



# **Universidad de Ciencias y Artes de Chiapas**

**Instituto de Ciencias Básicas y Aplicadas  
Centro de Investigación y Desarrollo Tecnológico en  
Energías Renovables**

## **TESIS**

**“Diseño, simulación y evaluación de la  
factibilidad de procesos de producción de  
biodiésel usando energías renovables”**

Que para obtener el grado de:

**Maestro en Materiales y Sistemas Energéticos  
Renovables**

Presenta

**Paola Ibarra González**

Director

Dr. Jorge Evaristo Conde Díaz

## Dedicatoria

Dedico esta tesis a mi familia que me ha enseñado a ser una persona constante, trabajadora y responsable.

A mi padre por inculcarme el amor al estudio y a uno mismo, por mostrarme lo valiosa que soy y que nunca me debo dar por vencida.

A mi madre por brindarme su apoyo en todo momento e impulsarme a continuar con mis planes sin importar las experiencias malas que haya vivido. Por enseñarme que debo darle la cara a los problemas y tomar cada experiencia vivida como una lección para ser una persona más fuerte.

A mi abuela que me ha dado el ejemplo de lo que es ser una mujer luchona y trabajadora.

A mi hermana Lucia por ser mi bebecita y mejor amiga, por darme el ejemplo de que se puede combinar la dedicación a los estudios con la diversión.

A Nacho que ha sido un amigo ejemplar e incondicional, la mejor compañía que pude tener durante mi estancia en Tuxtla Gutiérrez.

## Agradecimientos

Quiero agradecer a Dios por darme las fuerzas y guiar mi camino, por mostrarme que las decisiones que ha tomado para mí tienen una razón de ser y que no podría haber pasado algo mejor. Que cada experiencia vivida me hace mejor persona y me hace más fuerte.

A mis padres por haberme apoyado tanto económica como emocionalmente en esta experiencia. Y por creer en mí.

Quiero agradecer a mi padre por cada correo que me envió alentándome a no estar triste y no dejar las cosas a medias, y por ayudarme a perder el miedo y la falta de confianza en mí misma. Así como por haberme apoyado económicamente para poder realizar mi estancia en Dinamarca.

A mi madre por haber ido a visitarme todas las veces que sentía que no podía más con la maestría y por aguantar las miles de llamadas diarias buscando consuelo.

A mi abuela por ser una segunda madre y haberme consolado cuando creía no poder más.

A mi hermana Lucia por haberme acompañado en los primeros días de esta experiencia y por todos los regaños y por estar siempre pendiente de mí. Más que nada por aguantar todos mis dramas.

A Jimmy por haber tenido la corazonada de que no estaba bien y darme la sorpresa con su visita. Por darme sus sermones de mil horas para hacerme entrar en razón y que me diera cuenta de lo capaz que soy.

A mi asesor el doctor Jorge Conde por haberse animado a trabajar conmigo y por creer que era capaz de realizar una estancia en el extranjero, así como por haberme impulsado a participar en diversos congresos y en el curso que impartí. Además por haber estado siempre al día en mi proyecto y haberme brindado todos los recursos necesarios en cuanto se lo pedía.

Al doctor Pola que me apoyo siempre en todos los trámites necesarios para mi crecimiento profesional y que me sigue apoyando en mi deseo de estudiar un doctorado.

A mis maestros que me dieron las bases y conocimientos para lograr desarrollar este proyecto, en especial al doctor Pantoja que me guió durante todo el proceso.

# Índice General

|  |      |
|--|------|
| <b>Dedicatoria</b>   | i    |
| <b>Agradecimientos</b>   | ii   |
| <b>Lista de Figuras</b>  | vi   |
| <b>Lista de Tablas</b>   | viii |
| <b>Resumen</b>   | x    |
| <b>Abstract</b>  | xi   |
| <br>   |      |
| <b>Capítulo I. Antecedentes</b>  | 1    |
| 1.1 Introducción   | 1    |
| 1.2 Historia del biodiésel   | 3    |
| 1.3 Producción de biodiésel en México y el mundo                                     | 5    |
| 1.4 Plantas de producción de biodiésel en el mundo                                   | 8    |
| 1.5 Plantas de producción de biodiésel en México                                     | 9    |
| 1.6 Procesos industriales y de producción de biodiésel acoplando energías renovables | 14   |
| 1.7 Problemas actuales que presenta la producción de biodiésel                       | 16   |
| 1.8 Principios generales del análisis de procesos industriales                       | 20   |
| 1.8.1 Ventajas del análisis y simulación de procesos industriales                    | 22   |
| 1.9 Aplicaciones de los simuladores en el proceso de producción de biodiésel         | 23   |
| 1.10 Planteamiento del problema  | 25   |
| 1.11 Objetivos   | 26   |
| 1.11.1 Objetivo general  | 26   |
| 1.11.2 Objetivos específicos   | 26   |
| 1.12 Justificación   | 27   |
| 1.13 Conclusión  | 28   |
| Referencias  | 30   |
| <br>   |      |
| <b>Capítulo II. Fundamentos teóricos</b>   | 35   |
| 2.1 Biodiésel  | 35   |
| 2.1.1 Obtención del biodiesel  | 37   |
| 2.1.2 Materias primas  | 40   |
| 2.1.2.1 Aceites vegetales  | 41   |
| 2.1.2.2 Aceites usados y grasas animales   | 41   |
| 2.2 Procesos de producción industrial de biodiésel a partir de grasas animales       | 42   |
| 2.2.1 Pretratamiento de grasas animales  | 43   |
| 2.2.2 Proceso convencional: Producción de biodiesel por catálisis homogénea          | 44   |

|  |           |
|--|-----------|
| 2.2.3 Producción de biodiésel por catálisis heterogénea  | 47        |
| 2.2.4 Producción de biodiésel mediante destilación reactiva  | 48        |
| 2.3 Suministro de energía al proceso de producción de biodiésel: planta de energía renovable             | 49        |
| 2.3.1 Sistema solar térmico  | 50        |
| 2.3.2 Sistema solar fotovoltaico   | 52        |
| 2.4 Conclusión   | 54        |
| Referencias  | 55        |
| <br>   |           |
| <b>Capítulo III. Metodología</b>   | <b>62</b> |
| 3.1 Selección del tipo de materia prima  | 62        |
| 3.2 Análisis de las diferentes metodologías para la producción de biodiesel                              | 63        |
| 3.3 Selección de escalas de producción   | 64        |
| 3.4 Selección de herramientas para análisis de metodologías para la producción de biodiésel              | 64        |
| 3.5 Selección del tipo de reactor a emplear en las simulaciones  | 65        |
| 3.6 Caso de estudio 1: Método convencional   | 65        |
| 3.6.1 Diagrama de flujo de simulación  | 65        |
| 3.6.2 Reacciones químicas  | 67        |
| 3.6.3 Análisis energético  | 67        |
| 3.7 Caso de estudio 2: Catálisis heterogénea   | 68        |
| 3.7.1 Diagrama de flujo de simulación  | 68        |
| 3.7.2 Reacciones químicas  | 69        |
| 3.7.3 Análisis energético  | 70        |
| 3.8 Caso de estudio 3: Destilación reactiva  | 70        |
| 3.8.1 Diagrama de flujo de simulación  | 70        |
| 3.8.2 Reacciones químicas  | 72        |
| 3.8.3 Análisis energético  | 72        |
| 3.9 Evaluación económica   | 73        |
| 3.10 Comparación energética y económica de los casos propuestos  | 74        |
| 3.11 Experimentación a nivel laboratorio del caso de estudio seleccionado                                | 75        |
| 3.12 Simulación del suministro energético basado en sistemas de energía solar                            | 77        |
| 3.12.1 Diagrama de flujo de simulación   | 78        |
| 3.12.2 Evaluación económica del proceso de producción de biodiesel empleando energías renovables (solar) | 78        |



|  |            |
|--|------------|
| 3.13 Comparación económica: Entre un proceso de producción de biodiesel a base de combustibles fósiles y uno a base de fuentes de energía renovable. | 78         |
| 3.14 Conclusión  | 79         |
| Referencias  | 80         |
| <b>Capítulo IV. Resultados y análisis</b>  | <b>81</b>  |
| 4.1 Análisis de las diferentes metodologías para la producción de biodiesel  | 81         |
| 4.2 Diagramas de flujo de simulación de las metodologías propuestas  | 83         |
| 4.3 Análisis energético de metodologías propuestas   | 86         |
| 4.3.1 Intervalos de temperatura del proceso  | 86         |
| 4.3.2 Calentamiento y enfriamiento necesarios en el proceso  | 88         |
| 4.4 Evaluación económica de las metodologías propuestas  | 90         |
| 4.4.1 Costo total de capital   | 90         |
| 4.4.2 Costo total de utilidades  | 91         |
| 4.4.3 Costo total de materia prima   | 94         |
| 4.4.4 Costo total del proceso  | 95         |
| 4.5 Experimentación a nivel laboratorio del caso de estudio seleccionado   | 97         |
| 4.5.1 Reactor químico de fase líquida  | 97         |
| 4.5.2 Reactor a presión  | 100        |
| 4.6 Simulación del suministro energético basado en sistemas de energía solar   | 101        |
| 4.6.1 Balances de energía del colector de tubos evacuados y del concentrador cilíndrico parabólico lineal  | 101        |
| 4.6.2 Diagramas de Flujo de simulación en TRNSYS®  | 112        |
| 4.6.3 Dimensionado del sistema fotovoltaico  | 119        |
| 4.6.4 Evaluación económica del proceso de producción de biodiesel empleando energías renovables (solar)  | 123        |
| 4.7 Comparación del costo de producción y del biodiesel obtenido a partir de combustibles fósiles y de fuentes de energía solar.                     | 125        |
| 4.7.1 Costo total de producción de biodiesel   | 125        |
| 4.7.2 Costo del biodiesel obtenido   | 128        |
| 4.8 Conclusión   | 129        |
| Referencias  | 131        |
| <b>Capítulo V. Conclusiones</b>  | <b>134</b> |
| <b>Productividad</b>   | <b>136</b> |
| <b>Trabajos Futuros</b>  | <b>137</b> |
| <b>Anexos</b>  | <b>138</b> |

## Lista de Figuras

|                    |   |     |
|--------------------|---|-----|
| <b>Figura 1.1</b>  | Reacción general de transesterificación   | 4   |
| <b>Figura 1.2</b>  | Simulación de producción de biodiésel a partir de aceite vegetal de soya                          | 24  |
| <b>Figura 1.3</b>  | Simulación de producción de biodiésel a partir de aceite de palma                                 | 24  |
| <b>Figura 1.4</b>  | Simulación de producción de biodiesel a partir de aceite de jatropa                               | 25  |
| <b>Figura 1.5</b>  | Simulación de colectores parabólicos lineales empleados para producción de biodiésel              | 25  |
| <b>Figura 2.1</b>  | Esquema general de la transesterificación de TAG para la producción de biodiesel                  | 38  |
| <b>Figura 2.2.</b> | Esquema de la reacción de transesterificación por pasos   | 39  |
| <b>Figura 2.3</b>  | Instalación solar fotovoltaica (sistema aislado)  | 53  |
| <b>Figura 3.1</b>  | Reactivos empleados en la producción de biodiésel   | 75  |
| <b>Figura 3.2</b>  | Reactor químico de fase líquida   | 76  |
| <b>Figura 3.3</b>  | Reactor a presión   | 77  |
| <b>Figura 4.1</b>  | Diagrama de flujo del método convencional: esterificación ácida y transesterificación básica      | 83  |
| <b>Figura 4.2</b>  | Diagrama de flujo para la producción de biodiesel por destilación reactiva                        | 85  |
| <b>Figura 4.3</b>  | Diagrama de flujo para la producción de biodiesel con catálisis heterogénea                       | 85  |
| <b>Figura 4.4</b>  | Rango de Temperaturas necesarias en cada etapa del proceso  | 87  |
| <b>Figura 4.5</b>  | Cantidad de energía requerida para el calentamiento y enfriamiento de cada etapa del proceso (kW) | 88  |
| <b>Figura 4.6</b>  | Calentamiento y enfriamiento total necesario en el proceso (kW)                                   | 89  |
| <b>Figura 4.7</b>  | Costo total de capital de cada metodología  | 91  |
| <b>Figura 4.8</b>  | Costo total de utilidades por hora  | 92  |
| <b>Figura 4.9</b>  | Costo de electricidad requerida en el proceso [USD/H]   | 92  |
| <b>Figura 4.10</b> | Costo del agua de enfriamiento necesaria en el proceso por hora                                   | 93  |
| <b>Figura 4.11</b> | Costo del vapor de calentamiento necesario en el proceso por hora                                 | 94  |
| <b>Figura 4.12</b> | Comparación del costo total de materia prima por hora   | 95  |
| <b>Figura 4.13</b> | Costo total del proceso para cada metodología   | 96  |
| <b>Figura 4.14</b> | Temperatura alcanzada en la esterificación en reactor químico de fase líquida                     | 99  |
| <b>Figura 4.15</b> | Formación de jabón  | 99  |
| <b>Figura 4.16</b> | Serpentín y chaqueta de calentamiento del reactor a presión                                       | 100 |
| <b>Figura 4.17</b> | Biodiesel obtenido en reactor a presión   | 101 |
| <b>Figura 4.18</b> | Componentes energéticos en un tubo evacuado   | 102 |
| <b>Figura 4.19</b> | Planta de producción de biodiesel acoplada a un CCP y un colector de tubo evacuado.               | 112 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura 4.20</b> Temperatura alcanzada por la manteca de cerdo y temperatura del agua caliente que sale del colector de tubos evacuados (CTE). | 114 |
| <b>Figura 4.21</b> Temperatura alcanzada por el metanol y temperatura del agua caliente a la salida del colector de tubos evacuados              | 114 |
| <b>Figura 4.22</b> Diagrama de la planta de producción de biodiesel acoplada a 4 concentradores cilíndricos parabólicos lineales                 | 115 |
| <b>Figura 4.23</b> Temperaturas alcanzadas por la manteca de cerdo y el metanol  | 117 |
| <b>Figura 4.24</b> Temperaturas alcanzadas en el reactor de esterificación y transesterificación   | 117 |
| <b>Figura 4.25</b> Temperaturas alcanzadas en la columna de recuperación del metanol, CCP 1 y 2  | 118 |
| <b>Figura 4.26</b> Temperaturas alcanzadas en la etapa de purificación de la glicerina y CCP3  | 118 |
| <b>Figura 4.27</b> Sistema fotovoltaico autónomo   | 122 |
| <b>Figura 4.28</b> Comparación entre costos de producción en \$/hora   | 127 |

## Lista de Tablas

|  |     |
|--|-----|
| <b>Tabla I.</b> Producción de biodiésel en países seleccionados, 2010-2011   | 6   |
| <b>Tabla II.</b> Programa Pro Árbol  | 8   |
| <b>Tabla III.</b> Condiciones de proceso de transesterificación en dos etapas de diferentes grasas.                  | 46  |
| <b>Tabla IV.</b> Condiciones óptimas en transesterificación con catalizador heterogéneo para diferentes grasas       | 48  |
| <b>Tabla V.</b> Condiciones de operación método convencional   | 66  |
| <b>Tabla VI.</b> Número de equipos empleados en el método convencional   | 66  |
| <b>Tabla VII.</b> Condiciones de operación catálisis heterogénea   | 68  |
| <b>Tabla VIII.</b> Número de equipos empleados en la producción de biodiésel por catálisis heterogénea               | 69  |
| <b>Tabla IX.</b> Condiciones de operación para la producción de biodiésel por destilación reactiva                   | 71  |
| <b>Tabla X.</b> Número de equipos empleados en la producción de biodiésel por destilación reactiva                   | 71  |
| <b>Tabla XI.</b> Metodologías para la producción de biodiesel y condiciones de operación                             | 82  |
| <b>Tabla XII.</b> Rango de temperaturas necesarias en cada etapa del proceso [°C]                                    | 87  |
| <b>Tabla XIII.</b> Cantidad de energía requerida para el calentamiento y enfriamiento de cada etapa del proceso (kW) | 88  |
| <b>Tabla XIV.</b> Calentamiento y enfriamiento total necesario en el proceso (kW)                                    | 89  |
| <b>Tabla XV.</b> Costo de capital de cada metodología  | 90  |
| <b>Tabla XVI.</b> Costo total de utilidades para cada metodología [USD]  | 91  |
| <b>Tabla XVII.</b> Costo total de materia prima por hora y año para cada metodología                                 | 94  |
| <b>Tabla XVIII.</b> Costo total del proceso de las 3 metodologías  | 96  |
| <b>Tabla XIX.</b> Cantidad de reactivos empleados en esterificación  | 98  |
| <b>Tabla XX.</b> Cantidad de reactivos empleados en transesterificación  | 98  |
| <b>Tabla XXI.</b> Temperaturas de operación y temperaturas alcanzadas con los sistemas solares.                      | 113 |
| <b>Tabla XXII.</b> Temperaturas de operación y temperaturas alcanzadas con los CCP                                   | 116 |
| <b>Tabla XXIII.</b> Temperaturas a la entrada y salida de los CCP  | 116 |
| <b>Tabla XXIV.</b> Características del sistema   | 119 |
| <b>Tabla XXV.</b> Consumo diario de la planta de producción de biodiesel [Wh/día]                                    | 119 |
| <b>Tabla XXVI.</b> Costo del sistema solar   | 123 |
| <b>Tabla XXVII.</b> Costos de materia prima de calidad grado químico (Producción 36 lt/h)                            | 123 |
| <b>Tabla XXVIII.</b> Costos energéticos a base de energía solar (Producción 36 lt/h)                                 | 124 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Tabla XXIX.</b> Costo total del proceso de producción de biodiesel con energía solar  | 125 |
| <b>Tabla XXX.</b> Costos de materia prima de calidad grado químico (Producción 36 lt/h)  | 126 |
| <b>Tabla XXXI.</b> Costos energéticos a base de combustibles fósiles (Producción 36 lt/h)  | 126 |
| <b>Tabla XXXII.</b> Costo total del proceso de producción de biodiesel con combustibles fósiles  | 126 |
| <b>Tabla XXXIII.</b> Costo de equipo y de capital  | 127 |
| <b>Tabla XXXIV.</b> Costo del biodiesel de grasa de cerdo para una producción anual de 157,680 litros.                                       | 128 |
| <b>Tabla XXXV.</b> Costo del biodiesel de grasa de cerdo para una producción anual de 315,360 litros.  | 128 |
| <b>Tabla XXXVI.</b> Costos de materia prima de calidad grado industrial (Producción 36 lt/h)   | 129 |
| <b>Tabla XXXVII.</b> Costo del biodiesel de grasa de cerdo para una producción anual de 157,680 litros empleando reactivos grado industrial. | 129 |

## Resumen

En este trabajo, se presenta un estudio de la viabilidad de los procesos de producción de biodiesel usando energía solar en lugar de emplear combustibles fósiles como suministro energético. Se presenta la comparación entre tres procesos para la producción de biodiesel a partir de grasa de cerdo. Los procesos que fueron comparados son esterificación y transesterificación homogénea, transesterificación heterogénea y producción de biodiesel por destilación reactiva. Cada proceso fue simulado empleando el software Aspen Plus V8. Y a partir de la simulación se obtuvo el intervalo de temperaturas, el consumo de energía y un análisis económico para cada método.

A partir de los resultados, la ruta que emplea catalizadores homogéneos fue seleccionada como el método de menor costo para la producción de biodiesel. Con los resultados de la primera simulación, es decir, el consumo energético y los niveles de temperatura en cada etapa, se procedió a simular la planta de suministro energético renovable empleando el software TRNSYS. Se obtuvo así el diseño del sistema fotovoltaico y el suministro térmico a base de Concentradores Cilíndricos Parabólicos. Se concluyó que los Concentradores Cilíndricos Parabólicos son tecnologías apropiadas para la generación directa de vapor necesario en las etapas de calentamiento. Finalmente se realizó un análisis económico para determinar el costo de producción del biodiesel y el costo por galón de biodiesel obtenido. Se obtuvo como resultado que la producción de biodiesel empleando energía solar como suministro energético, es factible y además puede competir en costos con el diésel comercial y el biodiesel de aceite vegetal.

## Abstract

In this project, we present a feasibility study of biodiesel production processes using solar energy instead of fossil fuels as an energetic supply of the process. We present the comparison between three different processes for production of biodiesel from pig fat. The processes that were compared are Homogeneous Esterification and Transesterification, Heterogeneous Transesterification and biodiesel production by Reactive Distillation. Each process was simulated using the software ASPEN PLUS V8, where the temperature range, energy consumption and economic analysis of each method were obtained. Based on the results, the Homogeneous Method was selected as the low-cost method for biodiesel production. With the results of the biodiesel production simulation, we proceeded to simulate the renewable energy plant using the software TRNSYS, in order to design the photovoltaic and thermal system in terms of the energy consumption and temperature levels. Hence we concluded that the cylindrical parabolic collectors are appropriate technologies for direct steam generation, necessary in heating steps. Concerning the biodiesel total production cost, the price of biodiesel from pig fat can compete with diesel commercial price, but if we change the energy supply from fossil fuels to solar energy, the total production cost is lower.

# Capítulo I. Antecedentes

En el presente capítulo se describe de manera breve el concepto de biocombustibles, haciendo énfasis en el biodiesel, sus ventajas como fuente de energía renovable y los primeros indicios de su producción. Así mismo, como el nombre del capítulo lo menciona, se presentan los antecedentes de producción de biodiesel y la tendencia de este a través de los años en México y el mundo. Además se mencionan las plantas existentes de producción a nivel industrial y a nivel laboratorio en México y en el estado de Chiapas. También se brinda información reciente sobre el acoplamiento de estas al proceso de producción de biodiesel y a procesos industriales en general. Así como los problemas que presenta actualmente la producción de biodiesel y las posibles soluciones. Finalmente se describe la importancia del análisis y simulación de procesos industriales.

## 1.1 Introducción

Los biocombustibles son combustibles orgánicos primarios y/o secundarios derivados de la biomasa. Estos pueden ser sólidos, gaseosos o líquidos [1].

Dentro de los biocombustibles se encuentran los biocarburantes, término que agrupa al conjunto de combustibles líquidos de origen vegetal que provienen de las distintas reacciones físico-químicas que ha sufrido la materia orgánica. Los biocarburantes se pueden dividir en dos grupos básicos. Por una parte se encuentran los bioalcoholes, que provienen de la fermentación alcohólica de cultivos vegetales ricos en azúcares y por otro lado, los bioaceites, derivados de diversos tipos de especies oleaginosas, así como también de la transformación de los aceites vegetales usados [2].

Uno de los bioaceites más importantes es el biodiésel, el cual es un biocombustible líquido que se obtiene a partir de la transformación de lípidos naturales como aceites vegetales o grasas animales, con o sin uso previo, mediante un proceso de transesterificación [3].

En la actualidad existen varios métodos para la producción de biodiésel, por ejemplo, dilución, microemulsificación, pirólisis y transesterificación; esta última es el método más práctico para la producción industrial. La transesterificación es una reacción química de un mol de grasa o aceite vegetal con tres moléculas de alcohol para formar ésteres y glicerol. Esta reacción requiere de un catalizador para mejorar la velocidad y el rendimiento, y un exceso de alcohol, el cual es usado para lograr el equilibrio en la generación del producto. El catalizador usado en la reacción de transesterificación puede ser una base, un ácido o un catalizador enzimático, sin embargo, la reacción enzimática requiere más tiempo que la realizada con los sistemas ácidos o alcalinos [4].

Usualmente se utilizan catalizadores básicos para la producción de biodiésel (principalmente NaOH y KOH) a partir de diferentes aceites vegetales. Las principales ventajas de la catálisis homogénea básica son la capacidad de realizar la reacción a baja temperatura y presión, alta conversión alcanzada en un tiempo bajo, compuestos de bajo costo y ampliamente encontrados en el mercado [5].

El principal problema para la producción de biodiésel es la disponibilidad y el precio de las materias primas, por lo tanto es importante analizar diferentes fuentes, para así reducir el costo de producción y así obtener un producto que pueda ser competente. Una forma de poder reducir el costo de las materias primas es el uso de aceites de cocina reutilizados, ya que tienen un fuerte potencial para su uso como biocombustibles. Se encontraron que unas 3.5 partes de los costos de operación de una planta de biodiésel corresponden principalmente al proceso de extracción de los aceites como insumo.

Además, los aceites residuales son altamente responsables de la contaminación del agua ya que los aceites comestibles de materias primas como girasol, soya, oliva, maíz y palma generan una película sobre la superficie del agua que es difícil de remover, afectando la capacidad de intercambio de oxígeno y alterando el ecosistema [6].

Las ventajas de usar biodiésel como una alternativa de fuente de energía son:

- Decrece las poluciones en las emisiones al aire.
- Produce durante su combustión menor cantidad de CO<sub>2</sub>
- La utilización de residuos puede ser fuente eficiente en la producción de biomasa.
- Es biodegradable, no tóxico esencialmente por estar libre de compuestos sulfurados y aromáticos [6].

Teniendo en cuenta esto y que más del 80% del consumo de energía del mundo depende de las fuentes tradicionales de energía como carbón, petróleo y gas natural, es un reto la utilización de fuentes de energía con recursos renovables, que además de conservar el medio ambiente, sean económicos y de calidad, es por esto que surge la idea de realizar un análisis de viabilidad de la producción de biodiesel aprovechando las energías renovables, convirtiendo el proceso en uno a base de energía pura.

## 1.2 Historia del biodiésel

La crisis del petróleo de 1970 provocó gran interés a nivel mundial en el desarrollo de biocombustibles como fuente alterna al uso de combustibles derivados de petróleo [7].

Es necesario aclarar que el uso de los biocombustibles y de aceites vegetales no surgió en ese entonces. En 1896 y 1908 Henry Ford construyó el “Quadricycle” y el “Model T”, dichos autos funcionaban con etanol, aceite de cacahuete y de soya.

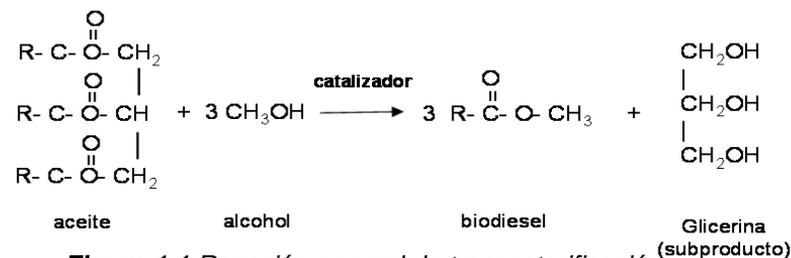
## Antecedentes

---

Así mismo hace más de 100 años, Rudolph Diesel desarrolló la primera máquina diésel que fue corrida con aceite vegetal en 1911 [8]. En 1912 Rudolph Diesel probó aceite de cacahuate en su motor de encendido por compresión y dijo: “El uso de aceites vegetales para combustibles de motor puede verse insignificante hoy, pero los aceites, pueden en el transcurso del tiempo ser tan importantes como el petróleo y el alquitrán de hulla, productos del tiempo presente”, invento que le permitió ganar el premio principal de la Feria Internacional de París [9].

