, 12,13 y 14 se obtiene:

$$H_b = 16,99 + \left[\frac{101325}{891 \cdot 9,8} + \frac{0}{2 \cdot 9,8} + 2 \right] - \left[\frac{101325}{891 \cdot 9,8} + \frac{1_1^2}{2 \cdot 9,8} + 0 \right] = 19,05 \text{ m}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 15.

C.19. Cálculo de potencia teórica de la bomba

Para calcular la potencia teórica en la bomba se usa la siguiente ecuación:

$$P_{\text{teórica}} = H_b \cdot \rho \cdot g \cdot Q \quad (C.19)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro A.2, columna 3, fila 3; Cuadro B.8, columna 2, filas 3 y 15 se obtiene:

$$P_{\text{teórica}} = 19,05 \cdot 891 \cdot 9,8 \cdot 0,00083 = 138,63 \text{ W}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 16.

C.20. Cálculo de potencia real de la bomba

Para calcular la potencia real de la bomba se usa la siguiente ecuación:

$$P_{\text{real}} = \frac{P_{\text{teórica}}}{0,6} \quad (C.20)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.8, columna 2, fila 16 se obtiene:

$$P_{\text{real}} = \frac{138,63}{0,6} = 231,05 \text{ W}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.8, columna 2 y fila 17.

C.21. Cálculo de la temperatura logarítmica media

Para calcular la temperatura logarítmica media del recuperador de metanol se usa la siguiente ecuación:

$$MLDT = \frac{(T_1 - T_3) - (T_2 - T_4)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_3}{T_2 - T_4}\right)} \quad (\text{C.21})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.14, columna 2, filas 2, 3, 4 y 5 se obtiene:

$$MLDT = \frac{(337,5 - 313) - (331 - 295)}{\ln\left(\frac{337,5 - 313}{331 - 295}\right)} = 29,8 \text{ K}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.14, columna 2 y fila 6.

C.22. Cálculo del U_d

De la tabla 9, página 947 del libro del autor Kern, se elige un sistema de 2 pasos para un diámetro de 10 pulgadas con arreglo triangular $1 \frac{1}{4}$ ", y se halla un número de tubos de 32. Con esa cantidad de tubos se procede a recalcular el U_d el cual se obtiene como:

$$U_d = \frac{Q}{\pi \cdot d \cdot 1 \cdot 32 \cdot MLDT} \quad (\text{C.22})$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.14, columna 2, filas 6, 7 y 8 se obtiene:

$$U_d = \frac{31800}{\pi \cdot 0,0254 \cdot 1 \times 32 \cdot 29,8} = 418 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.14, columna 2 y fila 9.

C.23. Cálculo del área de recuperador de metanol

Para calcular el área del recuperador de metanol se usa la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot MLDT} \quad (C.23)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.14, columna 2, filas 6, 7 y 9 se obtiene:

$$A = \frac{31800}{418 \cdot 29,8} = 2,55 m^2$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.14, columna 2 y fila 10.

C.24. Cálculo del número de tubos del recuperador de metanol

Para calcular el número de tubos del recuperador de metanol se usa la siguiente ecuación:

$$\text{Número de tubos} = \frac{A}{\pi \cdot d \cdot l} \quad (C.24)$$

Sustituyendo los valores del Cuadro B.14, columna 2, filas 8 y 10 se obtiene:

$$\text{Número de tubos} = \frac{2,55}{\pi \cdot 0,0254 \cdot 1} = 32 \text{ tubos}$$

Dato que se encuentra en el Cuadro B.14, columna 2 y fila 11.