Hasta principios del siglo XX los motores automotrices utilizaban dos tipos de combustible, los derivados del petróleo y biocombustibles, pero en 1920 se impulsó a nivel internacional la penalización de la marihuana (principal materia prima de los biocombustibles por su bajo costo), lo que favoreció la explotación y comercialización de los derivados del petróleo y la tecnología que los ocupa, entre ellas el motor diésel.

Lo que actualmente conocemos como biodiésel (metil-ésteres obtenidos a partir de la técnica de transesterificación) fue utilizado por primera vez en motores automotrices en Europa durante la segunda guerra mundial ante la escasez de derivados del petróleo durante ese periodo especial [10]. Pero no fue sino hasta finales de la década de los 70's y principios de los 80's que la preocupación por los altos precios del petróleo promovió una extensa experimentación de la técnica de obtención de biodiésel de una gran variedad de aceites vegetales y grasas animales en la búsqueda de fuentes alternativas de energía [11]. Este biocombustible es producido principalmente por una reacción llamada transesterificación; llevada a cabo entre un aceite y un alcohol en presencia de un catalizador, para obtener los mono-alquil ésteres y glicerina, que luego se separan y se purifican.



**Figura 1.1** Reacción general de transesterificación

La transesterificación de aceite vegetal no es un proceso nuevo. Esta fue conocida a principios de 1846 cuando Rochieder describió la preparación del glicol por etanólisis de aceite de ricino [12]. En 1853, los científicos E. Duffy y J. Patrick realizaron la reacción transesterificación para accionar vehículos pesados en África del Sur antes de la segunda guerra mundial, para describir su uso como biocombustible [13]. Bagby y Schwab descompusieron térmicamente aceite de soya y de girasol, usando aire y nitrógeno. Ali y Hanna, estudiaron el efecto de mezclar etanol para reducir la viscosidad de los metil ésteres (biodiésel) de cebo de res [14].

### 1.3 Producción de biodiésel en México y el mundo

A pesar de su aparente insignificancia como fuente de energía, su tendencia es a ocupar espacios cada vez más importantes. Por ejemplo, tan sólo entre 2004 y 2008 la producción mundial de biodiésel se duplicó. Del total de las inversiones en energía renovable en el mundo, el 13% correspondió a los biocombustibles. Alrededor de 85 países han implementado políticas y fijado metas delineadas para llevar a cabo programas de energías renovables. En 2009 algunos de estos países hicieron avances importantes en el uso de biomasa. El más notable es Suecia, en donde la biomasa generó por primera vez mayor energía que el petróleo. Existen plantas procesadoras de biocombustibles en alrededor de 50 países, y prácticamente todos están expandiendo sus inversiones en este campo. Entre ellos se encuentran Austria, 17%; Finlandia, 20%; y Alemania, 5% [15].

En 2011, la producción mundial de biodiésel fue de 21.4 MMML (Miles de millones de litros). La producción de este combustible ha experimentado una tasa media de crecimiento anual del 49% en el periodo 2001-2011, incrementando 30 veces en este periodo. Estados Unidos aumentó dramáticamente la producción de biodiesel debido a un mandato del gobierno a mediados de 2010, en el que establece a las refinerías mezclar 3.1 mil millones de litros (800 millones de galones) de biodiésel

## Antecedentes

---

con el diésel de origen fósil en el año 2011 o enfrentar severas multas diarias. La Unión Europea sigue siendo el principal centro de producción de biodiésel, representa 43% del total de la producción mundial [16].

**Tabla I.** Producción de biodiésel en países seleccionados, 2010-2011[16]

| Miles de millones de litros, MMML |            |      |
|-----------------------------------|------------|------|
| País                              | 2010       | 2011 |
|                                   | Producción |      |
| Estados Unidos                    | 1.2        | 3.2  |
| Brasil                            | 2.3        | 2.7  |
| Alemania                          | 2.9        | 3.2  |
| Argentina                         | 2.1        | 2.8  |
| Francia                           | 2          | 1.6  |
| China                             | 0.2        | 0.2  |
| Canadá                            | 0.2        | 0.2  |
| Indonesia                         | 0.7        | 1.4  |
| España                            | 1.1        | 0.7  |
| Tailandia                         | 0.6        | 0.6  |
| Bélgica                           | 0.4        | 0.4  |
| Países Bajos                      | N.D        | 0.4  |
| Colombia                          | 0.3        | 0.3  |
| Austria                           | N.D        | 0.4  |
| Italia                            | 0.8        | 0.6  |
| Reino Unido                       | 0.5        | N.D  |
| Polonia                           | 0.4        | N.D  |
| <b>Total mundial</b>              | 19         | 21.4 |

Con 3.2 millones de litros de producción de biodiésel, Alemania pasó del primer al segundo lugar a nivel mundial, muy cercana a la producción registrada por Estados Unidos, que ocupó el primer lugar. Le siguieron Argentina con 2.8 millones de litros y Brasil con 2.7 millones de litros. La producción de Francia se redujo de 1.9 millones de litros en 2010 a 1.6 millones de litros en 2011, como se puede observar en la Tabla I.

En México, la introducción de plantaciones para biocombustibles no se ha quedado atrás, pues “los patrones de consumo, de distribución, de tecnología, de organización del trabajo y de vida social, se están transformando rápidamente a imagen de las tendencias dominantes en otros países, especialmente Estados Unidos”, presentando un potencial para producción de más 75 millones de litros al

año [17]. Actualmente Estados Unidos seguirá utilizando a México como proveedor de su reserva estratégica de energéticos, donde México le exportará la mayor parte de su petróleo hasta que se agote, para después convertirse en uno de sus principales suministradores de biocombustibles. Sin embargo, “México llega a la era de la producción de los agrocombustibles en circunstancias en las que no se han hecho evaluaciones críticas por parte del gobierno federal y de los sectores involucrados sobre los costos ambientales, sociales y económicos” de su uso.

La producción de biocombustibles inicia en México cuando el campo mexicano vive la peor crisis de su historia, entre otras causas, por la modificación de las políticas de fomento agrícola, la desregulación del mercado, la apertura comercial (TLCAN), la reforma del artículo 27 constitucional y la aprobación de la Ley de Bioseguridad de Organismos Genéticamente Modificados (LBOGM).

La situación ha dado lugar a un aumento en las importaciones de maíz, arroz, trigo y soya y a un fuerte incremento de la emigración rural. Por otra parte, la economía campesina ha sido desplazada porque las políticas públicas se enfocan en la producción y exportación y porque grandes empresas, nacionales y extranjeras, han tomado el control del mercado interno de los alimentos [18].

Así mismo se han realizado esfuerzos para impulsar la producción de insumos para biocombustibles, como es el caso de la Comisión Nacional Forestal (CONAFOR), que a través de su Programa ProÁrbol 2007-2011, se han sembrado 8,113 hectáreas de jatropha.

Como podemos observar en la tabla II, el estado de Chiapas ha sido uno de los que más ha impulsado el desarrollo de biocombustibles y esto se ve reflejado en el proyecto de biocombustibles en el estado de Chiapas con una producción diaria esperada entre 7000 litros y 20,000 litros. De este proyecto se hablara más a detalle en la sección de plantas de producción de Biodiesel en México.

**Tabla II. Programa Pro Árbol [16]**

| Hectáreas sembradas |      |      |      |      |       |
|---------------------|------|------|------|------|-------|
| SUPERFICIE          | Año  |      |      |      |       |
| Estado              | 2008 | 2009 | 2010 | 2011 | TOTAL |
| Chiapas             | 272  | 811  | 2022 | 1097 | 4202  |
| Guerrero            | -    | 18   | 98   | -    | 116   |
| Michoacán           | 10   | 77   | 136  | 493  | 716   |
| Morelos             | -    | -    | 6    | -    | 6     |
| Oaxaca              | -    | 67   | 8    | 47   | 122   |
| Yucatán             | -    | 23   | 1530 | 1398 | 2951  |
| Total               | 282  | 996  | 3800 | 3035 | 8113  |

### 1.4 Plantas de producción de biodiésel en el mundo

Aunque en la actualidad se tiene una gran discusión acerca de la producción de biodiésel a partir de aceites vegetales, ya desde hace 100 años se utilizaban. Pero debido a los bajos costos de los hidrocarburos, el uso de biodiésel no prosperó hasta en nuestros tiempos cuando algunos países comienzan a desarrollar los biocombustibles.

En Europa se comenzó en 1988, en Austria, con una planta de biodiésel de una cooperativa de pequeños granjeros, con una capacidad de aproximadamente 500 toneladas/año. En los años siguientes se establecieron plantas en Francia, Italia, Alemania y la República Checa, con el aceite de canola como principal materia prima. La Comisión Europea estableció en 1992 la política de dejar un porcentaje del 10% de los suelos ocupados para producción de alimentos, con el objeto de que se utilizaran en cultivos no alimenticios para la elaboración de biocombustibles [19].

En los últimos años, se ha impulsado la producción en Estados Unidos, donde, en el año 2006, se contaba ya con 53 plantas con una capacidad mayor a 75.7 millones de litros/año. En los países latinoamericanos se escucha la necesidad

imperante de su producción; con relación al biodiésel, destaca Brasil al igual que con el etanol; ya se comienza a elaborar biodiésel en Argentina, Colombia, México, Costa Rica y otros. Bajo su nueva legislación, el Gobierno brasileño requiere una mezcla del 2% de biodiésel en todo el diésel que se suministre a vehículos de transporte para el 1º de enero de 2008 [19].

### **1.5 Plantas de producción de biodiésel en México**

En México se cuenta con algunos intentos de producción de biodiesel a pequeña escala, contabilizando en la actualidad un total aproximado de 3.7 millones litros/año, aunque se han tenido algunos problemas para su comercialización de manera formal. La primera planta inaugurada en julio de 2005 se construyó por la empresa Grupo Energéticos, en Cadereyta, Nuevo León, utilizando sebo animal como materia prima, con una producción de aproximadamente 3.2 millones de litros/año, operando al 50% de su capacidad [19].

Se trata de un proyecto derivado de una iniciativa del Tecnológico de Monterrey que construyó una primera planta piloto para investigación con aceite vegetal residual, que produce aproximadamente 95,500 litros/año; utilizándose como B-20 en un autobús de la institución, así como en dos autos Jetta VW a diésel, propiedad de personal de la misma, y en una planta de emergencia (Caterpillar de 220 kW) para generación de energía eléctrica en horas pico.

La misma empresa está construyendo otra planta en el estado de Oaxaca, en donde la Universidad José Vasconcelos desde 2004 cuenta también con una planta piloto, para experimentar con la producción de biodiesel de aceite vegetal residual, con una capacidad de 38 tons/año (3.6 m<sup>3</sup>/mes), que se utiliza como B-20 en un autobús de la misma universidad [19].

El gobierno del estado de Michoacán, en cooperación con la Universidad Autónoma de México, ha promovido un proyecto de producción de biodiésel basado en aceite de higuera y se está evaluando la productividad de la jatropha

como materia prima. Identificaron cerca de 36,744 ha de temporal con un potencial para producción de aceite de higuierilla. En 2005, como una primera etapa, se plantaron 2,000 ha, con una cosecha de 2,600 tons/año y en 2006 se tuvo como objetivo la plantación de 10,000 ha, con una cosecha estimada en 13,000 tons/año.

También en Michoacán, se anunció la instalación de una planta de producción de biodiésel en el puerto de Lázaro Cárdenas, mediante la utilización de higuierilla, por parte de la empresa Pro Palma, considerando que se tienen sembradas 1,600 ha de este cultivo en las regiones de Tierra Caliente, la Cuenca Lerma-Chapala y en la región del Bajío. Se tiene una meta de producción de 7,500 tons de aceite, para lo que se pretenden sembrar 6,000 hectáreas de la oleaginosa (2.5 tons de semilla/ha) [19].

Por otra parte, Sabritas, productor de papas fritas y botanas, contempla el uso de su aceite residual en la producción de biodiésel para usarlo en la flota vehicular de la misma empresa. Asimismo, las Universidades de Nogales y Arizona han trabajado de manera conjunta en un proyecto para conocer el potencial de elaboración de biodiésel con aceite vegetal residual colectado en ambos lados de la frontera.

El Instituto Politécnico Nacional conduce una investigación en *jatropha curcas* en su Departamento de Biotecnología del Centro de Desarrollo de Productos Bióticos, donde ha caracterizado los cultivos de este tipo localizados en los estados de Chiapas, Guerrero, Hidalgo, Morelos, Oaxaca, Puebla, Quintana Roo, Sonora, Sinaloa, Tamaulipas, Veracruz y Yucatán [19].

En el 2009 se inició el proyecto Integral-B que propone la producción conjunta de biodiésel y de biogás en una misma instalación. El biodiésel se genera a partir de los aceites vegetales usados, y los residuos del proceso junto con la glicerina cruda y otros subproductos de la industria agroalimentaria y canal HORECA (hostelería, restauración y catering) se transforman en biogás mediante co-

digestión anaerobia. El biogás junto con glicerina purificada son utilizados como combustibles en un motor de cogeneración para producir electricidad y calor utilizables en el propio proceso. La construcción de la planta piloto se llevó a cabo en BIONORTE ubicado en Asturias [20].

A partir del año 2010 el proyecto Establecimiento de una Planta de Producción de Biodiésel, a partir de la semilla de la higuera, para el Abastecimiento de Biocombustibles para el Sistema de Transporte Universitario de la Benemérita Universidad Autónoma de Puebla cuenta ya con presupuesto para su ejecución, tras ser aprobado por el Fondo Mixto (Fomix) Conacyt-Gobierno del Estado de Puebla [21].

Desde el 2013 investigadores de la UNAM se encuentran en proceso de diseño y construcción de una planta piloto para la producción de biodiésel de calidad, a partir de aceites comestibles de desecho recolectados en restaurantes y hoteles del Distrito Federal; el producto obtenido sería utilizado en el transporte público de la Ciudad de México. Mediante esta planta piloto, que será instalada en los talleres de la Red de Transporte de Pasajeros (RTP) del Distrito Federal, se prevé la producción de dos mil litros diarios del biocarburante en un lapso de una hora [22].

En otro estado donde se han realizado avances en este ámbito es en Chiapas donde el proyecto de biocombustibles pretendía producir biodiésel por medio de plantaciones de piñón para utilizarlo en el sistema de transporte público local.

Para lograr esto, el 8 de diciembre del 2006 fue creada la Comisión de Bioenergéticos. Al año siguiente se transformó en el Instituto de Bioenergéticos y Energías Alternativas del Estado de Chiapas (IBEA). El instituto tuvo en sus manos el proyecto de biocombustibles hasta septiembre de 2008, año en que se decreta su desaparición y se deja el proyecto bajo la dirección de la Unión de Sociedades Bioenergéticas de Chiapas (USB), constituida unos meses antes. La USB se integró por sociedades cooperativas municipales que a su vez estaban

formadas por grupos cooperativos locales [23]. En octubre de 2008 la USB fue relegada por el Instituto para el Fomento de la Agricultura Tropical (IFAT), el cual dio origen, en diciembre de 2008, al actual Instituto de Reversión Productiva Agrícola y Tropical del Estado de Chiapas (IRPAT) [24].

En el año 2007 la empresa Tecnasur firmó convenios de colaboración con el IBEA para edificar la primera planta procesadora de biodiésel en el municipio de Cintalapa donde se esperaba procesar diariamente 20 toneladas de semilla de piñón o higuierilla para obtener una tonelada de glicerina, 7,000 litros de biodiesel y 11 toneladas de pasta proteica. En el año 2009 se inició la construcción de una segunda planta de biocombustibles en Puerto Chiapas, municipio de Tapachula, con una inversión del Gobierno de México de 14.5 millones de pesos y tecnología aportada por el Gobierno de Colombia, con capacidad para producir de 12,000 a 20,000 litros de biodiésel. El 21 de octubre del 2009, el secretario de transportes de la entidad dio a conocer que el nuevo sistema de transporte público en las ciudades de Tuxtla Gutiérrez y Tapachula usaría inicialmente una mezcla de biodiésel y diésel como combustible hasta llegar, en el año 2010, a utilizar únicamente biodiesel (B100). También se anunció que, mientras se consolidan las plantaciones de piñón, la planta de Puerto Chiapas trabajaría con aceite extraído de las 30,000 hectáreas establecidas de palma africana en la entidad [25].

Para el año 2008, se propuso apoyar a los productores participantes con un pago único de \$6,310/ha (120 días de salario mínimo) que provendría del programa ProÁrbol de la Comisión Nacional Forestal [26]. Este dinero permitiría a los agricultores pagar el préstamo de \$2,000/ha que obtuvieron para la siembra de las plantaciones [27], pero para recibirlo deberían tener una plantación con un mínimo de 1,600 plantas/ha, 70% de sanidad y 80% de vigor [28].

Los promotores del proyecto estimaron que, a partir de la estabilidad productiva de la plantación (después del tercer año), los productores obtendrían de sus plantaciones de piñón un ingreso de \$16,000 a \$35,000 por hectárea al año [29].

Pero el proyecto de biocombustibles en Chiapas fallo en el arranque y mostró que el Estado no cuenta con los medios suficientes para que los agricultores adopten nuevas tecnologías. Esto último sería de esperarse de acuerdo con Nowak quien declara que los campesinos, aunque estén dispuestos, no pueden adoptar nuevas tecnologías en una situación en donde: 1) prevalece una información escasa, 2) los costos para obtener la información son muy altos, 3) la nueva tecnología es muy compleja, 4) el mantenimiento es costoso, 5) hay una alta demanda de mano de obra, 6) los horizontes de planeación son muy cortos, 7) se tiene carencia de subsidios [30].

En el país muchas unidades de plantas de refinación de aceites comestibles han sido transformadas para la producción de biodiesel. Sin embargo los costos de producción son todavía bastante altos debido a las dificultades en el suministro energético y el gran contenido de ácidos grasos libres. Además, los subproductos que se producen durante la producción del biodiésel necesitan tratamiento adicional [31].

Para que los biocombustibles de origen agrícola sean una alternativa energética real, se necesita que estos productos, no sólo presenten características equivalentes a los de procedencia fósil, sino también que, en el conjunto de procesos de obtención, se consigan balances energéticos positivos y lleguen al mercado a un costo similar al de los productos derivados del petróleo a los que sustituyen [32].

Por otro lado la importancia de estos tipos de combustibles radica en su origen. Que al provenir de material de forraje vegetal, se le ha extraído parte del dióxido de carbono que se podría liberar en la atmósfera. Por eso, su utilización como combustibles no implica un aumento neto de dióxido de carbono a la atmósfera, de manera que contribuye a minimizar el efecto de los gases invernadero [2].

## 1.6 Procesos industriales y de producción de biodiésel acoplado energías renovables

- **Planta SOL-14 de desalación de agua de mar con energía solar térmica:**  
El sistema opera con agua como fluido caloportador, la cual es calentada a su paso por los captadores solares y transportada al sistema de almacenamiento. El agua caliente procedente de dicho sistema de almacenamiento proporciona a la planta MED (Planta de destilación multiefecto) la energía térmica necesaria para su funcionamiento. El campo solar está compuesto por 252 captadores solares estáticos (CPC Ao Sol 1.12x) con una superficie total de 500 m<sup>2</sup>, dispuestos en cuatro filas de 63 captadores. La temperatura máxima de trabajo es de 100 °C ya que los captadores se encuentran conectados con los tanques de almacenamiento en circuito abierto, y éstos últimos se encuentran a presión atmosférica. El sistema de almacenamiento térmico está constituido por dos tanques de agua interconectados entre sí con una capacidad total de 24 m<sup>3</sup>. Este volumen permite la autonomía de operación suficiente para que el sistema de respaldo pueda alcanzar las condiciones nominales de operación [33].
- **Plataforma de ensayos para módulos de destilación por membranas:**  
Esta nueva instalación se ha implementado en el año 2007 en el marco del proyecto europeo MEDESOL. La instalación MEDESOL-1 fue diseñada para hacer el análisis de una planta de destilación por membrana multi-etapa, acoplada a un campo solar de captadores estáticos (tipo CPC) encargados de aportar la energía térmica necesaria para el proceso de destilación. La planta piloto incluye una serie de componentes nuevos, desarrollados en el marco del proyecto [33].

- **Tratamiento solar del agua:** En las instalaciones de la Unidad de Tratamiento Solar de Aguas (TSA) se dispone de una serie de fotorreactores tipo CPC (captadores cilindro-parabólico compuestos) a escala de planta piloto y una captador tipo CCP (captador cilindro-parabólico). En noviembre de 2008 se llevó a cabo la instalación de otro fotorreactor para desinfección solar (FITOSOL) que consta de dos componentes, un reactor CPC solar y una planta piloto de post-tratamiento dispuesto en una plataforma de aluminio anodizado inclinada 37°. El reactor solar consiste en dos módulos de espejos CPC, cada uno con diez tubos de vidrio de boro silicato [33].
- **Simulación de un sistema de almacenamiento de energía termo solar para un proceso de producción de biodiésel utilizando TRNSYS:** Un sistema de almacenamiento de energía termo-solar es modelado para el suministro de energía en un proceso de producción de biodiesel en Mexicali, Baja California, México. Los parámetros del diseño fueron analizados mediante el software de simulación TRNSYS®. El estudio muestra una comparativa entre la tecnología de colectores de tubo evacuado y colectores parabólicos. También son presentados tanto los volúmenes de los tanques de almacenamiento como el tipo de fluido térmico, la temperatura deseada y flujos máxicos requeridos para el proceso de biodiésel. Los resultados muestran que es necesario elevar el fluido a una temperatura mayor a los 120 °C para mantener un suministro de energía constante a la producción de biodiésel y se requiere almacenar toda la energía requerida en un lapso breve de tiempo, debido a la intermitencia del recurso solar [34].
- **Producción de biodiésel a partir de aceite usado de cocina utilizando hueso animal y calentamiento:** Se llevó a cabo un proceso catalítico en dos etapas para la producción de biodiésel a partir de aceite de cocina

usado, utilizando hueso animal como catalizador y radiación solar como fuente de calentamiento [35].

- Biodiésel de aceite de *Jatropha curcas* utilizando Zn para la etapa de esterificación y radiación solar como fuente de energía: El proceso propuesto para la producción de biodiésel utiliza un calentador solar como fuente de energía para alcanzar las temperaturas de reacción, se emplea aceite de *Jatropha curcas* como materia prima y limaduras de Zn como catalizador en la esterificación [36].

### 1.7 Problemas actuales que presenta la producción de biodiésel

La producción de biocombustibles a partir de cultivos comerciales aumentó notoriamente en los últimos 10 años y ha provocado una concentración de la producción agrícola en monocultivos basados en capital intensivo, así como la expulsión cada vez a mayor escala de pequeños productores y campesinos de sus tierras. Esta situación agrava la desigualdad social en el ámbito rural, produce un aumento de las migraciones campo-ciudad y pone en riesgo la seguridad alimentaria de millones de personas [37].

Sin embargo, existen alternativas en la producción de biocombustibles que pueden evitar este tipo de contradicciones y ofrecer soluciones a problemas sociales y ambientales como, por ejemplo, la producción de biodiésel a partir de aceites vegetales usados. Estos aceites suelen ser vertidos en las cloacales y desagües pluviales produciendo altos niveles de contaminación.

Situación que es más grave en locales de comida que utilizan grandes cantidades de aceite en sus cocinas. El aprovechamiento de estos desechos para producir combustibles puede resolver varios problemas a la vez:

- Permite reducir la contaminación que genera el vertido de estos residuos en las cloacas y los desagües pluviales.
- Ofrece una actividad económica alternativa relacionada a la recolección del aceite vegetal usado y a su procesamiento posterior [37].

Obtener el aceite vegetal usado para producir biodiésel es una cuestión crucial en este tipo de experiencias. La viabilidad de estos proyectos depende, en gran medida, de asegurar la provisión de la materia prima, limitada en volumen y difícil de recolectar. Resolver este problema requiere, necesariamente, obtener la colaboración de diferentes grupos de actores proveedores del aceite. Alinear y convencer a estos potenciales proveedores para que entreguen esta materia prima es un problema [37].

No obstante, se tiene cierto temor frente a la producción de biodiesel por las siguientes desventajas:

- Incremento en las emisiones de óxidos de nitrógeno (NOx).
- Problemas de fluidez a bajas temperaturas. Acentuadas si es de palma, lo que genera restricciones de exportación.
- Dependencia del metanol ya que el etanol a pesar de ser una opción válida no puede competir como materia prima y biocombustible a la vez.
- Vinculación de la Palma al desplazamiento y ataque de la selva.
- Incompatibilidad con algunos plásticos y cauchos.
- Poder calorífico inferior al del diésel
- Los biocombustibles afectan la seguridad alimentaria [38].
- Es ligeramente corrosivo y puede causar daños a componentes internos del motor por lo que los motores diésel convencionales solamente toleran mezclas diluidas de biodiésel con diésel convencional (B5, B20) [39].
- Tiene una menor densidad energética (energía por unidad de volumen) que el diésel convencional por lo que los vehículos impulsados por este biocombustible presentan una menor autonomía [40].

Es indudable la necesidad de que la producción de biocombustibles cumpla de manera integral las siguientes expectativas para ser un éxito en cualquier país:

- No afectar la seguridad alimentaria por afección en los costos de las materias primas que compiten con alimentos o por desplazamiento de tierras.
- Fortalecer el campo de una manera equitativa y con una fuerte orientación hacia el pequeño productor.
- Contribuir positivamente al medio ambiente al evaluar desde la etapa de diseños los impactos en el ambiente y las estrategias de mitigación.
- Generar seguridad energética para el país al reemplazar importaciones y reducir las falencias en cuanto a capacidad instalada de refinación [38].

Como se ha mencionado los biocombustibles pueden contribuir decisivamente en la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero ya que, al contrario que los combustibles derivados del petróleo son, en principio, neutros en cuanto a emisiones de carbono. De esta forma cualquier CO<sub>2</sub> producido durante la combustión del biocombustible es teóricamente consumido por la biomasa durante su crecimiento. Sin embargo, la cuantificación de las emisiones de gases de efecto invernadero derivadas de la producción y consumo de biocombustibles es un asunto de gran importancia que necesita ser evaluado en todas las etapas de producción desde el cultivo de la materia prima, pasando por el transporte y conversión, y finalizando por la distribución y uso final.

Por otro lado el proceso convencional de producción de biodiesel usa catalizadores homogéneos como hidróxido de sodio e hidróxido de potasio (NaOH y KOH), que al final del proceso, se encuentran formando parte de la mezcla de reacción. Para alcanzar un producto final que cumpla con la normativa, la mezcla es neutralizada y lavada con abundante agua para eliminar todas las sales y la glicerina. Todos estos procesos incrementan los costes de producción del

biodiésel y hacen que el proceso no sea medioambientalmente aceptable. Además, los catalizadores no pueden ser recuperados después de su uso [41].

La utilización de enzimas (lipasas) también permite producir biodiésel con menos niveles de residuos aunque el elevado costo de los biocatalizadores es una desventaja importante para la comercialización de esta tecnología.

Otro punto que vale la pena profundizar es el intento de desarrollar tecnologías que no compitan con la producción de alimentos, por lo cual se está investigando en la actualidad el uso de otros tipos de materias primas (lignocelulosa, aceites usados, microalgas, etcétera.) para la producción de los llamados combustibles de segunda generación. Muchas de estas tecnologías se encuentran desarrolladas a nivel de laboratorio o de planta piloto y se espera que en los próximos años estén comercialmente disponibles.

En cuanto a esto los aceites vegetales de fritura y/o desecho y grasas animales son materias primas atractivas para la producción de biodiésel de segunda generación debido a su menor valor de mercado comparado con los aceites vegetales vírgenes [41].

Sin embargo, la variabilidad en términos de composición de los mismos así como el pre-procesado necesario previo a la etapa de transesterificación son dos problemas importantes a considerar en la producción de biodiesel a partir de dichas materias primas. Por lo cual recientemente, algunas especies de microalgas han sido propuestas como fuentes alternativas de aceites para la producción de biodiesel. El interés de las algas como materia prima para la producción de biocombustibles y compuestos químicos de alto valor añadido ha crecido en los últimos años, pues estos organismos son capaces de transformar el CO<sub>2</sub> (vía fotosíntesis) en una enorme variedad de productos como metano, hidrógeno, azúcares y aceites [42]. La producción de algas es asimismo más eficiente comparada con la producción de otro tipo de cultivos ya que en teoría puede ser llevada a cabo con mayores rendimientos en aceite y con menor

utilización de terreno de cultivo. La rentabilidad económica es la principal desventaja de esta prometedora tecnología, que necesita ser mejorada en dos aspectos cruciales:

- El diseño de estrategias eficientes de extracción del aceite.
- El efecto en la calidad del biodiésel producido por los ácidos grasos poliinsaturados presentes en los aceites derivados de las algas.

En conclusión si se logra combatir todos estos aspectos, las ventajas de los biocombustibles frente a los combustibles fósiles serían:

- El biodiésel es un biocombustible no tóxico, libre de azufre y biodegradable.
- Su mayor lubricidad y menor contenido en aromáticos ayuda a extender la vida del motor y a reducir los costes de mantenimiento.
- El uso de materias primas más baratas y la valorización de los residuos de glicerol reducen significativamente los costes de producción del biodiésel teniendo en cuenta que entre un 70-90% del coste total del biocombustible se deriva del coste de la materia prima [43].
- Reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> y de partículas sólidas [40].

## 1.8 Principios generales del análisis de procesos industriales

Para planificar, organizar, evaluar y controlar los complejos procesos de la moderna tecnología es preciso conocer los factores fundamentales que influyen en el funcionamiento del proceso. Una forma de conseguir esto consiste en construir una réplica real, a pequeña escala, del proceso y efectuar cambios en las variables de entrada mientras se observa el funcionamiento del proceso. Una técnica de este tipo no solamente lleva tiempo y resulta cara sino que además puede resultar imposible de llevar a cabo en la práctica. Con frecuencia resulta

mucho más conveniente y económico emplear (hasta donde sea posible) un método de representaciones conceptuales del proceso. Este hecho recibe el nombre de “construcción del modelo” [44].

Para un proceso y un problema determinados, el analista trata de establecer una serie de relaciones matemáticas, juntamente con las condiciones límite, que son isomórficas con las relaciones entre las variables del proceso. Debido a la complejidad de los procesos reales y las limitaciones matemáticas, el modelo desarrollado no deja de ser siempre altamente idealizado y generalmente sólo representa con exactitud unas pocas propiedades del proceso. El primer modelo es con frecuencia sencillo pero poco realista. Tomando como base este primer modelo, el analista intenta encontrar sus principales deficiencias y construir otro modelo, que corrija las deficiencias seleccionadas y que al mismo tiempo siga siendo lo suficientemente sencillo para su tratamiento matemático. El ingeniero ensaya distintos modelos antes de encontrar uno que represente satisfactoriamente aquellos atributos particulares del proceso que tienen interés. El ensayo de los modelos es caro pero la construcción de procesos a pequeña o gran escala resulta todavía más costosa [44].

Es evidente que la representación conceptual de un proceso real no puede abarcar todos los detalles del proceso, a pesar de los avances de las modernas técnicas de cálculo y de los métodos del análisis matemático. Tal como se ha indicado, solamente se pueden determinar algunos atributos y relaciones del sistema, especialmente aquellos que son fáciles de medir y tienen importancia desde el punto de vista de su efecto sobre el proceso. Por consiguiente, el analista está interesado en el desarrollo de modelos de procesos que pueden ser fácilmente manipulados, que sirven para un elevado número de variables e interrelaciones y que tienen una cierta seguridad de representar el proceso físico real con un razonable grado de confianza.

La estrategia general del análisis de procesos complejos sigue un camino relativamente bien definido, que consta de las siguientes etapas:

1. Formulación del problema y establecimiento de objetivos y criterios; delineación de las necesidades de operación.
2. Inspección preliminar y clasificación del proceso con el fin de descomponerlo en subsistemas (elementos).
3. Determinación preliminar de las relaciones entre subsistemas.
4. Análisis de las variables y relaciones para obtener un conjunto tan sencillo y consistente como sea posible.

Cuando el proceso que se ha de evaluar no se puede ensayar en una forma totalmente operacional (debido al costo, tiempo, riesgo, etc.), la base de evaluación debe desplazarse hacia ensayos de algunas aproximaciones del sistema, estudios en planta piloto, o bien los ensayos se pueden llevar a cabo modificando las condiciones de operación del proceso real. Tales simulaciones dan lugar a nuevos problemas [44].

### 1.8.1 Ventajas del análisis y simulación de procesos industriales

Desde un punto de vista más general, el análisis y simulación de procesos industriales presentan las ventajas que se señalan a continuación:

1. Experimentación económica. Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en la planta real. La simulación puede aumentar o reducir el tiempo real de una forma análoga a como una cámara cinematográfica acelera o retarda las imágenes; de esta forma se puede observar más fácilmente la operación del sistema.
2. Extrapolación. Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real. También es posible establecer características de funcionamiento.

3. Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes de actuación. Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.
4. Repetición de experimentos. La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real.
5. Control de cálculo. La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.
6. Ensayo de sensibilidad. Se puede ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10% en la velocidad de alimentación podrá tener; según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.
7. Estudio de la estabilidad del sistema. Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones [45].

En conclusión, el análisis de procesos constituye un elemento muy importante para tomar una decisión más científica y responsable a nivel industrial.

### **1.9 Aplicaciones de los simuladores en el proceso de producción de biodiésel**

- a) Simulación de producción de biodiésel a partir de aceite vegetal de soya usando ASPEN PLUS (Figura 1.1).

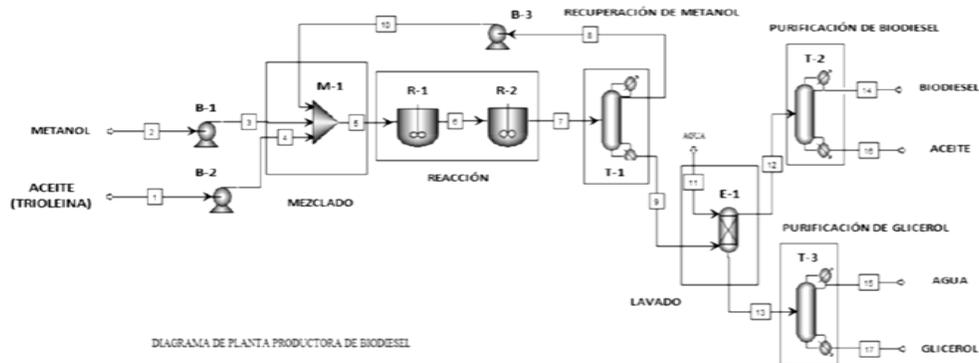


Figura 1.2 Simulación de producción de biodiésel a partir de aceite vegetal de soya [46]

- b) Simulación de una planta de producción y purificación de biodiésel a partir de aceite de palma y etanol usando el simulador comercial HYSYS PLANT 3.2 (Figura 1.2).

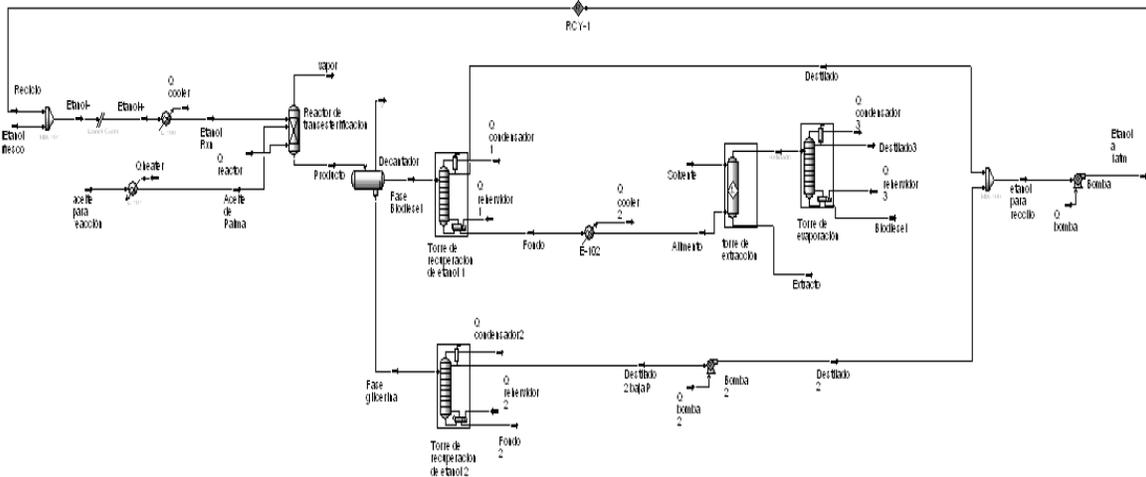


Figura 1.3 Simulación de producción de biodiésel a partir de aceite de palma [47]

- c) Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de jatropha curcas utilizando el simulador de procesos HYSYS 3.2 (Figura 1.3).

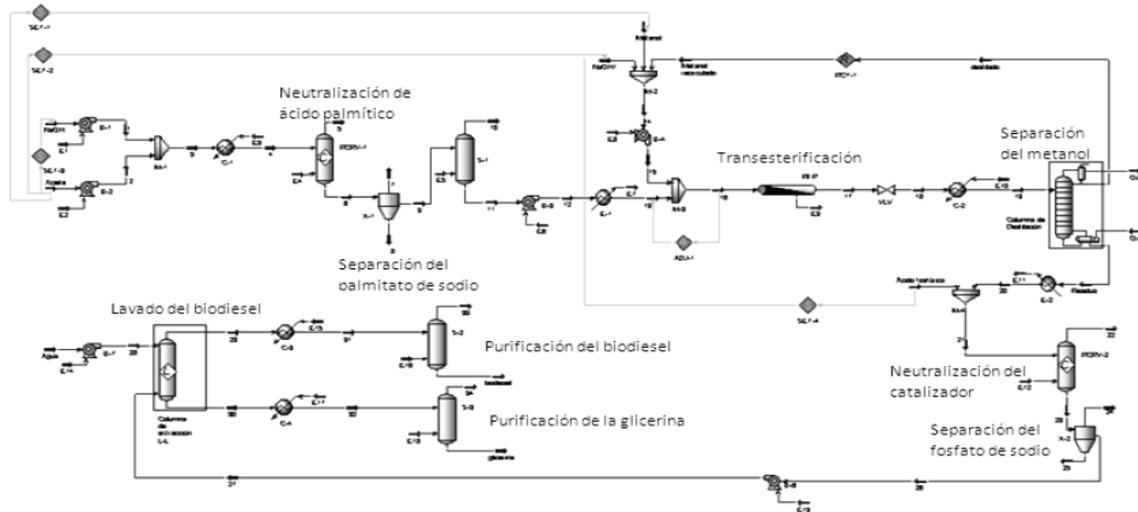


Figura 1.4 Simulación de producción de biodiesel a partir de aceite de jatropha [48]

- d) Simulación de un sistema de almacenamiento de energía termo solar para un proceso de producción de biodiésel utilizando TRNSYS (Figura 1.4).

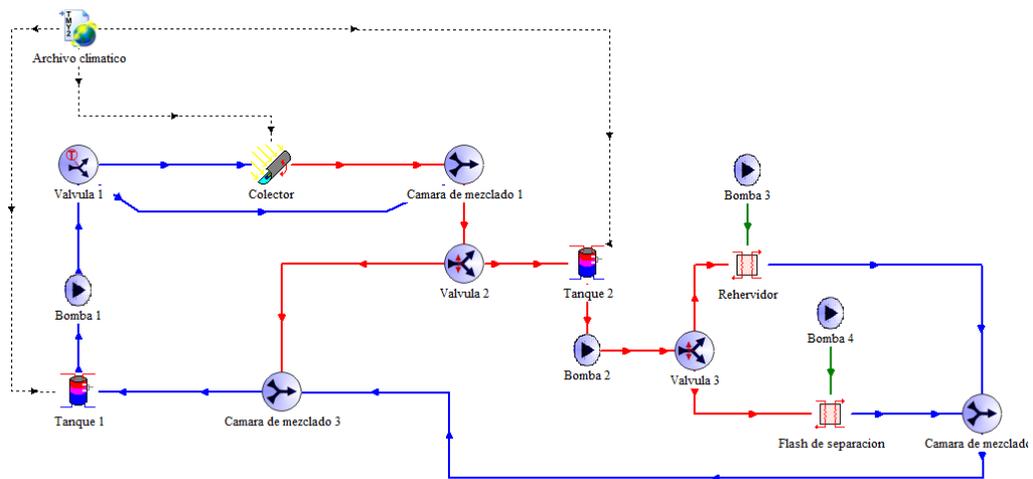


Figura 1.5 Simulación de colectores parabólicos lineales empleados para producción de biodiésel [34]

## 1.10 Planteamiento del problema

Las plantas de producción de biodiésel presentan costos de producción altos debido a la materia prima de la cual se obtiene y al suministro energético, ya que requieren de energía eléctrica para su funcionamiento, la cual es obtenida de la

red federal de electricidad, por lo cual no se trata de un proceso totalmente limpio ya que la energía eléctrica empleada no proviene de fuentes de energía renovable.

Por otro lado este es un inconveniente, ya que no pueden ser instaladas en lugares donde no llega la electricidad. Es por esto que se pretende realizar un análisis energético y económico de una planta integral para la producción de biodiesel en la cual se empleen las energías renovables para su funcionamiento, como serían las provenientes del sol: energía solar térmica y energía solar fotovoltaica. Y así analizar si mediante el empleo de sistemas térmicos se logran alcanzar las temperaturas necesarias en cada etapa del proceso, además de generar electricidad mediante un sistema fotovoltaico que permita el movimiento de los mezcladores, y la separación y purificación de los productos. Convirtiendo el proceso en uno a base de energía pura, por lo cual este análisis energético y económico es necesario para ver la factibilidad y competitividad de este con respecto a uno a base de combustibles fósiles.

## 1.11 Objetivos

### 1.11.1 Objetivo general

Diseñar, simular y evaluar la viabilidad de un sistema para la producción de biodiesel a partir de grasa animal integrando al proceso el uso de las energías renovables.

### 1.11.2 Objetivos específicos

1. Analizar y determinar los métodos óptimos de producción de biodiésel.
2. Simular y evaluar los métodos seleccionados de producción de biodiésel en Aspen Plus.

3. Evaluar energéticamente y económicamente cada uno de los métodos seleccionados.
4. Realizar comparación energética y económica entre cada método y seleccionar el que consuma menos energía y sea más económico.
5. Experimentar a nivel laboratorio el caso de estudio seleccionado.
6. Diseñar y simular en TRNSYS el sistema energético apropiado para la producción de biodiésel a partir de energía solar térmica y fotovoltaica.
7. Comparar desde el punto de vista económico entre un proceso de producción de biodiesel a base de fuentes tradicionales de energía y uno a base de fuentes de energía renovable.

## 1.12 Justificación

Teniendo en cuenta que más del 80% del consumo de energía en el mundo depende de las fuentes tradicionales de energía como carbón, petróleo y gas natural, es un reto la utilización de fuentes de energía con recursos renovables, que además de conservar el medio ambiente, sean económicos y de calidad. Es por esto que surge la idea de realizar un análisis de viabilidad de la producción de biodiésel aprovechando las energías renovables, convirtiendo el proceso en uno a base de energía pura. El biodiésel es un combustible alternativo para el diésel del petróleo. En la actualidad muchas unidades de plantas de refinación de aceites comestibles han sido transformadas para la producción de biodiésel. Sin embargo los costos de producción son todavía bastante altos debido a las dificultades en el suministro energético.

Por otro lado el sector agrícola no sólo produce la materia prima para hacer biodiésel, sino que es también consumidora de diésel. Por ello, simular y evaluar la posibilidad a futuro de desarrollar una planta autónoma para producir biodiésel puede ser una opción atractiva para las comunidades rurales. Permitiendo que la producción se encuentre en el mismo lugar del consumo. Así mismo hace que los productos cultivados localmente tengan un mayor valor agregado. Genera más

empleos, en especial los de las personas encargadas de la planta. Y al agregarle los subproductos del proceso de producción del biodiésel, ya sean para vender o para autoconsumo se tendría una ganancia extra. Paralelo a esto en el estado y a nivel nacional no existen plantas integrales de producción de biodiésel a base de energía renovable, lo cual lo convierte en una innovación tecnológica.

### 1.13 Conclusión

El uso de energías renovables como fuente alterna de energía ha sido conocido desde la antigüedad, pero a pesar de eso no ha logrado competir con los combustibles o energías derivadas del petróleo, debido a los altos costos de los sistemas renovables y al tratarse de tecnologías relativamente nuevas, por lo que existen menos estudios referentes a las mismas. El uso de biodiésel como combustible es una de las alternativas más importantes, ya que su proceso de producción es muy sencillo y posee características muy similares al diésel del petróleo y por lo tanto los motores no necesitarían ser cambiados, ya que se puede emplear en motores diésel.

En cuanto a la producción de biodiésel en México y en el mundo ha ido incrementando exponencialmente, aunque la mayoría es en plantas pilotos y en pocos países se está realizando en gran escala. Los únicos países productores en grandes proporciones son Estados Unidos, Brasil y Alemania. Por lo que es necesario impulsar el desarrollo de tecnologías más eficientes para su producción a nivel nacional. El país cuenta con muchos recursos para el cultivo de la materia prima y con las condiciones para el desarrollo de las mismas.

Este tema ha sido estudiado a profundidad pero no se le ha dado la importancia ni inversión debida, ya que no resulta costeable al no poder competir en precio con otros combustibles. Es por eso que este proyecto además de ser novedoso, pues según la investigación bibliográfica no existen proyectos de producción de biodiesel donde el suministro energético provenga de otras fuentes de energía

renovable, también pretende disminuir los costos de producción o no competir, ya que será instalado en comunidades donde se realice tanto la producción como el consumo del mismo.

## Referencias

- [1] Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. UWET - Unified Wood Energy Terminology Uwet. Departamento de Montes. 2001, p. 24.
- [2] Unión General de Trabajadores. Escenarios Energéticos de España. Ministerio de Medio Ambiente. España, 2003, p. 203.
- [3] Tianwei T., Jike L., Kaili N., Li D.; Fang W., Biodiesel production with immobilized lipase: A review, *Biotechnology Advances*, 2010, Vol. 2, p. 628–634.
- [4] Singhabhandh A., Tezuka t., A perspective on incorporation of glycerin purification process in biodiesel plants using waste cooking oil as feedstock, *Energy*, 2010, Vol. 35, p. 2493-2504
- [5] Lam M.K., Lee K.T., Mohamed A.R., Homogeneous, heterogeneous and enzymatic catalysis for transesterification of high free fatty acid oil (waste cooking oil) to biodiesel: A review. *Biotechnology Advances*, 2010, Vol. 28, p. 500–518.
- [6] Sotelo I., Ruiz R., Moreno L., Planta piloto de producción de biodiesel como instrumento para el fortalecimiento de competencias en la formación de ingenieros de producción agroindustrial, Universidad de la Sabana, Colombia, 2013, p.3.
- [7] G. R. Timilsina and A. Shrestha, “How much hope should we have for biofuels?,” *Energy*, 2011, Vol. 36, p. 2055–2069.
- [8] Murugesan A., C.U., Subramanian R., Nedunchezian N., Biodiesel as an alternative fuel for diesel engines. –A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2007.
- [9] Demirbas A., Biofuels sources, biofuel policy, biofuel economy and global biofuel projections. *Energy Conversion and Management*, 2008, Vol. 49, p. 2106–2116.
- [10] Balat M., H. Balat. A critical review of bio-diesel as a vehicular fuel. *Energy Conversion and Management*, 2008, Vol. 49, p. 2727-2741.

- [11] Ma F. y Hanna M., Biodiesel Production: A Review. *Bioresource Technology*, 1999, Vol. 70, p. 1-15.
- [12] Meher, S., Naik., Aspects of biodiesel production by transesterification.- A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2006, p. 248-268.
- [13] Moreno B. J, Gutiérrez M. G, Obtención de Biodiesel a partir de aceite de Higuerrilla. Universidad Nacional de Colombia, Septiembre, 2002.
- [14] Yusuf A., M.A.H., Alternative diesel fuels from vegetable oils. *Bioresource technology*, 1994, Vol. 50, p. 153-163.
- [15] Bioenergéticos Gobierno de México, Producción de Biodiesel, México, D.F., 2011(en línea).  
<http://www.bioenergeticos.gob.mx/index.php/biodiesel/produccion-de-biodiesel.html>
- [16] Prospectiva de Energías Renovables 2012-2026 (en línea). Secretaria de Energía, Gobierno Federal.  
[http://sener.gob.mx/res/PE\\_y\\_DT/pub/2012/PER\\_2012-2026.pdf](http://sener.gob.mx/res/PE_y_DT/pub/2012/PER_2012-2026.pdf)
- [17] Barkin, D., Un desarrollo distorsionado: la integración de México a la economía mundial. Siglo Veintiuno Editores. México, 1991.
- [18] Juárez-Sánchez, L., “¿Cómo llega México a la era de los agrocombustibles?” en *Trabajadores*. (En línea) número 62, noviembre-diciembre 2007, p. 2-9, disponible en:  
[http://www.uom.edu.mx/rev\\_trabajadores/pdf/63/63\\_Laura\\_juarez.pdf](http://www.uom.edu.mx/rev_trabajadores/pdf/63/63_Laura_juarez.pdf)  
[Accesado el 30 de octubre de 2014]
- [19] Sarmiento Torres R., Primeros desarrollos de producción de biodiesel en México, Universidad Autónoma de la Ciudad de México. Mexico, 2008 (en línea)  
<http://www.energiaadebate.com/Articulos/Julio2008/RocioSarmientoJulio2008.htm>

- [20] Ainia Centro Tecnológico, Producción integrada de biodiésel y biogás a partir de residuos agroalimentarios: Integral-b, Valencia, España, 2009 (en línea).
- [21] Galvan R., Futura Planta productora de Biodiesel en México, Republica. México, 2010 (en línea). <http://www.redpublica.com.mx/?p=3468>
- [22] Periódico Milenio, Investigadores de la UNAM construyen planta para producción de biodiesel, México, 2013 (en línea). [http://www.milenio.com/tendencias/Investigadores-UNAM-construyen-produccion-biodiesel\\_0\\_143385976.html](http://www.milenio.com/tendencias/Investigadores-UNAM-construyen-produccion-biodiesel_0_143385976.html)
- [23] Instituto Mexicano del Petróleo., Potenciales y viabilidad del uso de bioetanol y biodiesel para el transporte en México. México, 2009.
- [24] Arellanes-Caballero, R.A., “Programa de expansión y producción bioenergética con base en *Jatropha* en el estado de Chiapas, México”. Ponencia en el primer seminario internacional *Jatropha*, Chile 2008, 26 y 27 de junio de 2008, Santiago, Chile.
- [25] “Diez países de Mesoamérica integran la red de bioenergéticos en Chiapas.” Instituto de Comunicación Social e Información Pública del Estado de Chiapas, audio 1797. Publicado: 24 de agosto de 2009 (en línea).
- [26] Padilla V. J. y colaboradores, El proyecto de biocombustibles en Chiapas: experiencias de los productores de piñón (*Jatropha curcas*) en el marco de la crisis rural (en línea), Revista SCIELO, México, Estud. Soc, 2011, Vol.19, No.38.
- [27] SEMARNAT, “Acuerdo por el que se expiden las Reglas de Operación del Programa Pro Árbol de la Comisión Nacional Forestal” en Diario Oficial (Cuarta Sección). Secretaría de Medioambiente y Recursos Naturales (en línea), 2007.
- [28] “Chiapas, pionero en plantación de piñón en México”. (en línea). Instituto de Comunicación Social e Información Pública del Estado de Chiapas. No. 2205, junio de 2008.

- [29] “Recorren representantes de diez países de Mesoamérica planta de biodiesel en Chiapas” (en línea). Instituto de Comunicación Social e Información Pública del Estado de Chiapas. Boletín 1823. 26 Agosto 2009.
- [30] Nowak, P. “Why Farmers Adopt Production Technology”, *Journal of Soil and Water Conservation*, 1992, Vol. 47, p.14-16.
- [31] Instituto Mexicano del Petróleo., Potenciales y viabilidad del uso de bioetanol y biodiesel para el transporte en México. México, 2009.
- [32] Ballesteros, M. Fuentes, cultivos y PAC. Producciones aspectos legislativos. CIEMAT. España, 2003. Pág. 31.
- [33] Plataforma Solar de Almería, Centro de Investigaciones Energéticas, Medioambientales y Tecnológicas, España. (en línea). <http://www.psa.es/webesp/index.php>
- [34] Leon V.J., Cerezo R.J., Ayala B.J., Garcia G.C., Simulación de un sistema de almacenamiento de energía termosolar para un proceso de producción de biodiesel utilizando TRNSYS. Universidad Autónoma de Baja California, Mexicali, Baja California, MEMORIAS AMIDIQ 2014. p. 3566-3570.
- [35] Corro G., Sánchez N., Pal U., Bañuelos F., Biodiesel production from waste frying oil using waste animal bone and solar heat, *Waste Management*, Puebla, México, 2015.
- [36] Corro G., Tellez N., Mendoza M.E., Bañuelos F., Biodiesel from *Jatropha curcas* oil using Zn for esterification step and solar radiation as energy source, *Fuel*, Puebla, México, 2012, Vol. 97, p.72–79.
- [37] Garrido S. M., Tecnología, territorio y sociedad. Producción de Biodiesel a partir de aceites usados. CONICET. *Revista ICONOS* 34. Argentina, 2009. p. 75-86.
- [38] Cardona Alzate, C.A., Perspectivas de la producción de biocombustibles en Colombia: contextos latinoamericano y mundial. *revista de ingeniería*. Universidad de los Andes. Bogotá, Colombia, 2009. p.109-120
- [39] Worldwatch Institute, *Biofuels for Transport*, Earthscan, Londres, 2007.