ANEXOS



Laboratorio de Investigación

LID-023

Informe de Pruebas de Laboratorio

Solicitado por: María Fernanda Céspedes

Procedencia: Planta producción RECOPE

Lote No.: ---

No. registro: 20

Fecha Muestreo: 2015-07-22

Tanque No.: ---

Tipo de muestra: Biodiesel

Fecha de Recepción: 2015-07-22

Volumen (en m³): ---

| Método de ensayo (1) | Prueba | Resultado | Límites de especificación | Analista y Fecha | |
|----------------------|---|--------------------------|------------------------------|------------------|------------|
| **ASTMD-4052 | Densidad a 15 °C | 875,8 kg/ m ³ | Reportar | JRS | 2015-08-25 |
| Visual | Color | Amarillo rojizo | No aplica | JRS | 2015-08-25 |
| **ASTMD-4176 | Inspección Visual | | | | |
| | Temperatura | 24,0 °C | No aplica | JRS | 2015-08-28 |
| | Apariencia | Claro brillante | No aplica | JRS | 2015-08-28 |
| **ASTMD 2709 | Fracción de agua y sedimentos | < 0,05 % | Máximo 0,05% | JRS | 2015-09-14 |
| **ASTMD 93 | Punto de Inflamación | > 170,0 | 130,0 °C Mínimo | JRS | 2015-08-28 |
| **EN 14112 | Estabilidad a la oxidación, 110 °C | 11,98 | Mínimo 6,0 h | JRS | 2015-08-28 |
| **ASTMD130 | Corrosión tira de cobre, 3 h, 50 °C | 1B | Máximo N° 3 | RGR | 2015-09-12 |
| **ASTMD 445 | Viscosidad cinemática a 40 °C | 3,15 | 1,9 a 6,5 mm ² /s | JRS | 2015-08-31 |
| **EN14103 | Fracción de masa de contenido de ésteres | 98,6 | Mínimo 96,5 % | RGR | 2015-09-12 |
| **ASTMD2622 | Fracción en masa de azufre total | 3,0 | Máximo 15 mg/kg | DCL | 2015-09-12 |
| **ASTMD6584 | Fracción en masa de glicerina libre | 0,010 | Máximo 0,020 % | RGR | 2015-08-28 |
| **ASTMD6584 | Fracción en masa de glicerina total | 0,020 | Máximo 0,24 % | RGR | 2015-08-28 |
| **ASTMD874 | Fracción en masa de cenizas sulfatadas | 0,002 | Máximo 0,020 % | JRS | 2015-09-22 |
| **ASTMD 2500 | Punto de enturbiamiento | 12 °C | Reportar | RGR | 2015-08-06 |
| **ASTMD 4530 | Residuo de Carbón | 0,02 | Máximo 0,05 % | RGR | 2015-08-31 |
| **ASTMD5863 | Contenido total de sodio y potasio combinados | N.D. | Máximo 5 mg/ kg | JRO | 2015-09-22 |
| **ASTMD4628 | Contenido total de calcio y magnesio combinados | N.D. | Máximo 5 mg/ kg | JRO | 2015-09-22 |
| SMEWW (4500-P, D) | Contenido total de fósforo | 0,00003 | Máximo 0,001% | DCL | 2015-09-12 |
| **ASTMD-664 | Número Ácido Total | 1,1 | Máximo 0,5 mg KOH/g | JRS | 2015-09-01 |

REGULACION: Reglamento Técnico RTCA 75.02.43:07: Decreto N° 34128-COMEX-MINAE-MEIC.
Este producto NO CUMPLE con las especificaciones del Reglamento Técnico Centroamericano.

OBSERVACIONES:

** Indica que son métodos no validados.

* Indica que es un método validado.

Responsable Técnico: B. Q. Rodrigo González R.

Nombre

Firma

2015-09-24

Fecha finalización de análisis

Los resultados de los análisis no podrán ser reproducidos parcialmente sin previa autorización del laboratorio

Se informa la incertidumbre expandida, con un factor de cobertura k=2, para un 95% de confianza

Original: Solicitante Copia: Laboratorio, Departamento Investigación

Apartado: 4351-1000 San José

Teléfono: (506) 2550-3698

Página 1 de 1

e-mail: rodrigo-gr@recope.go.cr