- [40] Serrano Ruiz, J.C., Luque R., Biocombustibles líquidos: procesos y tecnologías. Real sociedad española de Química. An. Quím. España, 2011, Vol.107, No.4, p. 383–389.
- [41] M. G. Kulkarni, R. Gopinath, L. C. Meher, A. K. Dalai, Green Chem. 2006, Vol. 8, p.1056–1062.
- [42] Luque R., Energy and Environmental Science. Sci. 2010, 3, p. 254–257.
- [43] C. C. Lai, S. Zullaikah, S. R. Vali, Y. H. Ju., Journal of Chemical Technology and Biotechnology. 2005, Vol. 80, p. 331–337.
- [44] Uribe G.M., “Simulación de una planta piloto para la producción de biodiesel en el laboratorio de operaciones unitarias de la ESQIE”, Instituto Politécnico Nacional, México, 2010. [www.procesosindustriales/analisisdetallado.ttt./pdf](http://www.procesosindustriales/analisisdetallado.ttt./pdf).
- [45] Martínez, V.H.e.a., Simulación de procesos en Ingeniería Química. Ed. Plaza y Valdéz., 2000. 1ª edición, p. 755.
- [46] Uribe G.M., “Simulación de una planta piloto para la producción de biodiesel en el laboratorio de operaciones unitarias de la ESQIE”, Instituto Politécnico Nacional, México, 2010.
- [47] García S. C., “Simulación de una planta de producción y purificación de biodiesel a partir de aceite de palma y etanol usando el simulador comercial HYSYS PLANT 3.2”, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, 2007.
- [48] Castillo P. A., Labrada V.B., “Simulación del proceso de producción de biodiésel a partir del aceite de *Jatropha curcas*”, Universidad de Oriente, Cuba, 2012.

---

# Capítulo II. Fundamentos teóricos

En el presente capítulo se dan las bases teóricas referentes al biodiesel, empezando por el tipo de materias primas que se pueden emplear en su producción, seguido por una descripción de los procesos existentes para la producción de biodiesel a partir de grasas animales, así como los tratamientos previos que deben realizarse a la materia prima. Y finalmente se describen los sistemas energéticos térmicos solares y fotovoltaicos, Debido a que como se mencionó en capítulos anteriores, en este proyecto se pretende acoplar el uso de energía solar en el proceso de producción de biodiesel, por lo cual es importante tener conocimiento de estas tecnologías.

## 2.1 Biodiésel

El término biodiésel fue originalmente usado para describir los aceites vegetales sin modificar o ésteres de alquilo derivados de aceites vegetales o grasas animales que pueden ser sustituto del combustible diésel (DF, por sus siglas en inglés, diésel fuel). Sin embargo, la mayoría de los bioderivados de aceites y grasas animales no pueden ser usados directamente como un DF debido a su alta viscosidad y su tendencia a producir una combustión incompleta y coque [1].

En la actualidad este término es usado para describir al biocombustible líquido que se obtiene a partir de lípidos naturales como aceites vegetales o grasas animales; limpias o usadas, mediante procesos industriales de transesterificación [2]. Obteniéndose una mezcla de ésteres alquílicos de ácidos grasos (con longitud de cadena de C14-C22) [3]. Este biocombustible es identificado como FAME (por sus siglas en inglés Fatty Acid Methyl Ester) o también es llamado éster metílico [4].

El término bio- hace referencia a su naturaleza renovable y biológica en contraste con el combustible diésel tradicional derivado del petróleo; por su parte, diésel alude a su uso en motores de este tipo [4].

Ya que el biodiésel puede ser utilizado en motores diésel sin tener que modificar el motor, presentando una eficiencia comparable a la utilización de combustible diésel a base de petróleo. El biodiésel puro libera aproximadamente el 90% de la energía que produce el diésel a base de petróleo. Por lo tanto, el rendimiento del motor es casi el mismo en términos de torque y potencia [5]. Para que pueda ser considerado un combustible alternativo al diésel de petróleo, debe ser técnicamente viable, económicamente competitivo, ambientalmente aceptable y de fácil disposición [3].

El FAME a partir de aceites vegetales y grasas animales resulta prometedor como biodiésel, debido a la mejora de la viscosidad, volatilidad y comportamiento de la combustión en relación con los triglicéridos, y puede ser utilizado en motores diésel convencionales sin modificaciones significativas [6].

Las ventajas de biodiésel sobre el combustible diésel del petróleo (DF) son su portabilidad, fácil disponibilidad, renovabilidad, mayor eficiencia en la combustión, menor contenido en azufre y en contenido aromático, mayor número de cetano, una mayor biodegradabilidad, mejor perfil de emisión, una manipulación más segura, además de ser no tóxico [7]. Además la excelente lubricidad del biodiésel y sus similitudes en las propiedades físico-químicas con el diésel del petróleo, lo convierte en un excelente combustible para motores de encendido por compresión, revelando sus potencialidades y utilidad práctica para la sustitución de diésel de petróleo en el futuro cercano [8].

Por otra parte, el biodiésel ofrece ventajas con respecto al desgaste del motor, el costo y la disponibilidad. Cuando se quema, el biodiésel produce contaminantes que son menos perjudiciales para la salud humana [9].

El biodiésel tiene mejor perfil de emisiones de diésel, reduciendo sustancialmente las emisiones de hidrocarburos no quemados, monóxido de carbono, sulfatos, hidrocarburos aromáticos policíclicos, hidrocarburos aromáticos policíclicos nitrados y partículas [10].

Esto se debe a que el biodiésel moderno está formado de especies moleculares pequeñas, y por lo tanto no presenta los problemas de viscosidad de los aceites y grasas sin modificar [5].

### 2.1.1 Obtención del biodiesel

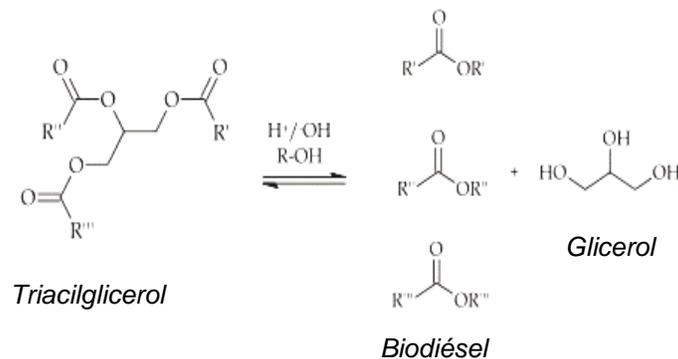
Los aceites y grasas son lípidos de estructura compleja derivados respectivamente de fuentes vegetales y animales. Sus composiciones se basan principalmente en triacilgliceroles (TAG), que consisten en moléculas de un esqueleto de glicerol unida por enlaces éster a tres ácidos carboxílicos de cadena larga (ácidos grasos) [11]. Algunas metodologías propuestas en el pasado, como la pirólisis y el craqueo (cracking) de aceites y grasas, pueden producir compuestos más pequeños que el triglicérido (TG) del que provienen y ser adecuados para su uso como combustible [12].

Sin embargo, la pirólisis no es tan selectiva y un amplio rango de compuestos son obtenidos. Dependiendo del triglicérido del que provengan y el método pirolítico empleado se pueden obtener diferentes compuestos en varias proporciones: *alcanos, alquenos, compuestos aromáticos, ésteres, dióxido de carbono, monóxido de carbono, agua, e hidrogeno*. Los combustibles obtenidos mediante la pirólisis de triglicéridos causan un menor daño ambiental en comparación con los combustibles derivados del petróleo en términos del contenido de oxígeno.

También, residuos sólidos de la ceniza y el carbón pueden ser creados durante la pirólisis de los TG. El craqueo catalítico se ha usado en un esfuerzo por controlar los tipos de productos generados por el craqueo de los TG, usando una amplia

variedad de catalizadores [1]. Sin embargo, una gasolina como combustible es más probable que se forme que un combustible diésel [13].

Hoy en día, las reacciones de éster no hidrolíticas (esterificación y transesterificación) desempeñan un papel fundamental en la química aplicada. Por ejemplo, el biodiésel es una mezcla de ésteres mono alquílicos de ácidos grasos producidos fácilmente a partir de la transesterificación de TAG mediante el uso de un alcohol de cadena corta, como se muestra en la figura 2.1



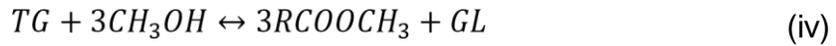
**Figura 2.1.** Esquema general de la transesterificación de TAG para la producción de biodiesel  
(Donde R es —CH<sub>3</sub> o —CH<sub>3</sub>CH<sub>2</sub>) [1]

La reacción de transesterificación que se muestra a continuación, involucra la reacción catalítica entre un *triglicérido* y un *alcohol* para formar *glicerol* y *mono alquil ésteres* que constituyen al *biodiésel*. Dentro de los alcoholes comúnmente empleados se encuentran el metanol, etanol, propanol y butanol. En esta reacción, una molécula de TG reacciona con tres moléculas de alcohol en presencia de un catalizador (ácido o base) para producir primero un diglicérido (DG), después un mono glicérido (MG) y finalmente glicerol (GL) y tres moléculas de monoéster. Todas las etapas de la reacción son reversibles. La reacción puede utilizar tanto un catalizador ácido como un básico, pero la catálisis básica es preferida porque produce una reacción más rápida a condiciones moderadas de reacción [14].



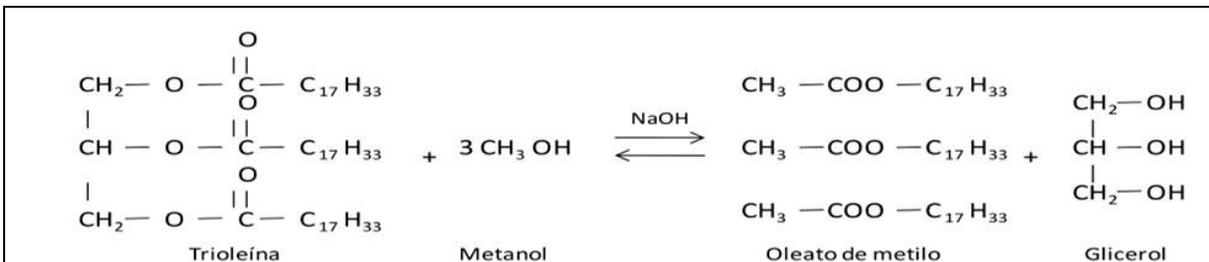


Reacción general:



Como se ha venido explicando, el biodiésel se puede obtener por medio de la transesterificación con metanol en presencia de un catalizador ácido o básico.

La reacción global de transesterificación usando trioleína y metanol para producir oleato de metilo y glicerol es la siguiente:



Esta reacción se lleva a cabo realmente en forma secuencial por medio de los pasos siguientes:

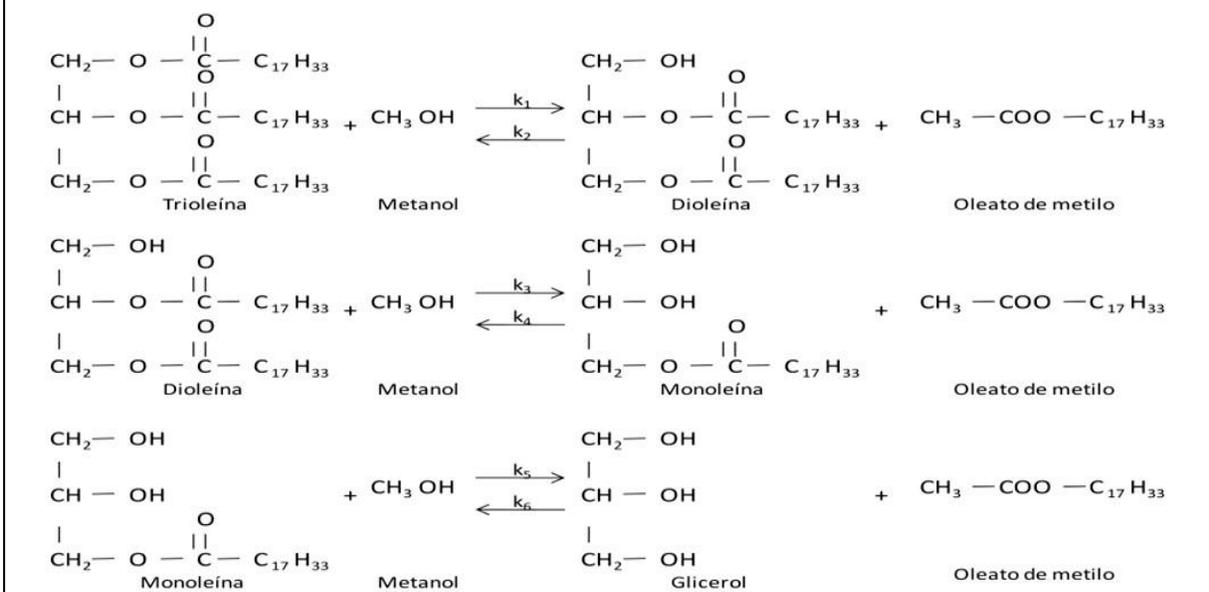


Figura 2.2. Esquema de la reacción de transesterificación por pasos

Donde inicialmente un mol de trioleína reacciona con metanol en presencia de un catalizador alcalino (hidróxido de sodio,  $NaOH$ ), produciendo un mol de dioleína y un mol de oleato de metilo. Como la reacción es reversible la dioleína en presencia de metanol en exceso produce monoleína y una segunda mol de oleato de metilo. Finalmente la monoleína con metanol reaccionan para producir un mol de glicerol y un tercer mol de oleato de metilo [15].

### 2.1.2 Materias primas

Las grasas y aceites son sustancias hidrofóbicas del reino vegetal y animal que pertenecen a una extensa familia de químicos llamada lípidos [16], estos se componen de un mol de glicerol y tres moles de ácidos grasos y se conocen comúnmente como triglicéridos TG [17]. Si un lípido es sólido a 25 °C es clasificado como una grasa, si no es considerado como aceite [16].

Estos por lo general contienen ácidos grasos libres, fosfolípidos, esteroides, agua, odorantes y otras impurezas. Incluso los aceites y grasas refinadas contienen pequeñas cantidades de ácidos grasos libres y agua. El contenido de ácidos grasos libres y el agua tienen efectos significativos en la transesterificación de triglicéridos con alcoholes utilizando catalizadores básicos o ácidos [18]. Algunos glicéridos naturales contienen niveles más altos de ácidos grasos insaturados y son líquidos a temperatura ambiente. Sus usos directos como combustible biodiésel se debe a sus altas viscosidades. Las grasas, sin embargo, contienen más ácidos grasos saturados. Ellos son sólidos a temperatura ambiente y no se pueden utilizar como combustible en un motor diésel en su forma original. Pueden causar problemas, tales como depósitos de carbono en el motor, disminuir la durabilidad del motor y contaminar el aceite lubricante. Por lo tanto para usar aceites y grasas como combustibles diésel, estos deben ser derivados para ser compatibles con los motores existentes [19].

### 2.1.2.1 Aceites vegetales

Hoy en día, los aceites vegetales comestibles son los principales materiales de partida para la preparación de biodiésel [20]. Aceites vegetales vírgenes tales como los provenientes de la colza, soja y girasol, son las materias primas más utilizadas para la producción de biodiésel. El gran obstáculo actual es su elevado precio que a veces se aproxima al del diésel derivado del petróleo [21], lo cual limita la producción de un biocarburante comercialmente viable.

En consecuencia, la prospección de nuevas materias primas se ha atribuido principalmente a las investigaciones que involucran especies oleaginosas para la extracción de aceite comestible [20].

### 2.1.2.2 Aceites usados y grasas animales

Una alternativa es la obtención de biodiésel a partir grasas animales y grasas usadas, ya que su costo es significativamente menor, debido a que son co-productos poco aprovechables de sus respectivas industrias [22].

El uso de desperdicios para la producción de biodiésel tiene tres ventajas principales: (i) no compiten con el mercado de los alimentos; (ii) recicla los residuos; y (iii) reduce los costos de producción, por lo tanto aumenta la competitividad económica de biodiésel [23]. Ejemplos de desperdicios de materias primas para la producción de biodiésel son los aceites de cocina usados y las grasas animales [22]. Los aceites de cocina usados son conocidos por ser escasos pero las grasas animales son más abundantes. Estas grasas tienen una aplicación en común como alimento para animales, pero esta práctica se redujo fuertemente debido a la posibilidad de enfermar gravemente a los animales y por consiguiente no puede ser usada o reciclar las grasas de desecho [24]. Por lo tanto, los desechos de grasa animal producidos en varios mataderos y otras unidades de procesamiento de carne pueden ser utilizados para la producción de

biodiésel, una alternativa que constituye ningún daño o peligro para la salud humana y animal.

El biodiésel de estas fuentes tiene un alto poder calorífico y número de cetano. [25]; No obstante, su alto punto de nube y punto de obturación del filtro en frío hacen que su uso en climas fríos sea limitado [22]. Además, el biodiésel de grasa animal es menos estable para la oxidación, este hecho se atribuye a la ausencia de antioxidantes naturales, en comparación con el biodiésel de origen vegetal [26]. Además, las grasas animales tienen un contenido significativo de ácidos grasos saturados y el combustible producido tiene un mayor punto de obstrucción de filtros en frío en comparación con biodiésel a partir de aceites vegetales; por lo tanto, podría no ser adecuado para ser utilizado 100% puro en vehículos durante el tiempo frío [25].

Sin embargo el combustible obtenido puede ser utilizado 100% puro en las calderas para la generación de calor. Por otra parte, las grasas pueden ser mezcladas con otras materias primas para obtener un biodiésel que obedezca las especificaciones de calidad, siendo incluso posible mejorar algunas propiedades del biodiésel mediante la incorporación de grasas en la materia prima [27].

## 2.2 Procesos de producción industrial de biodiésel a partir de grasas animales

De acuerdo al tipo de catalizador empleado, las reacciones pueden ser clasificadas en tres grupos: homogéneas, heterogéneas y enzimáticas. Las reacciones de transesterificación son comúnmente llevadas a cabo usando catalizadores homogéneos básicos o ácidos. Existen diferentes grupos de catalizadores heterogéneos, tales como: metales, bases sólidas, ácidos sólidos y catalizadores naturales [28], que pueden ser aplicados para una conversión más eficiente del aceite o grasa a éster.

En este trabajo se analizarán las reacciones catalizadas por un catalizador heterogéneo y homogéneo. Así como las tecnologías en las que pueden ser aplicadas estos tipos de catalizadores.

### 2.2.1 Pretratamiento de grasas animales

El contenido de ácidos grasos libres (*FFA*, free fatty acids) y agua en el medio de reacción, determina el pretratamiento requerido por los reactivos para hacer viable la reacción de transesterificación. El alto contenido de *FFA* y humedad forma jabón, reduce la efectividad del catalizador y dificulta la separación y purificación de los productos [29].

Bhatti y sus colaboradores mostraron que la producción de biodiésel a partir de sebo mediante catálisis ácida podría tener mayores rendimientos que la catálisis básica; Sin embargo, mayores cantidades de ácido sulfúrico (25% o 50% de peso de la grasa), una mayor relación molar de metanol a la grasa (30:1) y el tiempo de reacción mucho más largo (24h) se utilizaron en la catálisis ácida en comparación con la transesterificación básica [6]. Al considerar el uso de una transesterificación básica, es necesario un tratamiento previo para reducir la acidez a valores aceptables.

Recientemente un proceso integrado por una pre-esterificación catalizada por ácido de *FFA* seguida por una transesterificación catalizada por base de los TGs es la mejor forma de lidiar con las materias primas con alto contenido en ácidos grasos libres. Una ventaja del proceso integrado es que limita el uso de ácido sulfúrico solo para el pretratamiento de la materia prima, logrando una esterificación catalizada por ácido más efectiva. La pre-esterificación reduce la concentración de los *FFA* a niveles apropiados para una transesterificación catalizada por base. Por lo tanto materias primas con contenidos altos de *FFA*, tales como aceites usados provenientes de aceite de cocina o grasas animales, pueden ser eficientemente tratadas con un proceso integrado. Cuando las grasas

animales son usadas como materia prima, se realiza un pretratamiento, el cual incluye la filtración usando un filtro de celulosa para remover pedazos de carne y hueso. Esta etapa es seguida por una destilación por corriente de vapor que desnaturaliza y degrada las proteínas residuales contenidas en la grasa.

Después de la pre-esterificación una transesterificación es llevada a cabo empleando un catalizador básico [30].

El pretratamiento mencionado se refiere al uso de catalizadores homogéneos en el proceso de producción. Sin embargo la esterificación con catalizador heterogéneo ácido usando ácidos sólidos aún no está bien establecida en la industria, ya que es mucho más difícil encontrar un catalizador de ácido sólido adecuado para los ácidos de cadena larga de esterificación en comparación con ácidos más cortos tales como ácido acético [31].

### **2.2.2 Proceso convencional: Producción de biodiesel por catálisis homogénea.**

El uso de catalizadores básicos es preferible cuando se tiene un menor contenido de FFA. Por otro lado, los catalizadores ácidos tienen la capacidad de catalizar tanto reacciones de esterificación de grasas como reacciones de transesterificación de TAGs simultáneamente. El uso de catalizadores ácidos en la reacción de transesterificación tiene ventajas tales como una menor sensibilidad hacia la alta presencia FFA en las materias primas de bajo costo (>6%) [32]. Pero, en comparación con el proceso de base catalizada, los procesos catalizados por ácido necesitarán tiempos de reacción más largos, mayor temperatura de reacción y relaciones molares alcohol: grasa superiores [33].

Otro factor importante que puede afectar la conversión TAG es el contenido de agua en los residuos de grasas animales (WAF, waste animal fat). El agua tiene un efecto más negativo en la reacción de transesterificación que la presencia de

ácidos grasos libres FFAs [34]. Por lo general, el contenido de agua en el WAF es relativamente baja, pero en el caso de catalizadores básicos, la conversión se reduce ligeramente cuando más agua está presente. Cuando se utiliza un catalizador ácido, la adición de sólo el 0,1% de agua puede causar una reducción en el rendimiento del éster.

Debido a algunas desventajas en el uso de catalizadores básicos y ácidos en la alcoholisis de WAFs catalizada homogéneamente, se han desarrollado métodos alternativos.

Una de las alternativas son los procesos en dos etapas (ácido/base) para la producción de biodiésel, la cual consiste en una esterificación de los FFA catalizada por ácido (pretratamiento, primer etapa) para la reducción de los FFAs en las WAFs debajo del 0,5% [35], o a menos de 2 mg /g KOH [36], y la transesterificación de los TAG catalizada por base (segunda etapa).

Principalmente, se utiliza  $H_2SO_4$  (ácido sulfúrico) en el primer paso y KOH o NaOH y  $NaHCO_3$  rara vez, en la segunda etapa de transesterificación. La cantidad de catalizador es un factor muy importante que afecta la calidad del producto. Las cantidades requeridas de catalizadores de ácido y de base varían de 0,5% a 20% y 0,4% a 1%, respectivamente [33].

El metanol es el alcohol comúnmente usado en ambas etapas de transesterificación de WAFs. La relación molar óptima de metanol: grasa está en el intervalo de 6:1 a 40:1. Con el aumento de la relación molar metanol: grasa en el primer paso, el valor de ácido se reduce hasta el nivel óptimo [37], porque al tener un exceso de metanol y mantener el catalizador ácido en la fase de metanol, se promueve la finalización de la reacción [33]. Se informó que el aumento de la cantidad de catalizador aumentó el rendimiento de biodiésel a una temperatura de reacción constante [38].

La mayoría de los investigadores han llevado a cabo las dos etapas a temperaturas cercanas al punto de ebullición del metanol, es decir, en el rango de 60 a 65 °C, y se obtuvieron los rendimientos máximos de éster [39].

La Tabla III resume el tipo de catalizador y las condiciones de reacción óptimas para un pretratamiento ácido y una transesterificación catalizada por base [40].

**Tabla III.** Condiciones de proceso de transesterificación en dos etapas de diferentes grasas.

| Tipo de grasa animal                    | Alcohol | Relación molar alcohol:grasa  | Wt% de catalizador   | Temperatura | Referencia |
|---|---------|-------------------------------|--|-------------|------------|
| Sebo                                    | Metanol | I. 3:1-7:1 II.<br>3:1-7:1     | I. H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 1%<br>II. KOH/<br>0.35-0.4%                    | 60 °C       | [41]       |
| Grasa de pollo                          | Metanol | I. 10:1-40:1<br>II. 6:1       | I.H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /3-<br>35%<br>II.KOH/1%                         | 60 °C       | [37]       |
| Grasa de cerdo                          | Metanol | I. 6:1 II.<br>6:1             | I. H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /1-<br>4%<br>II.NaOH/1%                        | 65 °C       | [39]       |
| Mezcla de aceite usado y grasa de cerdo | Metanol | 25-50% vol                    | I.H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /1.5 ml<br>II.NaOH/<br>0.3-0.9%                 | 55-65 °C    | [42]       |
| Aceite de cocina usado                  | Metanol | I. 7.4:1-40:1<br>II. 6:1-35:1 | I.H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /5-<br>10%<br>II. NaOCH <sub>3</sub> /<br>0.35% | 60 °C       | [30]       |

### 2.2.3 Producción de biodiésel por catálisis heterogénea

En los últimos años, la mayoría de los investigadores están más interesados en el uso de catalizadores heterogéneos que homogéneos en la síntesis de biodiésel debido a que se tiene una separación más sencilla del producto y purificación, además de la posibilidad de su regeneración y reutilización, así como menos requerimiento de energía y la mejora de la calidad del producto. Sin embargo, los principales inconvenientes de la utilización de catalizadores heterogéneos generalmente se encuentran en su preparación, y la necesidad de una alta selectividad para la formación del producto deseado y la dificultad de la reutilización en algunos casos [43].

También, a diferencia de los procesos homogéneamente catalizados, las reacciones heterogéneas se realizan comúnmente con relaciones molares alcohol:grasa superiores a 6:1, una concentración de catalizador de 2-20%, una temperatura de reacción cerca o mucho más alta que la temperatura ambiente y largos tiempos de reacción de aproximadamente 18 horas [44]. Estos procesos se pueden realizar en una y dos etapas, utilizando diversos compuestos como catalizadores sólidos.

La Tabla IV ofrece una visión general sobre los tipos de catalizadores y las condiciones de reacción utilizadas en catálisis heterogénea para la producción de biodiésel a partir de grasas animales.

Las condiciones de reacción óptimas para la producción de biodiésel a partir de grasas animales dependen de la materia prima y el catalizador aplicado. Diferentes materiales sólidos básicos, ácidos o mixtos se utilizan como catalizador. Entre ellos se encuentran los hidróxidos de metales, óxidos y complejos, tales como calcio, magnesio u óxido de zirconia, zeolitas, hidrotalcitas y catalizadores soportados [45].

El factor más importante que influye en el tipo de catalizador heterogéneo adecuado es el contenido de FFA en el WAF. Generalmente, las WAF con un menor contenido de FFA se someten a procesos catalizados por una base [44], mientras que los catalizadores sólidos ácidos se utilizan para la síntesis de biodiésel de WAFs con un alto contenido de FFA (45%) [46].

**Tabla IV.** Condiciones óptimas en transesterificación con catalizador heterogéneo para diferentes grasas

| Tipo de grasa animal   | Alcohol | Relación molar alcohol:grasa | Wt% de catalizador        | Temperatura | Referencia |
|------------------------|---------|------------------------------|---------------------------|-------------|------------|
| Grasa de ave           | Metanol | 70:1                         | CaO nanocristalino/<br>1% | 23-25°C     | [47]       |
| Grasa de cordero       | Metanol | 11:1-22:1                    | MgO-KOH-X/<br>1.5-4%      | 45-65°C     | [48]       |
| Grasa de cerdo         | Metanol | 18:1                         | CaMnOx,<br>CaO/3%         | 50-70°C     | [49]       |
| Manteca de cerdo       | Metanol | 4:1                          | Amberlyst 70/<br>1.25-10  | 65°C        | [50]       |
| Aceite de cocina usado | Metanol | 15:1                         | Silice Mesoporosa/<br>15% | 95°C        | [46]       |

### 2.2.4 Producción de biodiésel mediante destilación reactiva

El diseño de la destilación reactiva integra la reacción y la separación en la misma unidad, intensificando así la transferencia de masa al tiempo que simplifica el diagrama de flujo de proceso y operación. Mediante la combinación de reacción y separación en una sola unidad, se puede desplazar el equilibrio de esterificación

para los componentes deseados por la eliminación continua de productos de reacción.

El proceso de destilación reactiva tiene menos etapas de separación, no produce corrientes de sal como residuo, ya que el agua es el único subproducto, y podría emplear una parte del biodiésel producido como fuente de energía. El bajo tiempo de residencia de la fase líquida dentro de la columna de destilación reactiva (20-60 min) requiere un catalizador altamente activo. A diferencia de un reactor discontinuo o un reactor continuo de tanque agitado CSTR (por sus siglas en inglés, continuous flow stirred-tank reactor), una columna de destilación reactiva tiene algunas limitaciones hidráulicas que limitan el tiempo máximo de residencia. Además, se aumenta la tasa de producción cuando el tiempo de residencia es corto.

La naturaleza no ideal de la mezcla puede conducir a la segregación de líquido en una fase acuosa y una fase orgánica. El agua puede desactivar fácilmente los catalizadores ácidos sólidos, por lo tanto, se requiere un catalizador tolerante al agua [51].

La agitación puede prevenir la segregación, pero esto sólo es factible a escala de laboratorio o usando un CSTR. Sin embargo, no hay dispositivos de mezcla que se utilicen en columnas de destilación y típicamente cualquier parte móvil se evita en la industria química debido al aumento de consumo de energía y mayores costos de mantenimiento [31].

### **2.3 Suministro de energía al proceso de producción de biodiésel: planta de energía renovable**

La energía solar es probablemente una de las fuentes de energía renovable más prometedoras, debido a su gran disponibilidad en varias regiones del mundo.

Varias tecnologías posibles están bajo investigación para el aprovechamiento de la energía solar para la producción de energía eléctrica, térmica y/o de refrigeración [52]. Por ejemplo, la energía solar se puede utilizar para la producción de electricidad con colectores fotovoltaicos [53, 54] o por medio de plantas de energía solar [55]. Este tipo de fuente de energía renovable también puede ser empleado para la producción de energía térmica para diferentes aplicaciones (residencial [56], industrial [57], etc.) y de refrigeración de energía para acondicionamiento [58] o refrigeración de procesos [59].

La calefacción y la refrigeración solar (SHC) es una de las tecnologías solares más prometedoras, proporcionando calefacción y refrigeración mediante la conversión de la radiación solar incidente en un campo de colección solar [60].

### 2.3.1 Sistema solar térmico

Un colector solar es un dispositivo que colecta y transforma la energía solar en calor utilizable. Hasta ahora, la gran mayoría de los colectores térmicos solares se han utilizado para proporcionar agua caliente a temperaturas inferiores a 100 °C. Los colectores solares térmicos comerciales se presentan en una escala doméstica y son predominantemente placas planas con un diseño simple y funcionan en un rango de temperatura de 30-80 °C [61-63].

Los colectores de concentración solar son ampliamente utilizados para la concentración de la energía solar (CSP) con sistemas de seguimiento. Estos sistemas generan calor por encima de 300 °C para producir electricidad mediante el uso de una turbina impulsada con vapor y requieren grandes escalas (por encima de 30 MW) para reducir los costos [64].

El rango de temperatura de 100 a 300 °C es ignorado en gran medida por la industria de energía solar térmica, a pesar del gran número posible de

aplicaciones, incluida la calefacción solar, la refrigeración, la desalinización, la extracción de aceite, generación de electricidad, y la elaboración de alimentos [65].

Las causas más probables por las que se ignora la energía solar térmica para estas aplicaciones es el alto costo de los equipos de energía solar térmica en comparación con el costo de la energía tradicional. Las actuales tecnologías de energía solar térmica utilizan placas planas sin seguimiento y concentradores solares parabólicos no evacuados (CCP) [66, 67].

Los CCP son captadores solares de concentración que transforman la radiación solar directa en energía térmica, calentando un fluido de trabajo hasta temperaturas del orden de los 400 °C, con una eficiencia del 60%-70%.

Debido a la elevada temperatura de trabajo que pueden alcanzar, los CCP son idóneos para alimentar térmicamente a una gran diversidad de procesos industriales (producción de acetona, industria láctea, procesado de residuos, etc.), reemplazando de este modo a los combustibles fósiles tradicionales [68].

Teniendo en cuenta que los procesos industriales que trabajan en el rango de temperatura 150-400 °C suelen ser alimentados mediante vapor, se requiere el uso de un intercambiador de calor intermedio aceite/agua para generar el vapor que demanda el proceso al cual se acopla el campo solar.

Así pues, entre las posibles mejoras que desde un principio han mostrado un mayor potencial para reducir los costes y aumentar la eficiencia de este tipo de sistemas solares, destaca la generación en los propios colectores solares del vapor que requiere el proceso industrial (Generación directa de vapor GDV) [69].

En el presente proyecto se pretende comprobar que el uso de estas tecnologías puede ser viable para la implementación en procesos de producción de biodiésel y a la vez competir con los procesos de generación de energía a partir de combustibles fósiles.

### 2.3.2 Sistema solar fotovoltaico

El mayor aprovechamiento de la energía solar sirve para producir electricidad. Gracias al efecto fotoeléctrico en los semiconductores se logra la conversión de la radiación solar a electricidad.

Hay muchas comunidades indígenas, ciudades y centros turísticos que no están conectados a la red eléctrica por las grandes distancias y por la densa vegetación, y en las que la electricidad se necesita para alimentar los aparatos electrodomésticos, el teléfono, el alumbrado, las computadoras, etc. En estos lugares se produce la electricidad por los agregados de diésel eléctricos. Pero no es necesario contaminar el aire en los “pulmones del mundo” con gases invernaderos, si la intensidad de la radiación solar es tan alta [70].

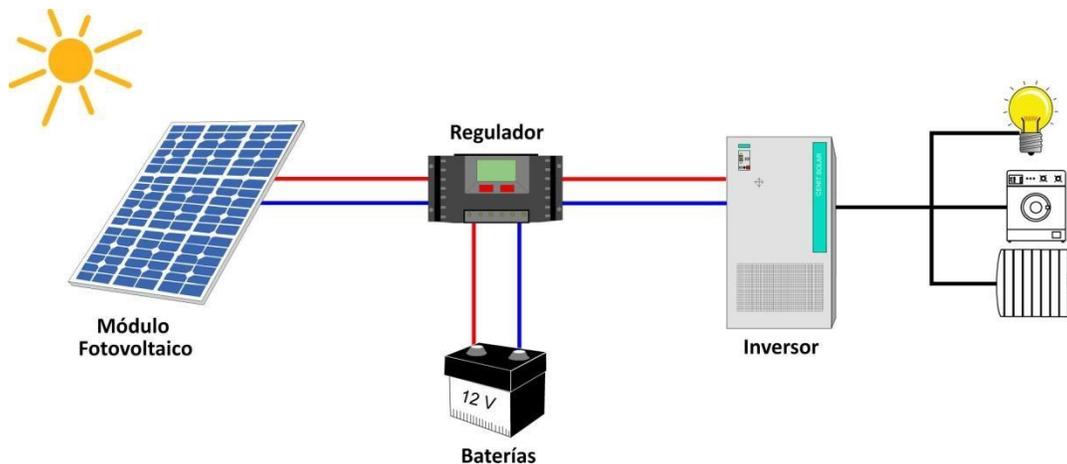
Un sistema fotovoltaico es un dispositivo que transforma la radiación solar en energía eléctrica en condiciones de ser aprovechada por el hombre. Podemos distinguir dos tipos de aplicaciones de energía solar fotovoltaica: los sistemas conectados a la red y los sistemas aislados (las posibilidades de aplicación son enormes, especialmente en viviendas aisladas).

Para generar electricidad solar fotovoltaica se necesita un generador solar, compuesto por un conjunto de paneles fotovoltaicos, por lo general de color negro o azul oscuro, que captan la radiación luminosa procedente del sol y la transforman (aprovechando las propiedades de los materiales semiconductores) en electricidad que está en corriente continua y baja tensión, y sus características instantáneas (intensidad y tensión) varían con la irradiación (intensidad energética) de la energía solar que ilumina las celdas y con la temperatura ambiente [70].

Para transformar la electricidad producida por un generador fotovoltaico en electricidad con las mismas características que las de la red convencional (corriente alterna a 110 voltios y frecuencia de 60 Hz) se necesita un inversor.

En un sistema aislado, es muy necesario tener en todo el sistema un acumulador que almacene la energía producida por el generador y que permita disponer de corriente eléctrica fuera de las horas de luz o de días nublados (en los días nublados también se genera electricidad, pero el rendimiento energético es menor cuanto menor es la intensidad de la radiación).

Otro componente de un sistema fotovoltaico es un regulador de carga, cuya misión es regular la corriente de carga y descarga, evitar sobrecargas o descargas excesivas del acumulador, que le produciría daños irreversibles, y asegurar que el sistema trabaje siempre en el punto de máxima eficiencia [70]. En la figura 2.2 se presenta un esquema representativo de un sistema aislado:



**Figura 2.2** Instalación solar fotovoltaica (sistema aislado)

Con el propósito de instalar la planta de producción de biodiésel en comunidades alejadas de la ciudad, donde no se cuenta con una red de electricidad. Se pretende implementar un sistema solar fotovoltaico para el suministro de la electricidad necesaria en el proceso.

### 2.4 Conclusión

Existen diferentes métodos para la producción de biodiésel, pero básicamente estos se basan en una reacción de transesterificación. Lo que diferencia unos de otros son las condiciones (relación molar alcohol: grasa/aceite, temperatura de reacción y cantidad de catalizador) a las que se debe trabajar, estas dependen del catalizador empleado y tipo de materia prima: grasa animal o aceite vegetal.

Cuando se trabaja con un aceite vegetal la reacción de transesterificación es el único paso para la producción de biodiésel, seguida de la purificación de los productos. Por el contrario cuando la materia prima es una grasa animal o aceite de cocina usado se requiere de un pre tratamiento, ya que por lo general las grasas animales y aceites usados tienen un alto contenido de ácidos grasos libres que al ser sometidos a una transesterificación pueden promover la formación de jabón, agua y disminuir la conversión. Por esto es necesario realizar una esterificación previa, para reducir el contenido de estos y así continuar con una transesterificación exitosa.

Es necesario conocer los principios básicos de cada metodología (Transesterificación con catalizador homogéneo, heterogéneo y por destilación reactiva) para comprender las ventajas y desventajas que tienen sobre los otros métodos y así poder seleccionar el método que nos de las mejores conversiones y menores costos de producción. Y a partir del método seleccionado continuar con la implementación de una planta de energía solar para el suministro energético del proceso, que nos permita crear un proceso puro que logre competir con el método de producción tradicional.

## Referencias

- [1] Knothe G., Dunn R.O., y Bagby M.O., Biodiesel: the use of vegetable oils and their derivatives as alternative diesel fuels. USDA, Peoria, IL, 1996, p.37.
- [2] Petroleo, I.M.d., 2009.
- [3] Demirbas A., Biofuels: Securing the planet's future energy needs. Springer, London, England, 2009, p. 336.
- [4] [www.wearcheckiberica.es/documentación/doctenia/combustibles.pdf](http://www.wearcheckiberica.es/documentación/doctenia/combustibles.pdf)
- [5] Kinast J.A. y Tyson K.S., Production of biodiesel from multiple feedstocks and properties of biodiesel and biodiesel blends. Final Report, NREL, Golden, CO, 2003, p.57.
- [6] Bhatti, H. N., Hanif, M. A., Qasim, M., y Rehman, A. U., Biodiesel production from waste tallow. Fuel, 2008, Vol.87, No.13-14, p.2961–2966.
- [7] Balat, M. y Balat, H., Progress in biodiesel processing. Applied Energy, 2010, Vol.87, No.6, p.1815-1835.
- [8] Atadashi I. M., Aroua M. K., y Aziz A. A., High quality biodiesel and its diesel engine application: A review. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2010, Vol.14, No.7, p.1999-2008.
- [9] Fazal M.A., Haseeb A. S. M. A., y Masjuki H. H., Biodiesel feasibility study: An evaluation of material compatibility; performance; emission and engine durability. Renewable & Sustainable Energy Reviews, 2011, Vol.15, No.2, p. 1314-1324.
- [10] Lapuerta M., Armas O., y Rodríguez-Fernández J., Effect of biodiesel fuels on diesel engine emissions. Progress in Energy and Combustion Science, 2008, Vol.34, No.2, p. 198-223.
- [11] Formo M. W., Ester reactions of fatty materials. Journal of the American Oil Chemists' Society, 1954, Vol.31, No.11, p. 548-559.
- [12] Ma F.R. y Hanna M.A., Bioresource Technology, 1999, Vol. 70, No. 1
- [13] Schwab A.W., Dykstra G.J., Selke E., Sorenson S.C. y Pryde E.H., J. Am. Oil Chemical Soc., 1988, vol. 65, p.1781.

- [14] Freedman B., Butterfiel R.O. y Pryde E.H, J.Am. Oil Chemical Soc., 1986, Vol. 63, p.1375.
- [15] Uribe G.M., “Simulación de una planta piloto para la producción de biodiesel en el laboratorio de operaciones unitarias de la ESIQIE”, Instituto Politecnico Nacional, México, 2010.
- [16] Lotero E., Goodwin J.G., Bruce D., Suwannakarn K., Liu Y., Lopez D., The catalysis of biodiesel synthesis. Catalysis, Clemson University, USA, 2006, Vol.19, p.41-43.
- [17] Sonntag, N.O.V., Structure and composition of fats and oils. Bailey’s industrial oil and fat products, New York, 1979, editorial Swern, D. John Wiley and Sons, Vol. 1, Cuarta edición.
- [18] Shay E.G., Diesel fuel from vegetable oils: status and opportunities. Biomass and Bioenergy, 1993, Vol. 4, p. 227–242.
- [19] Ma F. y Hanna M. A., Biodiesel production: a review. Bioresource Technology, 1999, Vol.70, No.1,p. 1-15.
- [20] Nass L. L., Pereira P. A. A., y Ellis D., Biofuels in Brazil: An Overview. Crop Science,2007, Vol.47, No.6 , p. 2228-2237.
- [21] Ataya F., Dubé M.A., Ternan M., Acid-catalyzed transesterification of canola oil to biodiesel under single and two-phase reaction conditions. Energy Fuel, 2007, Vol. 21, p.2450–2459.
- [22] Canakci M., The potential of restaurant waste lipids as biodiesel feedstocks. Bioresource Technology, 2007, Vol.98, No.1, p. 183-190.
- [23] Dias J. M., Alvim-Ferraz M. C. M., y Almeida M. F., Comparison of the performance of different homogeneous alkali catalysts during transesterification of waste and virgin oils and evaluation of biodiesel quality. Fuel, 2008, Vol.87, No.1718, p. 3572–3578.
- [24] Ngo H.L., Zafiroopoulos N.A., Foglia T.A., Efficient two-step synthesis of biodiesel from greases. Energy Fuel, 2008, Vol. 22, p. 626–634.
- [25] Lebedevas S., Vaicekauskas A., Lebedeva G., Makareviciene V., Janulis P., Kazancev K., Use of waste fats of animal and vegetable origin for the

- production of biodiesel fuel: quality, motor properties, and emissions of harmful components. *Energy Fuel*, 2006, Vol. 20, p. 2274–2280.
- [26] Sendzikiene E., Makareviciene V., Janulis, P., Oxidation stability of biodiesel fuel produced from fatty wastes. *Pol. J. Environ. Stud*, 2005, Vol. 14, p. 335–339.
- [27] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Mixtures of vegetable oils and animal fat for biodiesel production: influence on product composition and quality. *Energy Fuel*, 2008, Vol. 22, p. 3889–3893.
- [28] Salvi B.L., Panwar N.L., Biodiesel resources and production technologies – a review. *Renew Sust Energy Rev*, 2012, Vol.16, p. 3680–3689.
- [29] Sharma Y.C., Singh B., y Upadhyay., Advancements in development and characterization of biodiesel: A review. *Fuel*, 2008, Vol.87, No.12, p. 2355-2373.
- [30] Canakci M. y Gerpen J. V., Biodiesel production from oils and fats with high free fatty acids. *Transactions of the ASAE*, 2001, Vol.44, No.6, p. 1429-1436.
- [31] Kiss A.A., Florin O., Dimian A.C., y Rothenberg G., The heterogeneous advantage: biodiesel by catalytic reactive distillation, *Topics in catalysis*, 2006, Vol. 40, p. 1-4.
- [32] Vyas A.P., Verma J.L., Subrahmanyam N., A review on FAME production processes. *Fuel*, 2010, Vol. 89, p. 1–9.
- [33] Encinar J.M., Sánchez N., Martínez G., García L., Study of biodiesel production from animal fats with high free fatty acid content. *Bioresour Technology*, 2011, Vol.102, p.10907–10914.
- [34] Kusdiana D., Saka S., Effects of water on biodiesel fuel production by supercritical methanol treatment. *Bioresour Technology*, 2004, Vol. 91, p.289–295.
- [35] Ma F., Clements L.D., Hanna M.A., The effects of catalyst, free fatty acids and water on transesterification of beef tallow. *Trans Am Soc Agric Eng*, 1998, Vol. 41, p. 1261–1264.

- [36] Liu K., Preparation of fatty acid methyl esters for gas-chromatographic analysis of lipids in biological materials. *J Am Oil Chem Soc*, 1994, Vol.71, p. 1179–1187.
- [37] Alptekin E., Canakci M., Optimization of pretreatment reaction for methyl ester production from chicken fat. *Fuel*, 2010, Vol. 89, p. 4035–4039.
- [38] Chung K.H., Kim J., Lee K.Y., Biodiesel production by transesterification of duck tallow with methanol on alkali catalysts. *Biomass Bioenergy*, 2009, Vol.33, P.155–158.
- [39] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Production of biodiesel from acid waste lard. *Bioresour Technol*, 2009, Vol. 100, p. 6355–6361.
- [40] Ivana B. Banković-Ilića, Ivan J. Stojkovićb, Olivera S. Stamenkovića, Vlada B. Veljkovic, Yung-Tse Hung, Waste animal fats as feedstocks for biodiesel production, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2014.
- [41] Panneerselvam S.I., Miranda L.R., Biodiesel production from mutton tallow. *Int J Renew Energy Res*, 2011, Vol.1, p. 45–49.
- [42] Math M.C., Kumar S.P., Chetty S.V., Optimization of biodiesel production from oils and fats with high free fatty acids. *Indian J Sci Technol*, 2010, Vol. 3, p.318– 321.
- [43] Sharma Y.C., Singh B., Korstad J., Latest developments on application of heterogeneous basic catalysts for an efficient and ecofriendly synthesis of biodiesel: a review. *Fuel*, 2011, Vol. 90, p.1309–1324.
- [44] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Díaz J.D.M., Polo M.S., Utrilla J.R., Selection of heterogeneous catalysts for biodiesel production from animal fat. *Fuel*, 2012, Vol. 94, p.418-425.
- [45] Semwal S., Arora A.K., Badoni R.P., Tuli D.K., Biodiesel production using heterogeneous catalysts. *Bioresour Technol*, 2011, Vol.102, p. 2151–2161.
- [46] Ngo H.L., Zafiroopoulos N.A., Foglia T.A., Samulski E.T., Lin W., Mesoporous silica supported diarylammonium catalysts for esterification of free fatty acids in greases. *J Am Oil Chem Soc*, 2010, Vol. 87, p. 445–452.

- [47] Reddy C.R.V., Oshel R., Verkade J.V., Room-temperature conversion of soybean oil and poultry fat to biodiesel catalyzed by nanocrystalline calcium oxides. *Energy Fuel*, 2006, Vol. 20,p.1310-1314.
- [48] Mutreja V., Singh S., Ali A., Biodiesel from mutton fat using KOH impregnated MgO as heterogeneous catalysts. *Renewable Energy*, 2011, Vol. 36, p. 2253–2258.
- [49] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Díaz J.D.M., Polo M.S., Utrilla J.R., Biodiesel production using calcium manganese oxide as catalyst and different raw materials. *Energy Convers Manag*, 2013, Vol. 65, p. 647–653.
- [50] Bianchi C.L., Boffito D.C., Pirola C., Ragaini V., Low temperature deacidification process of animal fat as a pre-step to biodiesel production. *Catal Lett*, 2010, Vol.134, p.179–183.
- [51] Okuhara T. , *Chem. Rev.*, 2002, Vol. 102, p. 3641.
- [52] Olabi A.G., The 3rd international conference on sustainable energy and environmental protection SEEP 2009 and guest editor’s introduction. *Energy*, 2010, Vol. 35, p. 4508-4509.
- [53] Bhimwal M.K., Gangotri K.M., A comparative study on the performance of photogalvanic cells with different photosensitizers for solar energy conversion and storage: D-Xylose-NaLS systems. *Energy*, 2011, Vol.36,p.1324-1331.
- [54] Olabi A.G., Developments in sustainable energy and environmental protection. *Energy*, 2012, Vol. 39, p.2–5.
- [55] Peng S., Hong H., Jin H., Wang Z., An integrated solar thermal power system using intercooled gas turbine and Kalina cycle. *Energy*, 2012, Vol. 44, p. 732–740.
- [56] Bornatico R., Pfeiffer M., Witzig A., Guzzella L., Optimal sizing of a solar thermal building installation using particle swarm optimization. *Energy*, 2012, Vol. 41, P. 31–37.
- [57] Beath Andrew C. Industrial energy usage in Australia and the potential for implementation of solar thermal heat and power. *Energy*, 2012, Vol.43, p. 261– 272.

- [58] Calise F., Ferruzzi G., Vanoli L., Transient simulation of polygeneration systems based on PEM fuel cells and solar heating and cooling technologies. *Energy*, 2012, Vol.41, p.18–30.
- [59] Ben Ezzine N., Garma R., Bellagi A., A numerical investigation of a diffusion-absorption refrigeration cycle based on R124-DMAC mixture for solar cooling. *Energy*, 2012, Vol. 35, p.1874–1883.
- [60] Calise F., Dentice d'Accadia M., Palombo A., Transient analysis and energy optimization of solar heating and cooling systems in various configurations. *Solar Energy*, 2010, Vol. 84, p. 432–449.
- [61] Hottel H., Woertz B., Performance of flat-plate solar-heat collectors. *Trans ASME, Am Soc Mech Eng, United States*, 1942, Vol. 64.
- [62] Garg H., Year round performance studies on a built-in storage type solar water heater at Jodhpur, India. *Solar Energy*, 1975, Vol.17, p.167–172.
- [63] Shitzer A, Kalmanoviz D, Zvirin Y, Grossman G. Experiments with a flat plate solar water heating system in thermosyphonic flow. *Solar Energy* 1979, Vol 22, p. 27–35.
- [64] Price H., Carpenter S., The potential for low-cost concentrating solar power systems. *Intersoc Energy Convers Eng Conf*, 1999, p.1–5.
- [65] Esen M., Thermal performance of a solar cooker integrated vacuum-tube collector with heat pipes containing different refrigerants. *Solar Energy*, 2004, Vol. 76, p.751–757.
- [66] Rabl A., Optical and thermal properties of compound parabolic concentrators. *Solar Energy*, 1976, Vol.18, p. 497–511.
- [67] Rabl A., O'Gallagher J., Winston R., Design and test of non-evacuated solar collectors with compound parabolic concentrators. *Solar Energy*, 1980, Vol. 25, p.335–351.
- [68] Zarza E., Aplicaciones Industriales de los colectores cilindro parabólicos. Informe interno R09/01EZ, Almería, España, Plataforma Solar de Almeria, 2001.

- [69] Zarza E., Generación directa de vapor con colectores solares cilíndrico parabólicos Proyecto Direct Solar Steam (DISS), Tesis doctoral, Ingeniería Energética y Mecánica de Fluidos, Plataforma Solar de Almería, 2003.
- [70] Kratka M., Uso de los sistemas fotovoltaicos en la selva, Universidad de Bohemia Occidental en Pilsen, Facultad de ingeniería eléctrica, 2007.

## Capítulo III. Metodología

La metodología empleada se describirá a lo largo de este capítulo. A continuación se muestran los pasos y herramientas empleadas para alcanzar los objetivos planteados. Se realizó una revisión bibliográfica de las diferentes materias primas empleadas para la producción de biodiésel y a partir de estas se investigaron los posibles métodos de producción y las condiciones óptimas de temperatura, relación molar alcohol: grasa/aceite, tipo de catalizador y porcentaje de catalizador necesario para llevar a cabo la conversión.

A partir de la revisión bibliográfica se observó que en general las materias primas base para la producción de biodiésel están divididas en cuatro grupos; aceites vegetales (consumibles y no consumibles), grasas animales, aceites de cocina usados y algas. Así como que la mayoría del biodiésel producido en el mundo es proveniente de aceites vegetales, así mismo en estudios recientes se han probado residuos aceites vegetales en la producción de biodiésel a nivel laboratorio.

### 3.1 Selección del tipo de materia prima

Existen pocos estudios sobre residuos grasos animales, por lo cual sería de gran interés realizar un análisis para la obtención de biodiésel a partir de estas materias primas alternativas, ya que son una materia prima ideal de bajo costo. A comparación del biodiésel obtenido de aceites vegetales, donde el aceite representa cerca del 85% de los costos de producción debido a su alto valor.

Diferentes grasas animales pueden ser utilizadas como materia prima para la producción de biodiésel. Entre estas se encuentra el sebo de res, de cordero, manteca de cerdo y grasa de pollo.

En el estado de Chiapas se tiene una alta producción anual de ganado porcino, el cual se encuentra en el segundo lugar después del bovino [1] y así mismo muchos establecimientos alimenticios utilizan manteca de cerdo para la preparación de alimentos. Por lo cual la manteca de cerdo se presenta como una materia prima prometedora para la producción de biodiésel y es así que esta fue seleccionada para la presente investigación.

### **3.2 Análisis de las diferentes metodologías para la producción de biodiesel**

Se realizó una revisión de los diferentes métodos empleados para la producción de biodiésel a partir de grasas animales empleando la reacción de transesterificación. Como se mencionó en los fundamentos teóricos cuando se tratan de grasas animales en algunos casos se necesitan de etapas previas a la transesterificación para reducir la cantidad de ácidos grasos libres. Se encontraron los siguientes métodos para la producción, de los cuales se seleccionaron solo 3 casos para su estudio.

1. Transesterificación básica: catálisis homogénea básica en una sola etapa.
2. Método convencional: catálisis homogénea en dos etapas, esterificación acida y transesterificación básica.
3. Catálisis heterogénea: transesterificación empleando catalizador heterogéneo.
4. Transesterificación con alcohol supercrítico: transesterificación sin pre tratamiento empleando metanol en rangos de temperatura de 320–350 °C, relaciones molares de metanol: grasa de 30:1- 60:1 y con presiones de 15 a 25 MPa [2].
5. Destilación reactiva: esterificación acida y transesterificación básica en una columna de destilación reactiva.

De los cuales debido a estudios anteriores presentados en artículos, las conversiones de grasa a biodiésel y las condiciones de operación reportadas solo se decidió realizar el estudio de los siguientes casos:

1. Método convencional
2. Catálisis heterogénea
3. Destilación reactiva

### 3.3 Selección de escalas de producción

Se seleccionaron 3 diferentes escalas de producción para cada metodología, con el fin de observar si el comportamiento energético y económico al ir aumentando de escala es el mismo. Las escalas seleccionadas fueron:

1. 36 l/h
2. 160 l/h
3. 360 l/h

### 3.4 Selección de herramientas para análisis de metodologías para la producción de biodiésel

Una herramienta muy utilizada en la industria para el diseño y optimización de procesos químicos es el software **Aspen Plus®**. **Aspen Plus®** es el software líder en el mercado empleado por las industrias bioquímicas, refinerías, y de especialidades, así como por la industria de polímeros. Es empleada para el diseño, operación y optimización de la seguridad y rentabilidad de las instalaciones de producción.

**Aspen Plus®** es un programa básicamente de simulación de procesos químicos, en el cual además de simulaciones de diagramas de flujo, se puede realizar:

1. Estimación de propiedades de compuestos,
2. Análisis de sensibilidad de variables de proceso,
3. Obtener especificaciones de diseño de proceso, y,
4. Síntesis y análisis de procesos químicos, entre otras tareas del diseño de procesos y equipos [3].

### **3.5 Selección del tipo de reactor a emplear en las simulaciones**

A pesar de que las plantas de producción continuas pueden alcanzar mayores conversiones de biodiesel y son menos costosas de operar por unidad, las plantas de producción discontinua (batch) son menos costosas de construir y pueden ser fácilmente adaptadas para cambiar de materia prima y condiciones de reacción. Esta flexibilidad es importante dado al interés de usar diversas materias primas para la producción de biodiésel [4].

Cuando no se cuenta con los valores cinéticos de reacción, la reacción es llevada a cabo en un reactor estequiométrico basado simplemente en la estequiometría de reacción. Por lo cual en esta investigación es el tipo de reactor que será empleado, ya que en la literatura no se encuentra ningún reporte de un análisis cinético para la producción de biodiésel a partir de manteca de cerdo.

### **3.6 Caso de estudio 1: Método convencional**

#### **3.6.1 Diagrama de flujo de simulación**

Empleando **Aspen Plus®** se realizó el diagrama de flujo de simulación del método tradicional, basado en las condiciones de operación mostradas en la Tabla V, en el

## Metodología

número de equipos y en las funciones de cada uno de los equipos presentados en la Tabla VI.

**Tabla V.** Condiciones de operación método convencional

| Condiciones de operación      | Método convencional [5]                             |
|-------------------------------|---|
| Grasa animal                  | Manteca de cerdo                                    |
| Alcohol                       | Metanol   |
| Catalizador                   | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /NaOH                |
| Numero de etapas              | 2   |
| Tipo de catalizador           | Homogéneo bajo condiciones acidas y básicas         |
| Relación molar alcohol: grasa | I. 6:1 II. 6:1                                      |
| % de catalizador              | I. 2% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub><br>II. 1% NaOH |
| Temperatura de reacción       | 65°C  |
| Tiempo de reacción            | I. 5 horas II. 1 hora                               |
| Presión                       | 1 atm   |

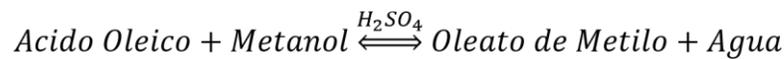
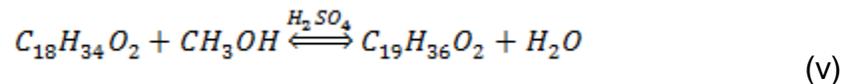
**Tabla VI.** Número de equipos empleados en el método convencional

| Equipos                 | Número de equipos | Función   |
|-------------------------|-------------------|---|
| Bombas                  | 2                 | Bombear los reactivos desde los tanques hacia los intercambiadores de calor   |
| Reactor                 | 3                 | Llevar a cabo las reacciones de esterificación, transesterificación y neutralización  |
| Columna de destilación  | 2                 | La primera columna es empleada para evaporar, condensar y recuperar el metanol que se encuentra en la corriente de producto y la segunda para purificar la glicerina. |
| Intercambiador de calor | 3                 | Calentar los reactivos hasta la temperatura idónea para llevar a cabo la reacción   |
| Columna de extracción   | 1                 | Lavar y purificar el biodiésel  |
| Decantador              | 1                 | Separar las fases de biodiésel y glicerina  |
| Mezclador               | 3                 | Mezclar el metanol con el ácido sulfúrico, mezclar el metanol con el hidróxido de sodio y mezclar el metanol con la corriente de metanol recirculado                  |
| Separador               | 1                 | Dividir la corriente de metanol hacia cada reactor  |
| <b>Total</b>            | <b>16</b>         |   |

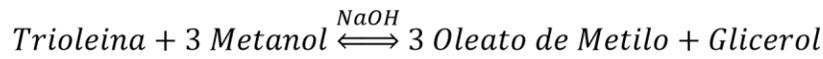
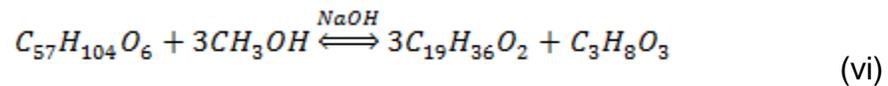
### 3.6.2 Reacciones químicas

Se especificó en cada reactor la reacción llevada a cabo, representando a la manteca de cerdo como una mezcla de trioleína (triglicérido) y ácido oleico (porcentaje de ácidos grasos libres).

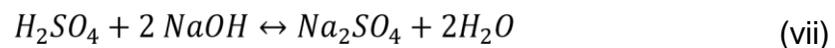
#### 1. Esterificación



#### 2. Transesterificación



#### 3. Neutralización de catalizadores



### 3.6.3 Análisis energético

Con el diagrama de flujo realizado se prosiguió al cálculo de la energía y temperaturas necesarias en cada etapa del proceso. Este cálculo fue realizado empleando la herramienta **Activated Energy Analysis** que se encuentra dentro de **Aspen Plus® V8**, la cual permite a los usuarios evaluar rápidamente el ahorro energético que se puede realizar e identificar los posibles cambios al diagrama de flujo para reducir la energía del proceso [3].

Se evaluaron los procesos de calentamiento y enfriamiento necesarios en el proceso (agua de enfriamiento, vapor de calentamiento y electricidad). Con esta

herramienta se obtuvieron las temperaturas de operación y de reacción en cada equipo, así como la energía que se requiere añadir o sustraer en cada etapa.

### 3.7 Caso de estudio 2: Catálisis heterogénea

#### 3.7.1 Diagrama de flujo de simulación

Empleando **Aspen Plus®** se realizó el diagrama de flujo de simulación del método para la producción de biodiesel empleando catalizadores heterogéneos, basado en las condiciones de operación mostradas en la Tabla VII.

*Tabla VII. Condiciones de operación catálisis heterogénea*

| Condiciones de operación      | Catálisis heterogénea [6]            |
|-------------------------------|--------------------------------------|
| Grasa animal                  | Manteca de cerdo                     |
| Alcohol                       | Metanol                              |
| Catalizador                   | Oxido de Calcio CaO                  |
| Numero de etapas              | 1                                    |
| Tipo de catalizador           | Heterogéneo bajo condiciones básicas |
| Relación molar alcohol: grasa | 18:1                                 |
| % de catalizador              | 3%                                   |
| Temperatura de reacción       | 60°C                                 |
| Tiempo de reacción            | 4 horas                              |
| Presión                       | 1 atm                                |

Así mismo se emplearon el número de equipos y las funciones de cada uno de los equipos presentados en la Tabla VIII:

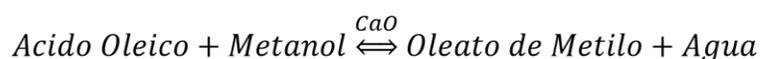
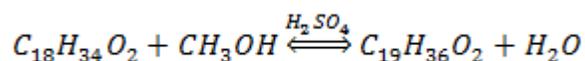
**Tabla VIII.** Número de equipos empleados en la producción de biodiésel por catálisis heterogénea

| Equipos                 | Número de equipos | Función  |
|-------------------------|-------------------|--|
| Bombas                  | 2                 | Bombear los reactivos desde los tanques hacia los intercambiadores de calor  |
| Reactor                 | 1                 | Llevar a cabo las reacción de esterificación y transesterificación simultáneamente   |
| Columna de destilación  | 2                 | La primera columna es empleada para evaporar, condensar y recuperar el metanol que se encuentra en la corriente de producto y la segunda para purificar de la glicerina. |
| Intercambiador de calor | 2                 | Calentar los reactivos hasta la temperatura idónea para llevar a cabo la reacción  |
| Columna de extracción   | 1                 | Lavar y purificar el biodiésel   |
| Decantador              | 1                 | Separar las fases de biodiésel y glicerina   |
| Filtro                  | 1                 | Separar el catalizador para su reutilización   |
| Mezclador               | 1                 | Mezclar el metanol con la corriente de metanol recirculado   |
| <b>Total</b>            | <b>11</b>         |  |

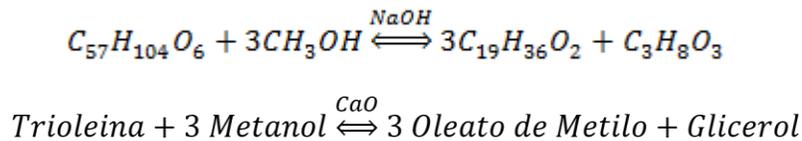
### 3.7.2 Reacciones químicas

Se especificó en el reactor la reacciones llevadas a cabo, representando a la manteca de cerdo como una mezcla de trioleína (triglicérido) y ácido oleico (porcentaje de ácidos grasos libres). Con el uso de catalizadores heterogéneos las reacciones de esterificación (v) y transesterificación (vi) se llevan a cabo simultáneamente en el mismo reactor. A continuación se mencionan nuevamente las reacciones empleadas:

#### 1. Esterificación



### 2. Transesterificación



### 3.7.3 Análisis energético

Con el diagrama de flujo realizado se prosiguió al cálculo de la energía y temperaturas necesarias en cada etapa del proceso. Este cálculo fue realizado empleando la herramienta **Activated Energy Analysis** que se encuentra dentro de **Aspen Plus® V8**, la cual permite a los usuarios evaluar rápidamente el ahorro energético que se puede realizar e identifica los posibles cambios al diagrama de flujo para reducir la energía del proceso [3].

Se evaluaron los procesos de calentamiento y enfriamiento necesarios en el proceso (agua de enfriamiento, vapor de calentamiento y electricidad). Con esta herramienta se obtuvieron las temperaturas de operación y de reacción en cada equipo, así como la energía que se requiere añadir o sustraer en cada etapa.

## 3.8 Caso de estudio 3: Destilación reactiva

### 3.8.1 Diagrama de flujo de simulación

Empleando **Aspen Plus®** se realizó el diagrama de flujo de simulación del método de producción de biodiésel por destilación reactiva, basado en las condiciones de operación mostradas en la Tabla IX, número de equipos y en las funciones de cada uno de los equipos presentados en la Tabla X. Es importante señalar que al tratarse de una destilación reactiva, el reactor de transesterificación es sustituido por una columna donde se lleva a cabo simultáneamente la reacción y la separación del solvente, en este caso el metanol.

**Tabla IX.** Condiciones de operación para la producción de biodiésel por destilación reactiva

| Condiciones de operación      | Destilación reactiva                                |
|-------------------------------|---|
| Grasa animal                  | Manteca de cerdo                                    |
| Alcohol                       | Metanol   |
| Catalizador                   | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /NaOH                |
| Numero de etapas              | 2   |
| Tipo de catalizador           | Homogéneo bajo condiciones acidas y básicas         |
| Relación molar alcohol: grasa | I. 6:1 II. 4:1                                      |
| % de catalizador              | I. 2% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub><br>II. 1% NaOH |
| Temperatura de reacción       | 65°C  |
| Tiempo de reacción            | I. 5 horas II. 5 min                                |
| Presión                       | 1 atm   |

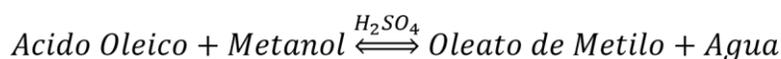
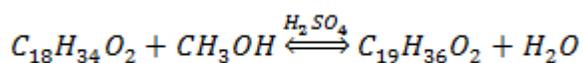
**Tabla X.** Número de equipos empleados en la producción de biodiésel por destilación reactiva

| Equipos                         | Número de equipos | Función   |
|---------------------------------|-------------------|---|
| Bombas                          | 2                 | Bombear los reactivos desde los tanques hacia los intercambiadores de calor   |
| Reactor                         | 2                 | Llevar a cabo las reacciones de esterificación y neutralización   |
| Columna de destilación          | 1                 | La columna es empleada para purificar la glicerina.   |
| Columna de destilación reactiva | 1                 | En esta columna se lleva a cabo simultáneamente la reacción de transesterificación y evaporación, condensación y recuperación del metanol que se encuentra en la corriente de producto. |
| Intercambiador de calor         | 2                 | Calentar los reactivos hasta la temperatura idónea para llevar a cabo la reacción   |
| Columna de extracción           | 1                 | Lavar y purificar el biodiésel  |
| Mezclador                       | 3                 | Mezclar el metanol con el ácido sulfúrico, mezclar el metanol con el hidróxido de sodio y mezclar el metanol con la corriente de metanol Recirculado                                    |
| Separador                       | 1                 | Dividir la corriente de metanol hacia cada reactor  |
| <b>Total</b>                    | <b>13</b>         |   |

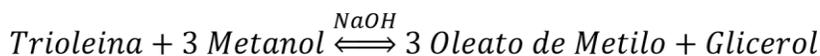
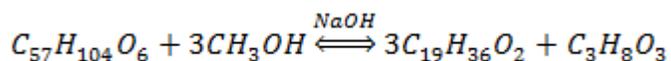
### 3.8.2 Reacciones químicas

Se especificó en cada reactor la reacción llevada a cabo (v, vii) y en la columna de destilación reactiva se especificó tanto la reacción (vi) como las etapas de la columna donde sucede la reacción. Se representó a la manteca de cerdo como una mezcla de trioleína (triglicérido) y ácido oleico (porcentaje de ácidos grasos libres). A continuación se presentan nuevamente las reacciones empleadas.

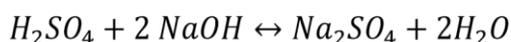
#### 1. Esterificación



#### 2. Transesterificación



#### 3. Neutralización de catalizadores



### 3.8.3 Análisis energético

Con el diagrama de flujo realizado se prosiguió al cálculo de la energía y temperaturas necesarias en cada etapa del proceso. Este cálculo fue realizado empleando la herramienta **Activated Energy Analysis** que se encuentra dentro de **Aspen Plus® V8**, la cual permite a los usuarios evaluar rápidamente el ahorro energético que se puede realizar e identifica los posibles cambios al diagrama de flujo para reducir la energía del proceso [3]. Se evalúan los procesos de calentamiento y enfriamiento necesarios en el proceso (agua de enfriamiento, vapor de calentamiento y electricidad). Con esta herramienta se obtuvieron las

temperaturas de operación y de reacción en cada equipo, así como la energía que se requiere añadir o sustraer en cada etapa.

### 3.9 Evaluación económica

A partir de los casos especificados se continuo con el análisis económico de cada uno, con la finalidad de realizar una comparación entre cada caso. Se empleó la herramienta **Aspen Economic Evaluation**, la cual integra rigurosos modelos de procesos combinados con evaluaciones económicas comprensivas y detalladas usadas en la industria. **Aspen Economic Evaluation** está integrada por el **Icarus Evaluation Engine V8**, la cual se basa en la tecnología de modelado matemático que se ha desarrollado, perfeccionado y utilizado desde que Icarus Corporation fue fundada en el año 1969. Aspen Technology compró Icarus Corporation en 2000 [3]. Dentro de los sistemas de Icarus se encuentran modelos de diseño y de costos para:

- Más de 250 tipos de equipos de proceso y manejo para líquidos, gases y sólidos.
- Más de 60 tipos de artículos a granel para las plantas de producción.
- Aproximadamente 70 tipos de elementos para preparación del terreno.
- Casi una docena de tipos de edificios.

Contiene modelos de instalación, utilizados para evaluar instalaciones, mano de obra y costos de instalación de equipos y plantas a granel, los cuales emplean un "Banco" de modelos de diseño y costos. Para apoyar estos modelos de diseño y costos, los sistemas de Icarus contienen procedimientos de diseño y datos de costes para cientos de tipos de materiales de construcción de equipos de proceso en general, chaquetas de tanques y el funcionamiento interno de los mismos, tubería, piezas de fundición, forros, embalaje, placas revestidas, acero y accesorios eléctricos [3].

Los costos considerados en la evaluación fueron:

1. Costo capital o también conocido como costo total de equipo instalado, el cual integra el costo del equipo, instrumentación, tuberías, instalaciones y materiales necesarios para la instalación de cada equipo.
2. Costo de utilidades, este se refiere al costo de vapor de calentamiento, agua de enfriamiento y electricidad empleados durante todo el proceso.
3. Costo de materia prima, el cual es la suma del precio de los catalizadores, solventes y grasas utilizadas en el proceso.
4. Costo total del proceso, es la suma de los costos calculados anteriormente.

### **3.10 Comparación energética y económica de los casos propuestos**

En esta parte de la metodología, con el fin de realizar la comparación económica y energética de los métodos propuestos se siguieron los siguientes pasos:

- a) Se realizaron gráficos para relacionar el calor y la temperatura necesarios en las etapas de reacción, separación y purificación.
- b) Se realizó una comparación entre los tres casos con respecto a la cantidad total de enfriamiento y calentamiento necesario en cada caso de estudio.
- c) Se realizaron gráficos comparando los tres casos de estudio en función de los costos capitales, costos de utilidades, costos de materia prima y finalmente costo total de cada proceso.

Con los resultados obtenidos a partir de las comparaciones se seleccionó solamente uno de los casos de estudio para continuar con la experimentación y el análisis energético y económico a base de fuentes de energía renovable.

### 3.11 Experimentación a nivel laboratorio del caso de estudio seleccionado

1. Se emplearon las mismas condiciones de operación con las que se realizó la simulación de Aspen Plus y se trabajó en el rango de temperaturas de operación arrojadas por el simulador.
2. Los reactivos empleados fueron los siguientes, y se pueden observar en la figura 3.1:
  - Hidróxido de sodio 8.85 g
  - Metanol 121 ml en cada etapa (esterificación y transesterificación)
  - Ácido sulfúrico 9.62 ml
  - Manteca de cerdo 0.93 lt



*Figura 3.1* Reactivos empleados en la producción de biodiésel

3. Se realizó la producción de biodiésel en dos tipos de reactores.
  - a) **Reactor químico de fase líquida:** Este reactor tiene una capacidad de 3 litros (figura 3.2). El calentamiento se da por medio de un serpentín por el cual pasa agua caliente y cuenta con un agitador en el cual se pueden regular las rpm.

Procedimiento: Al inicio del proceso se introdujeron al reactor los reactivos necesarios para la esterificación, se llevó a las condiciones de presión y temperatura requeridas, y se dejó reaccionar por un tiempo preestablecido con una agitación continua, luego se descargaron los productos de la reacción y los reactantes no convertidos. Se volvió a cargar con los productos de la etapa anterior, más el solvente y el catalizador necesarios para la transesterificación. La agitación empleada en la primera etapa fue de 200 rpm y en la segunda etapa de 500 rpm.



*Figura 3.2 Reactor químico de fase líquida.*

- b) **Reactor a presión:** Este reactor tiene una capacidad de 2 litros y trabaja en un rango de 1-20 atm (figura 3.3). Se trata de un tubo de presión, o un tubo sellado, donde se puede llevar a cabo una reacción a presión, la cual puede ser causada por la misma reacción o por una fuente externa. Cuenta con una chaqueta o camisa de calentamiento y un serpentín por el cual pasa vapor para el calentamiento o para mantener la temperatura a la cual se llevan las reacciones. Además de un agitador de turbina de 6 aspas con un motor que permite seleccionar las rpm.

Procedimiento: Se introdujeron los reactivos en el reactor necesarios para la esterificación, se llevó a las condiciones de presión y temperatura requeridas, y se dejó reaccionar por un tiempo preestablecido con una agitación continua, luego se descargaron los productos de la reacción y los reactantes no convertidos. Se volvió a cargar con los productos de la etapa anterior, más el solvente y el catalizador necesarios para la transesterificación. La agitación empleada en la primera etapa fue de 200 rpm y en la segunda etapa de 500 rpm, el reactor empleado se muestra en la figura 3.3.



*Figura 3.3 Reactor a presión*

### **3.12 Simulación del suministro energético basado en sistemas de energía solar**

Con respecto al método de producción de biodiésel seleccionado y los resultados experimentales, se continuó con la simulación de los sistemas de energía solar necesarios para el suministro de la energía requerida en el proceso.

### 3.12.1 Diagrama de flujo de simulación

Para llevar a cabo la simulación se empleó el software **TRNSYS®**, el cual es un entorno completo y extensible para la simulación transitoria de sistemas, incluyendo edificios multizona. Es usado por ingenieros e investigadores alrededor del mundo para validar nuevos conceptos de energía, desde simples sistemas domésticos de calentamiento de agua hasta el diseño y simulación de edificios y equipos, incluyendo estrategias de control, comportamiento de los ocupantes y sistemas de energía alternativa (eólica, solar, fotovoltaica, sistemas de hidrogeno, y cogeneración) [7].

Se generó un diagrama de flujo de simulación compuesto por los mismos equipos empleados en las simulaciones en **Aspen Plus®** y se diseñaron y simularon colectores cilíndricos parabólicos lineales para el suministro del vapor de calentamiento, así como tanques de almacenamiento para el agua de enfriamiento y paneles fotovoltaicos para suministrar la energía eléctrica requerida por agitadores y elementos auxiliares de calentamiento (resistencias).

### 3.12.2 Evaluación económica del proceso de producción de biodiesel empleando energías renovables (solar)

En función de los sistemas de energía solar y de los flujos de vapor, agua de enfriamiento y consumo de la carga conectada a los paneles fotovoltaicos se llevó a cabo la evaluación económica del proceso para la producción de biodiesel empleando energía renovable.

## 3.13 Comparación económica: Entre un proceso de producción de biodiesel a base de combustibles fósiles y uno a base de fuentes de energía renovable

Se realizó la comparación tomando en cuenta los siguientes aspectos:

1. Costo Total del proceso
2. Costo del biodiesel obtenido

### 3.14 Conclusión

A partir de la revisión bibliográfica se pudieron encontrar los métodos y condiciones de operación óptimas para llevar a cabo la producción de biodiesel. Y con esto se desarrolló una metodología para analizar los diferentes escenarios encontrados y así crear una comparación entre estos para finalmente seleccionar el mejor y continuar con las simulaciones del sistema energético. Lo cual nos dará una visión de la factibilidad y viabilidad de la sustitución de las fuentes de energía provenientes de combustibles fósiles por fuentes de energía renovable. En caso contrario, permitirá a los investigadores mostrar que este camino no es adecuado.

## Referencias

- [1] [http://www.fec-chiapas.com.mx/sistema/biblioteca\\_digital/produccion-pecuaria-chiapas-abr-2015.pdf](http://www.fec-chiapas.com.mx/sistema/biblioteca_digital/produccion-pecuaria-chiapas-abr-2015.pdf)
- [2] Shin H.Y., Lee S.H., Ryu J.H., Bae S.Y., Biodiesel production from waste lard using supercritical methanol. *The Journal of supercritical fluids*, 2012, Vol. 61, p.134-138.
- [3] [www.aspentech.com](http://www.aspentech.com)
- [4] Anderson D., Masterson D., McDonald B., Sullivan L., Renewable energy management international palm oil conference, Putrajaya, Malaysia, 2013.
- [5] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Production of biodiesel from acid waste lard. *Bioresour Technol*, 2009, Vol. 100, p. 6355–6361.
- [6] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Díaz J.D.M., Polo M.S., Utrilla J.R., Biodiesel production using calcium manganese oxide as catalyst and different raw materials. *Energy Convers Manag*, 2013, Vol. 65, p. 647–653.
- [7] <http://www.engineeredyou.com/2012/06/10/trnsys-17/>

## Capítulo IV. Resultados y análisis

En el presente capítulo se reportan los resultados obtenidos durante la realización de este proyecto, basándonos en la metodología propuesta en el capítulo anterior. Primero se realizó un análisis de las diferentes metodologías para la producción de biodiesel y en base a los métodos propuestos se seleccionaron 3, con los que se continuó con el desarrollo de los diagramas de flujo en el simulador Aspen Plus®, esto con la finalidad de realizar una comparación energética y económica entre los tres métodos óptimos. En base a la información obtenida se seleccionó el mejor método de los tres, en cuanto a costo y gasto energético. Con el método seleccionado se prosiguió a la simulación del mismo en TRNSYS®, donde se sustituyó la fuente de energía a partir de combustibles fósiles por concentradores lineales parabólicos y paneles fotovoltaicos. En esta sección se presentan las características y el dimensionado de los sistemas solares empleados en la simulación. Finalmente se presenta una comparación energética y económica entre el proceso a base de combustibles fósiles y el proceso a base de energía solar.

### 4.1 Análisis de las diferentes metodologías para la producción de biodiesel

Se realizó una revisión bibliográfica con la finalidad de recabar los diferentes métodos que se emplean para la producción de biodiesel a partir de grasas animales y las condiciones de operación necesarias para llevar a cabo la reacción de transesterificación y así mismo lograr la conversión de la materia prima a biodiesel. En la Tabla XI se muestra en resumen los cinco métodos para la producción de biodiesel y las condiciones de operación necesarias para cada caso. De los cuales se seleccionaron solo los métodos que se ajustan mejor a la producción de biodiesel a partir de grasas animales.

**Tabla XI.** Metodologías para la producción de biodiesel y condiciones de operación

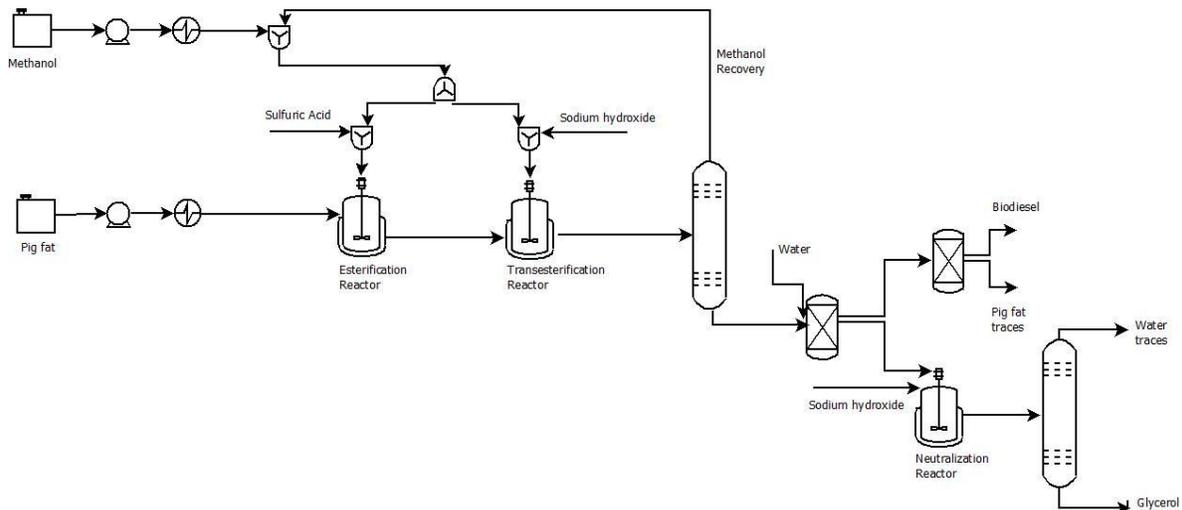
|                                       | <b>Transesterificación alcalina [1]</b> | <b>Método convencional [2]</b>                      | <b>Catálisis heterogénea [3]</b>     | <b>Alcohol supercrítico [4]</b> | <b>Destilación reactiva</b>                         |
|---------------------------------------|---|---|--------------------------------------|---------------------------------|---|
| <b>Alcohol</b>                        | Metanol                                 | Metanol   | Metanol                              | Metanol                         | Metanol   |
| <b>Catalizador</b>                    | KOH                                     | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> / NaOH               | Oxido de calcio                      | /                               | H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /NaOH                |
| <b>Número de etapas</b>               | 1                                       | 2   | 1                                    | 1                               | 2   |
| <b>Tipo de catalizador</b>            | Homogénea bajo condiciones básicas      | Homogénea bajo condiciones acidas y básicas         | Heterogénea bajo condiciones básicas | /                               | Homogénea bajo condiciones acidas y básicas         |
| <b>Relación molar: alcohol: grasa</b> | 7.5:1                                   | I. 6:1 II. 6:1                                      | 18:1                                 | 45:1                            | I. 6:1 II. 4:1                                      |
| <b>% de catalizador</b>               | 1.26%                                   | I. 2% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub><br>II. 1% NaOH | 3%                                   | /                               | I. 2% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub><br>II. 1% NaOH |
| <b>Temperatura de reacción</b>        | 65°C                                    | 65°C  | 60°C                                 | 335°C                           | 65°C  |
| <b>Tiempo</b>                         | 0.33 hora                               | I. 5 horas II. 1 hora                               | 4 horas                              | 15 min                          | I. 5 horas II. 5 min                                |
| <b>Presión</b>                        | 1 atm                                   | 1 atm   | 1 atm                                | 20 MPa                          | 1 atm   |

De los métodos mencionados anteriormente se seleccionaron solo 3, los cuales son: método convencional, producción de biodiesel por catálisis heterogénea y producción de biodiesel por destilación reactiva. Esto se decidió ya que como se mencionó en el marco teórico, cuando se trata de biodiesel a partir de grasas animales se requiere de un pretratamiento para eliminar residuos y reducir el contenido de ácidos grasos libres, por lo cual la transesterificación alcalina no es una opción pues solo emplea la reacción de transesterificación con un catalizador homogéneo básico faltándonos el pretratamiento ácido que nos permita cumplir con el objetivo de la reducción de ácidos grasos libres. El segundo caso que no fue seleccionado fue el de producción de biodiesel con alcohol supercrítico, ya que

se requieren grandes cantidades de metanol a temperaturas y presiones elevadas, lo que lo convierte en un método costoso.

## 4.2 Diagramas de flujo de simulación de las metodologías propuestas

A partir de los métodos seleccionados y sus condiciones de operación se continuó con la simulación de cada uno en Aspen Plus. A continuación se presentan los diagramas de flujo desarrollados y empleados para el análisis energético y económico.



**Figura 4.1** Diagrama de flujo del método convencional: esterificación ácida y transesterificación básica.

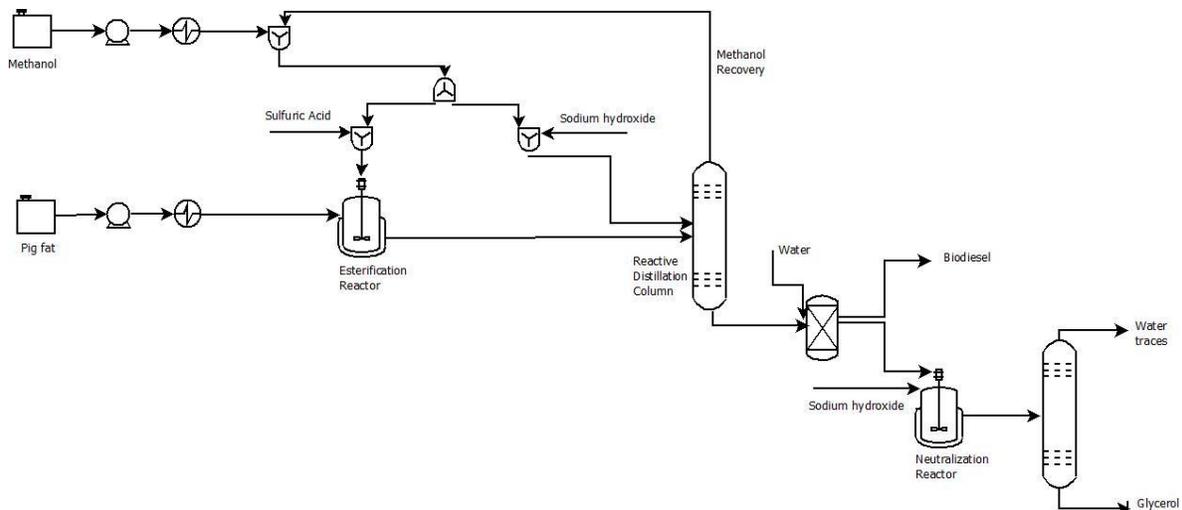
En la figura 4.1 se presenta el diagrama de flujo del Método Convencional, aquí podemos observar que se cuenta con 2 tanques de almacenamiento, uno que contiene el metanol y el otro la grasa de cerdo (trioleína + ácido oleico). Los flujos provenientes de los tanques son alimentados a intercambiadores de calor hasta alcanzar una temperatura de 60°C y continúan al reactor de esterificación, donde se mezclan la grasa de cerdo con el metanol y el catalizador ácido (ácido sulfúrico), en esta etapa se debe alcanzar una temperatura de 65°C para que se

lleve a cabo la conversión a oleato de metilo y agua. Los productos obtenidos son llevados hasta el reactor de transesterificación donde se mezcla con el catalizador básico (hidróxido de sodio) y un exceso de metanol, en esta etapa se alcanza una temperatura de 75°C, ya que se trata de una reacción exotérmica.

El producto obtenido en esta etapa pasa por una columna de destilación donde se lleva a cabo la recuperación del metanol que será recirculado y empleado en etapas previas. Por el fondo de la columna se tiene un flujo de oleato de metilo (biodiesel) y glicerina con trazas de agua y catalizador. Esta corriente se alimenta a una columna de extracción donde es lavada con un flujo de agua para eliminar del biodiesel los compuestos solubles en agua y además realizar la separación de los productos. Por el destilado se obtiene el biodiesel con trazas de trioleína que no logró convertirse y por el fondo la glicerina con trazas de agua y catalizadores.

Finalmente se presentan las etapas de purificación de biodiesel y glicerina. En el caso del biodiesel se emplea una columna de extracción, obteniendo en el destilado el biodiesel y en el fondo los residuos de trioleína. En cuanto a la purificación de la glicerina primero se emplea un reactor de neutralización, que como su nombre lo dice en este se llevó a cabo la neutralización de catalizadores con un exceso de hidróxido de sodio y se continuó con una columna de destilación, donde se obtiene agua por el destilado y glicerina por el fondo.

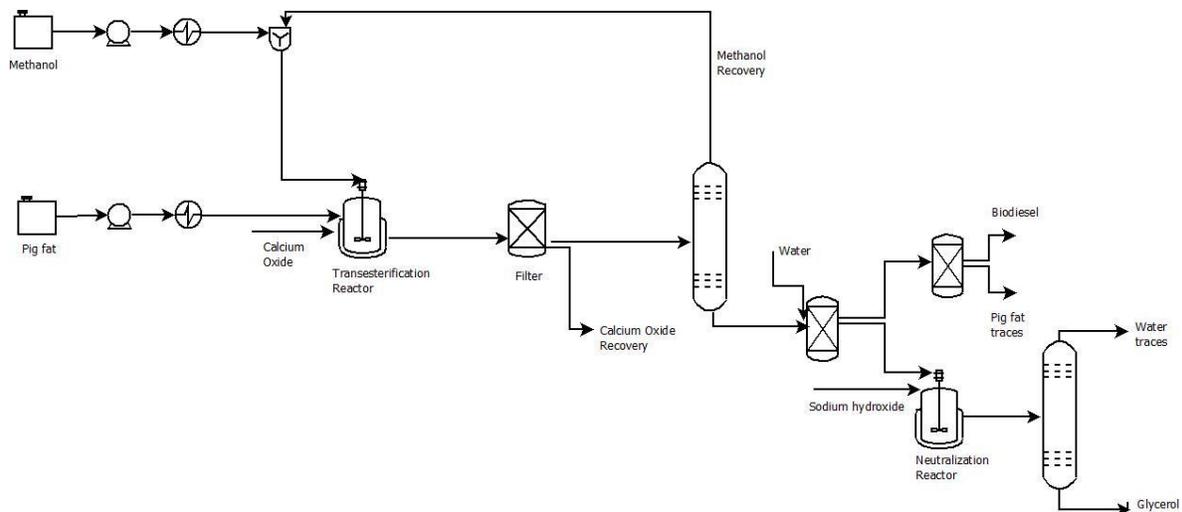
El segundo método que se analizó fue la producción de biodiesel por destilación reactiva. En la figura 4.2 se puede observar que este método sólo difiere del anterior en la etapa de transesterificación, en este caso el reactor donde se lleva a cabo la reacción de transesterificación y la columna de destilación para la recuperación de metanol, se unen en un solo equipo. Por lo tanto la etapa de reacción como de separación suceden simultáneamente. El diagrama de flujo de este método se presenta a continuación:



**Figura 4.2** Diagrama de flujo para la producción de biodiesel por destilación reactiva

En la figura 4.2 se puede observar que este método solo difiere del anterior en la etapa de transesterificación, en este caso el reactor y la columna de destilación para la recuperación de metanol, se unen en un solo equipo. Por lo tanto las dos etapas suceden simultáneamente.

Por último se analizó la producción de biodiesel por catálisis heterogénea, su diagrama de flujo se muestra a continuación:



**Figura 4.3** Diagrama de flujo para la producción de biodiesel con catálisis heterogénea.

En la figura 4.3 se muestra el diagrama de flujo para la producción de biodiesel por catálisis heterogénea. A diferencia de las 2 metodologías mencionadas anteriormente, en este método no se necesita de un reactor de esterificación, ya que el catalizador heterogéneo realiza la reacción de esterificación y transesterificación simultáneamente. Dado que se trata de un catalizador sólido, este puede ser recuperado por filtración y reutilizado en la etapa de transesterificación. Evitando así la neutralización posterior.

### 4.3 Análisis energético de metodologías propuestas

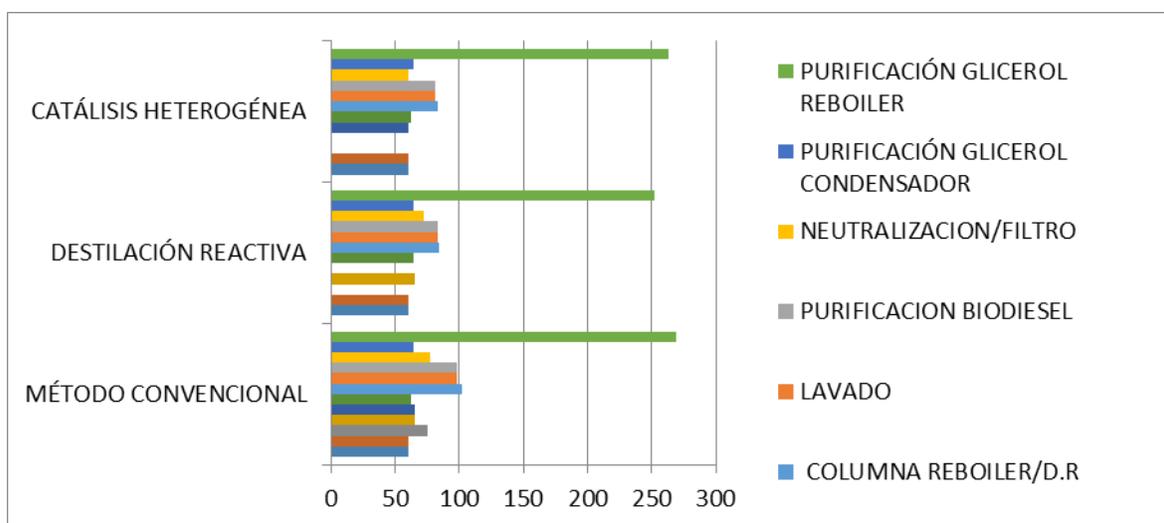
Con los diagrama de flujo realizados se prosiguió al cálculo de la energía y temperaturas necesarias en cada etapa del proceso. Este cálculo fue realizado empleando la herramienta **Activated Energy Analysis** que se encuentra dentro de **Aspen Plus® V8**.

#### 4.3.1 Intervalos de temperatura del proceso

En esta sección se presentan las temperaturas que se deben alcanzar en cada uno de los equipos que forman parte del proceso de producción de biodiésel, para que se lleven a cabo las reacciones y separaciones. En la Tabla XII y la figura 4.4 se muestran las temperaturas de operación necesarias en cada etapa para la producción de biodiesel, se puede observar que no existe una gran diferencia entre los rangos de un método y otro. También se puede observar que en el método convencional se requiere aumentar más la temperatura en la etapa de recuperación de metanol y en la de purificación de la glicerina en comparación con los otros métodos, lo cual se debe a que la corriente presenta más cantidad de metanol en comparación a la destilación reactiva y se encuentran presentes otros compuestos (agua, catalizadores). Así mismo a pesar de que en la etapa de purificación de la glicerina se requiere de altas temperaturas, estas nunca alcanzan los 290°C, la cual es la temperatura de ebullición de la glicerina. Permitiendo la purificación de los productos sin descomponerlos.

**Tabla XII.** Intervalos de temperaturas necesarias en cada etapa del proceso [°C]

| Equipo                                 | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|--|---------------------|----------------------|-----------------------|
| I.C. Metanol                           | 60                  | 60                   | 60                    |
| I.C. Grasa                             | 60                  | 60                   | 60                    |
| I.C. Producto                          | 75                  | /                    | /                     |
| Reactor esterificación                 | 65                  | 65                   | /                     |
| Reactor transesterificación            | 65                  | /                    | 60                    |
| Columna condensador/ D.R               | 61.88               | 64.57                | 61.88                 |
| Columna reboiler /D.R                  | 101.87              | 84.48                | 83.49                 |
| Lavado                                 | 98.53               | 83.07                | 81.38                 |
| Purificación biodiesel                 | 98.53               | 83.07                | 81.38                 |
| Neutralización/<br>Filtro              | 77.18               | 72.23                | 60                    |
| Purificación glicerol<br>(Condensador) | 64.33               | 64.35                | 64.34                 |
| Purificación glicerol<br>(Reboiler)    | 269.24              | 252.49               | 262.64                |

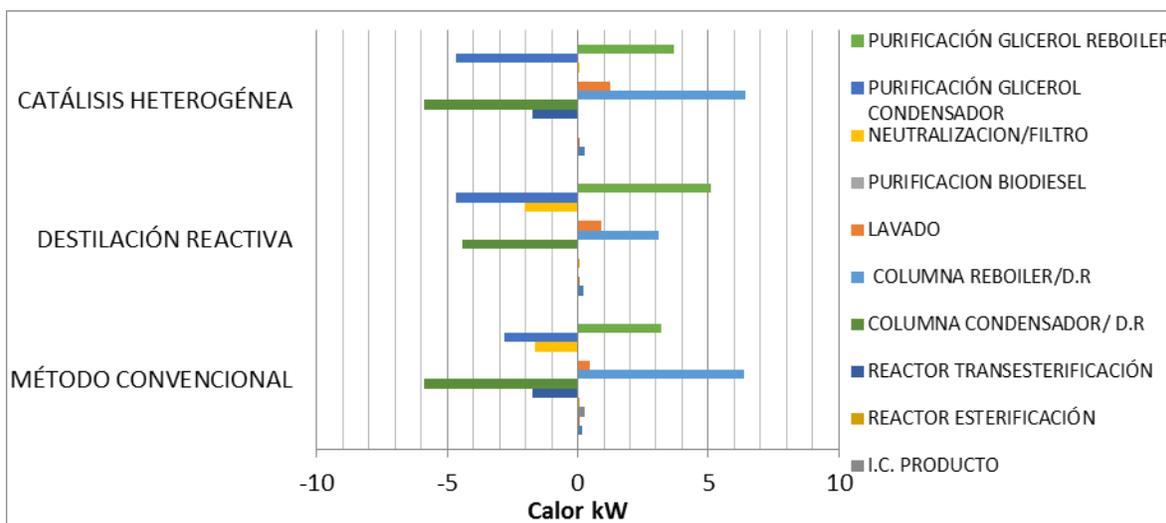


**Figura 4.4** Intervalos de Temperaturas necesarias en cada etapa del proceso

### 4.3.2 Calentamiento y enfriamiento necesarios en el proceso

**Tabla XIII.** Cantidad de energía requerida para el calentamiento y enfriamiento de cada etapa del proceso (kW)

| Equipo                                 | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|--|---------------------|----------------------|-----------------------|
| I.C. Metanol                           | 0.16                | 0.24                 | 0.25                  |
| I.C. Grasa                             | 0.02                | 0.02                 | 0.02                  |
| I.C. Producto                          | 0.26                | 0                    | 0                     |
| Reactor esterificación                 | 0.07                | 0.07                 | 0                     |
| Reactor transesterificación            | -1.73               | 0                    | -1.74                 |
| Columna condensador/ D.R               | -5.89               | -4.44                | -5.89                 |
| Columna reboiler /D.R                  | 6.37                | 3.1                  | 6.44                  |
| Lavado                                 | 0.48                | 0.92                 | 1.23                  |
| Purificación biodiesel                 | 0                   | 0                    | 0                     |
| Neutralización/<br>Filtro              | -1.62               | -2.01                | 0.0007                |
| Purificación glicerol<br>(Condensador) | -2.82               | -4.65                | -4.66                 |
| Purificación glicerol<br>(Reboiler)    | 3.19                | 5.09                 | 3.7                   |



**Figura 4.5** Cantidad de energía requerida para el calentamiento y enfriamiento de cada etapa del proceso (kW)

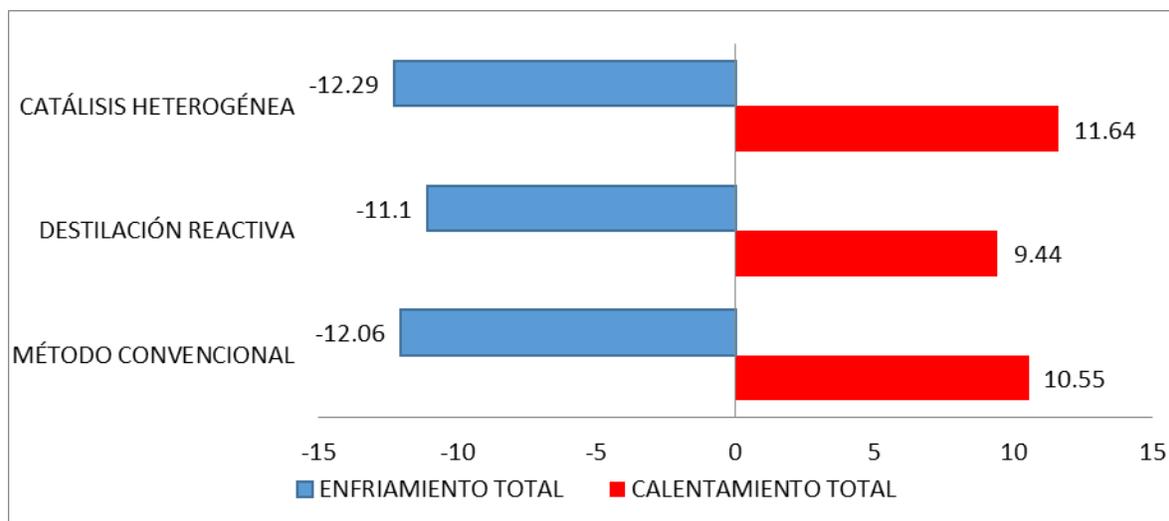
En la Tabla XIII y la figura 4.5 se muestra que la cantidad de calentamiento y

enfriamiento que requiere el método convencional y el método con catálisis heterogénea son mayores en comparación con la destilación reactiva. Esto se debe a la necesidad de aumentar la temperatura de la corriente para lograr la purificación y separación de los productos. Las temperaturas deben ser mayores, ya que en estos dos procesos se presentan mayores cantidades de metanol que se debe recuperar y por lo tanto más agua de enfriamiento para poder condensarlo.

En la Tabla XIV y la figura 4.6 se presenta el calentamiento y enfriamiento total por método para la producción de biodiesel.

**Tabla XIV.** Calentamiento y enfriamiento total necesario en el proceso (kW)

| Calor (kW)          | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|---------------------|---------------------|----------------------|-----------------------|
| Calentamiento total | 10.55               | 9.44                 | 11.64                 |
| Enfriamiento total  | -12.06              | -11.1                | -12.29                |



**Figura 4.6** Calentamiento y enfriamiento total necesario en el proceso (kW)

Como se mencionó anteriormente, se puede observar que el método catalizado heterogéneamente requiere de mayor enfriamiento y calentamiento, lo cual está relacionado con la cantidad de metanol presente y las condiciones de operación

necesarias en la columna de destilación para la recuperación del metanol y la purificación de la glicerina.

### 4.4 Evaluación económica de las metodologías propuestas

A partir de los casos seleccionados se continuó con el análisis económico de cada uno, con la finalidad de realizar una comparación entre los mismos. Se empleó la herramienta **Aspen Economic Evaluation** que está integrada por el **Icarus Evaluation Engine V8**.

Los costos considerados en la evaluación fueron:

1. Costo de capital
2. Costo de utilidades
3. Costo de materia prima
4. Costo total del proceso

#### 4.4.1 Costo total de capital

El costo total de capital o también conocido como costo total de equipo instalado, integra el costo del equipo, instrumentación, tuberías, instalaciones y materiales necesarios para la instalación de cada equipo. A continuación se presentan los costos obtenidos para cada metodología (Tabla XV):

*Tabla XV. Costo de capital de cada metodología*

|                                     | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|-------------------------------------|---------------------|----------------------|-----------------------|
| Costo total de equipo [USD]         | 287,100             | 258,000              | 246,900               |
| <b>Costo total de Capital [USD]</b> | <b>1,781,000</b>    | <b>1,624,900</b>     | <b>1,587,100</b>      |

A partir de la Tabla XV y la figura 4.7 se concluye que el método convencional es el más costoso en términos de capital, ya que es el que presenta más cantidad de equipos en el proceso, los cuales son 16 equipos. Seguido por la destilación reactiva con 13 equipos y finalmente la catálisis heterogénea con 11 equipos necesarios en todo el proceso.

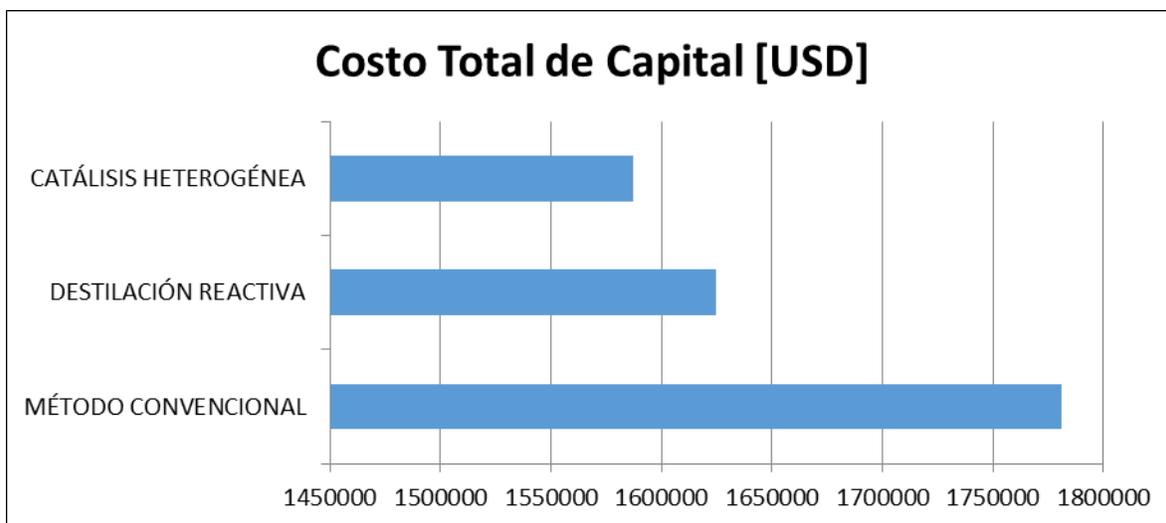


Figura 4.7 Costo total de capital de cada metodología

#### 4.4.2 Costo total de utilidades

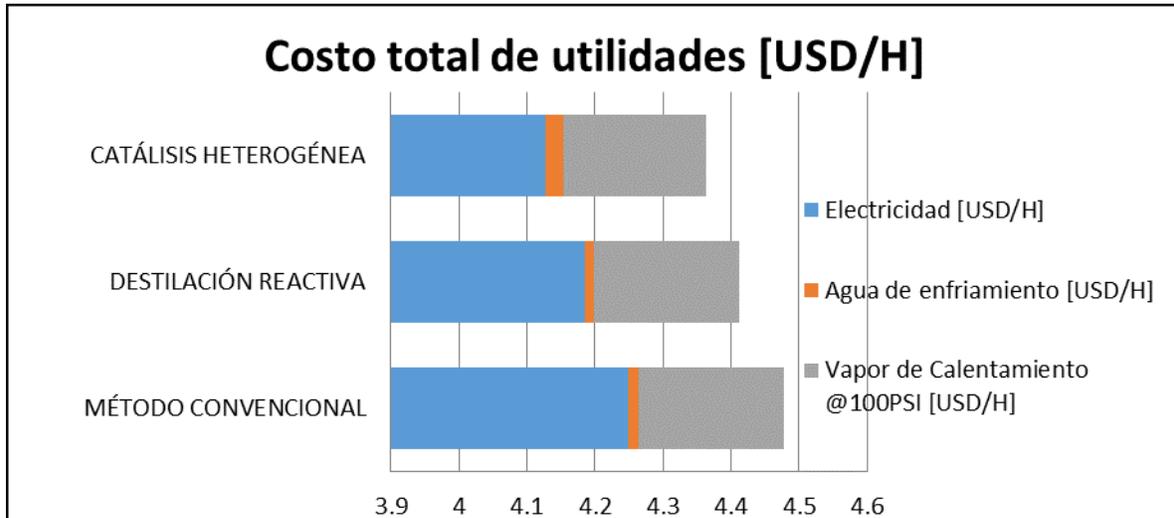
El costo total de utilidades se refiere al costo de vapor de calentamiento, agua de enfriamiento y electricidad empleados durante todo el proceso. Los costos de cada metodología se presentan en la siguiente Tabla y figuras:

Tabla XVI. Costo total de utilidades para cada metodología [USD]

|  | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|--|---------------------|----------------------|-----------------------|
| Electricidad [USD/H]                   | 4.2499              | 4.1849               | 4.1271                |
| Agua de enfriamiento [USD/H]           | 0.0145              | 0.0145               | 0.0259                |
| Vapor de calentamiento @100PSI [USD/H] | 0.2133              | 0.2133               | 0.2101                |
| Costo total de utilidades [USD/Año]    | 39,252.5            | 38,682.5             | 38,248                |

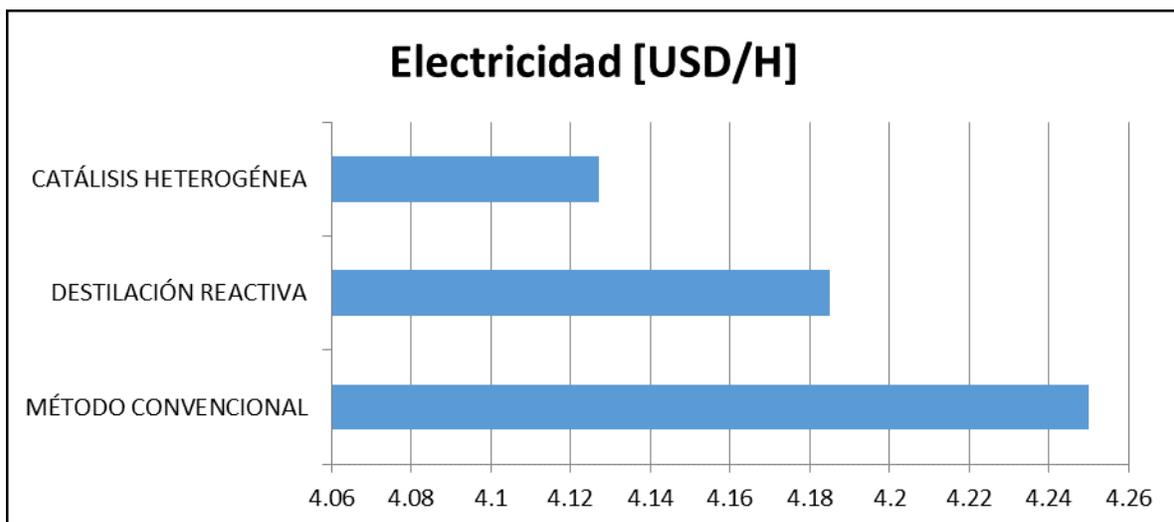
## Resultados y análisis

En la Tabla XVI, la figura 4.8 se presentan los costos por hora de electricidad, agua de enfriamiento, vapor de calentamiento para cada metodología y el costo total de utilidades por año (24 horas por 365 días).



**Figura 4.8** Costo total de utilidades por hora

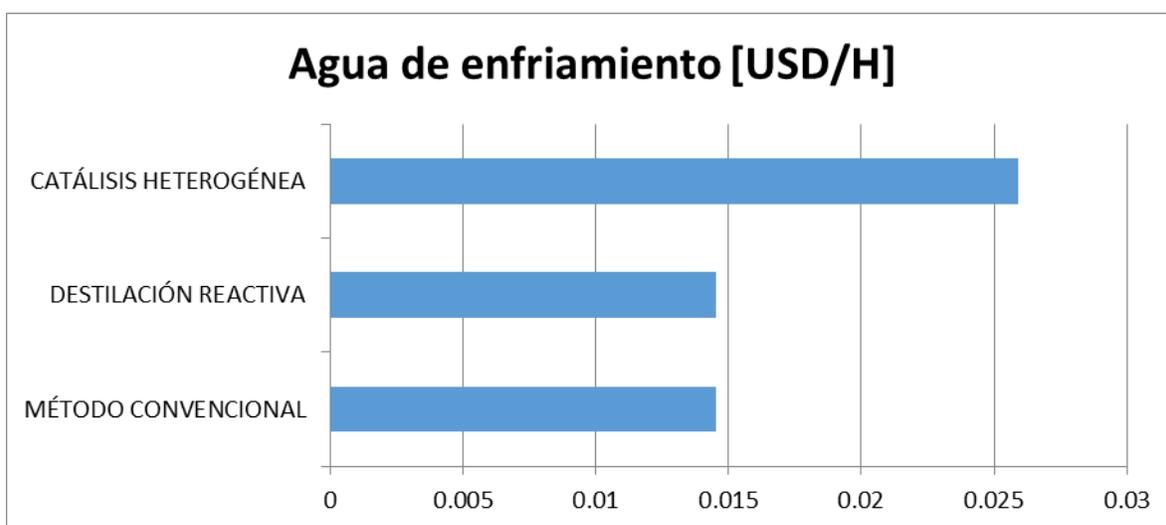
Con lo que se puede concluir que el método convencional tiene un costo mayor en comparación a la destilación reactiva y a la catálisis heterogénea debido a que presenta un mayor número de equipos. Con el fin de dar una mejor explicación a continuación se presenta de manera desglosada el costo de utilidades.



**Figura 4.9** Costo de electricidad requerida en el proceso [USD/H]

En la figura 4.9 se puede ver con mayor claridad que el costo de electricidad es mayor para el método convencional en comparación con los otros dos métodos, dado que consume mayor electricidad al tener un reactor más y por lo tanto un agitador más en comparación con la destilación reactiva y dos con respecto al proceso catalizado heterogéneamente.

En cuanto al agua de enfriamiento y vapor de calentamiento se puede observar en la figura 4.10 y 4.11 que el método catalizado heterogéneamente requiere mayor cantidad de agua de enfriamiento y por ende tiene mayor costo, dado que se tiene una relación molar alcohol: grasa animal mucho mayor en comparación con los otros métodos, y por lo tanto se necesita un mayor flujo de agua para la condensación y recuperación del metanol. Por otro lado este método necesita menos vapor de calentamiento, ya que la corriente del producto contiene solamente metanol y no contiene catalizadores, ya que se emplea un catalizador solido que es filtrado y reutilizado. En caso contrario en las otras metodologías el producto contiene trazas de catalizadores, por lo que se necesita más calentamiento para la separación y purificación del producto, y por ende es mucho más fácil alcanzar las temperaturas necesarias para la evaporación y purificación de los productos.



**Figura 4.10** Costo del agua de enfriamiento necesaria en el proceso por hora

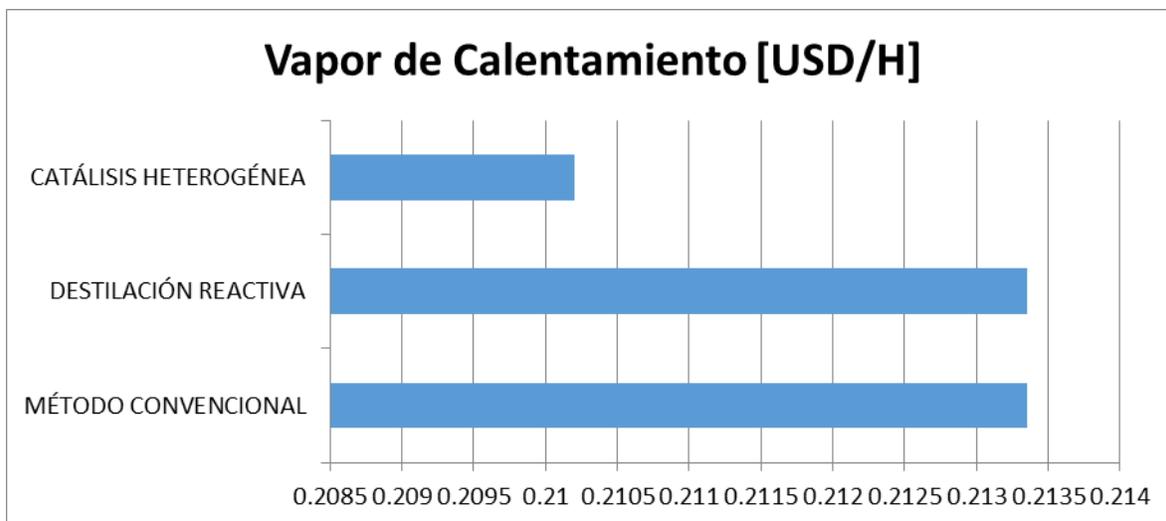


Figura 4.11 Costo del vapor de calentamiento necesario en el proceso por hora

#### 4.4.3 Costo total de materia prima

El costo de materia prima es la suma del precio de los catalizadores, solventes y grasas utilizadas en el proceso. En el presente estudio no se considera el precio de la grasa, porque fue empleada en la misma cantidad en las tres metodologías (36 l/h) y el propósito hasta ahora es de analizar y comparar como varía el costo en cuanto al método y los catalizadores químicos homogéneos y heterogéneos empleados.

Tabla XVII. Costo total de materia prima por hora y año para cada metodología

|   | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|---|---------------------|----------------------|-----------------------|
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> [USD/H]        | 10.8                | 10.8                 | 0                     |
| CaO [USD/H]                                   | 0                   | 0                    | 114.4                 |
| NaOH [USD/H]                                  | 6.56                | 6.56                 | 0                     |
| Metanol [USD/H]                               | 2.816               | 4.09                 | 4.4                   |
| <b>Costo total de materia prima [USD/Año]</b> | <b>176,741.76</b>   | <b>187,902.00</b>    | <b>1,040,688.00</b>   |

En la Tabla XVII, la figura 4.12 se muestran los costos obtenidos para cada metodología con el fin de realizar una comparación entre estas y ver como varía el costo dependiendo de los tipos de catalizadores empleados. Cabe recalcar que en

el costo de producción anual se considera que la planta trabaja 24 horas durante los 365 días del año.

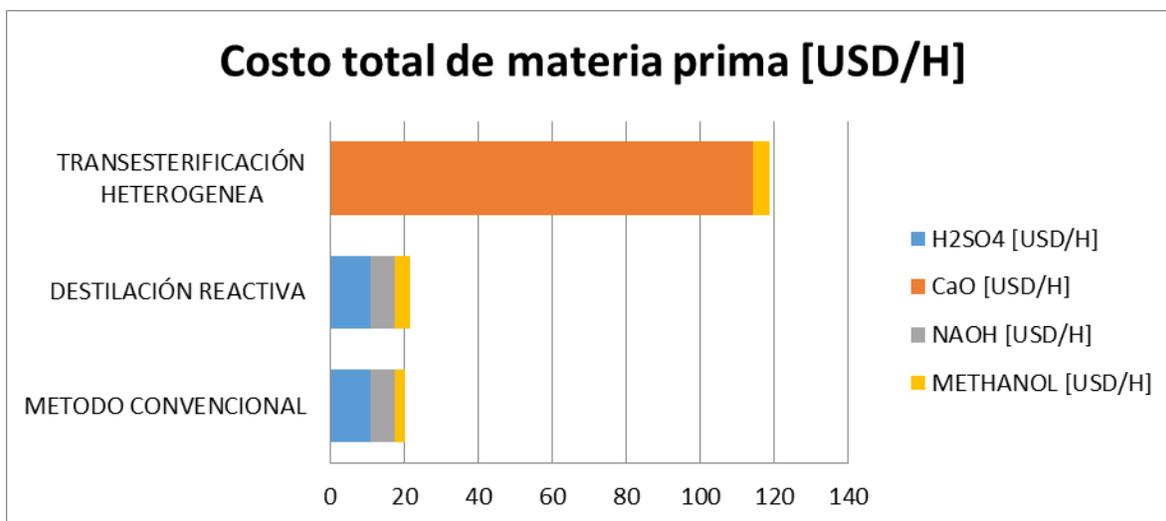


Figura 4.12 Comparación del costo total de materia prima por hora

Como se puede observar el método para la producción de biodiésel empleando un catalizador heterogéneo es el más costoso puesto que los catalizadores heterogéneos a la venta comercialmente son muy costosos y presentan mayor dificultad al momento de ser sintetizados. Así mismo utiliza una relación alcohol:grasa mayor y por lo tanto una cantidad mucho mayor de metanol (18:1) comparada con las otras metodologías (6:1).

#### 4.4.4 Costo total del proceso

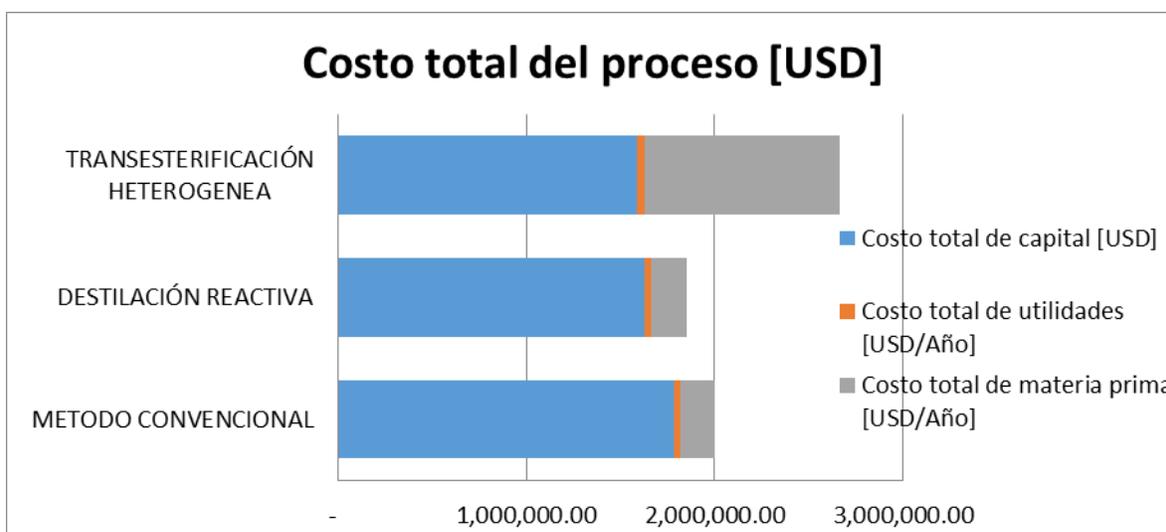
El costo total del proceso es la suma de los costos calculados anteriormente (costo total de capital, costo total de utilidades y costo total de materia prima). En la Tabla XVIII y la figura 4.13 se muestra una comparación económica entre las tres metodologías: Método convencional, catálisis heterogénea y destilación reactiva, con la finalidad de mostrar cual es el método más económico en términos de los costos mencionados. Y así de esta forma finalmente poder seleccionar cual es el método más adecuado para la producción de biodiésel a partir de grasas

## Resultados y análisis

animales y continuar con la sustitución del suministro energético a base de combustibles fósiles por un sistema de energía solar.

**Tabla XVIII.** Costo total del proceso de las 3 metodologías

|  | Método convencional | Destilación reactiva | Catálisis heterogénea |
|--|---------------------|----------------------|-----------------------|
| Costo total de capital [USD]           | 1,781,000.00        | 1,624,900.00         | 1,587,100.00          |
| Costo total de utilidades [USD/Año]    | 39,252.50           | 38,682.50            | 38,248.00             |
| Costo total de materia prima [USD/Año] | 176,741.76          | 187,902.00           | 1,040,688.00          |
| <b>Costo total del proceso [USD]</b>   | <b>1,996,994.26</b> | <b>1,851,484.50</b>  | <b>2,666,036.00</b>   |



**Figura 4.13** Costo total del proceso para cada metodología

A partir de la Tabla XVIII y la figura 4.13 se puede ver que no existe una gran diferencia entre el costo total del proceso del método convencional y del de producción de biodiesel por destilación reactiva. Pero es necesario aclarar que a pesar de que la destilación reactiva parece ser la mejor opción pues presenta el menor costo, es mucho más complicado el diseño de una columna de destilación reactiva. Puesto que si se trata sólo de los reactores, estos pueden ser operados en las condiciones óptimas de temperatura y presión necesarias en el proceso. Y así mismo las columnas de destilación pueden ser operadas a las presiones y temperaturas óptimas para favorecer el equilibrio vapor - líquido. Pero en el caso de la destilación reactiva tanto las reacciones como el equilibrio vapor-líquido se

llevan a cabo simultáneamente en el mismo equipo y a diferentes condiciones de operación. Por lo que es necesario controlar las temperaturas favorables para la reacción y las temperaturas que permitan la separación.

Por otro lado a pesar de que la producción de biodiesel por catálisis heterogénea presenta los menores costos de capital y utilidades, este método presenta los costos más altos de materia prima y por lo tanto no es la mejor opción.

Por lo que se concluye con este análisis que el método convencional es la mejor opción a pesar de que requiere de mayor número de etapas, pues es más sencillo de diseñar y controlar, así mismo si se compara con la destilación reactiva no existe gran diferencia en cuanto al costo total del proceso. Permittiéndonos así continuar con el diseño de la planta de energía renovable en TRNSYS® basándonos en los resultados obtenidos para el método convencional.

### **4.5 Experimentación a nivel laboratorio del caso de estudio seleccionado**

Antes de comenzar con la simulación del sistema energético a base de energía solar, se realizaron dos experimentos en diferentes reactores, en el primer reactor el calentamiento se dio por transferencia de calor entre los reactivos y agua caliente. En el segundo reactor el calentamiento se dio por transferencia de calor entre vapor y los reactivos. Se emplearon las mismas condiciones de operación con las que se realizó la simulación de Aspen Plus y se trabajó en el rango de temperaturas de operación arrojadas por el simulador. Los resultados se presentan en las secciones a continuación.

#### **4.5.1 Reactor químico de fase líquida**

En este reactor el calentamiento se da por medio de un serpentín por el cual pasa agua caliente. La producción del biodiesel se hizo de manera discontinua

(batch), primero se realizó la esterificación y después la transesterificación. En el caso de la esterificación la reacción fue llevada a cabo a presión atmosférica durante una hora a 200 rpm. En la transesterificación se trabajó a presión atmosférica por una hora a 500 rpm. Las cantidades de reactivos empleadas se presentan en la Tabla XIX y XX.

**Tabla XIX.** Cantidad de reactivos empleados en esterificación

| Esterificación                 |             |
|--------------------------------|-------------|
| Manteca de cerdo               | 0.93 litros |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> | 9.62 ml     |
| Metanol                        | 121 ml      |

Al concluir la reacción de esterificación, el producto obtenido se dejó en el reactor y se cargaron inmediatamente los reactivos necesarios para continuar con la transesterificación.

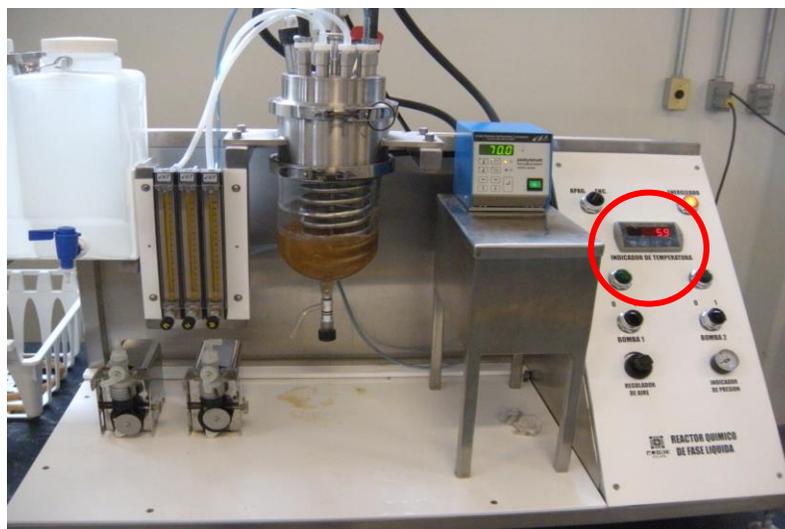
**Tabla XX.** Cantidad de reactivos empleados en transesterificación

| Transesterificación |        |
|---------------------|--------|
| Metanol             | 121 ml |
| NaOH                | 8.85 g |

Para que se realice la conversión de manteca de cerdo a oleato de metilo es necesario que en la primer etapa se alcance una temperatura de 65 °C y en la segunda al ser una reacción exotérmica se debe alcanzar alrededor de 75 °C al añadir los reactivos restantes y lograr mantener esta temperatura, lo cual no se logró en este tipo de reactor, pues al no contar con una chaqueta de calentamiento no se pudieron evitar las pérdidas de calor debido a la transferencia del mismo entre el medio que lo rodea.

Por otro lado el uso de agua caliente como fluido de calentamiento no permitió alcanzar las temperaturas necesarias. La máxima temperatura que se obtuvo en la esterificación fue de 59 °C como se puede observar en la figura 4.14. En la transesterificación se llegó a 76 °C pero en los primeros 10 minutos descendió a

58 °C, por lo que no se logró controlar la temperatura en ninguna de las etapas de reacción.



**Figura 4.14** Temperatura alcanzada en la esterificación en reactor químico de fase líquida

Al no alcanzar las temperaturas necesarias para que se lleven a cabo las reacciones de esterificación y transesterificación, lo que se promovió fue la formación de jabón, como se puede ver en la figura 4.15.



**Figura 4.15** Formación de jabón

### 4.5.2 Reactor a presión

El reactor a presión cuenta con una chaqueta de calentamiento y un serpentín (figura 4.16) por el cual pasa el vapor empleado en el calentamiento de los reactivos, y el cual permite alcanzar las temperaturas que favorecen la reacción.



*Figura 4.16 Serpentin y chaqueta de calentamiento del reactor a presión*

Las cantidades de reactivos empleados y las condiciones de operación fueron las mismas que en el caso del reactor químico de fase líquida mostrados en las Tablas XIX y XX. A diferencia del reactor anterior, en este sí se alcanzaron las temperaturas de 65 °C para la esterificación y 75 °C para la transesterificación a una presión de 1 atm. Esto debido a que al contar con una chaqueta de calentamiento se evitaron las pérdidas de calor y por otro lado el vapor de calentamiento nos permitió alcanzar temperaturas de hasta 138 °C, con la cual se logró la evaporación del metanol.

Se dejó reposar el producto por 24 horas y se prosiguió con la separación de la glicerina y el biodiesel. La cantidad de biodiesel obtenido (figura 4.17) fue de 0.915 litros, logrando una conversión del 98%.



*Figura 4.17 Biodiesel obtenido en reactor a presión*

## 4.6 Simulación del suministro energético basado en sistemas de energía solar

Se llevó a cabo la simulación en **TRNSYS®** de los sistemas de energía solar necesarios para el suministro de la energía requerida en el proceso. Se generaron diagramas de flujo de simulación compuestos por los mismos equipos empleados en las simulaciones en **Aspen Plus®** y se diseñaron y simularon los sistemas energéticos. Con el fin de comprobar que los resultados obtenidos experimentalmente concuerdan con los obtenidos en las simulaciones.

### 4.6.1 Balances de energía del colector de tubos evacuados y del concentrador cilíndrico parabólico lineal

Antes de empezar con la simulación es necesario realizar los balances de energía en cada uno de los sistemas que se van a emplear, dado que el simulador requiere de la entrada de ciertos parámetros, por lo cual estos deben ser calculados previamente.

a) Colector de tubos evacuados (al vacío)

Características del Colector de tubos al vacío [5]:

$$N_t=10$$

$$L=1.65 \text{ m}$$

$$\alpha=0.77 \text{ m}$$

$$W=0.027 \text{ m}$$

$$D_{og}=0.055 \text{ m}$$

$$D_{ig}=0.044 \text{ m}$$

$$\text{Rendimiento óptico } n_{opt}=78\%$$

$$I_d=1000 \text{ W/m}^2$$

$$\varepsilon_{og}=0.92$$

$$\varepsilon_{ig}=0.06-0.08$$

$$T_a=26 \text{ }^\circ\text{C}=299.15 \text{ K}$$

$$T_{og}=30 \text{ }^\circ\text{C}=303.15 \text{ K}$$

$$v=24 \text{ km/h}=6.66 \text{ m/s}$$

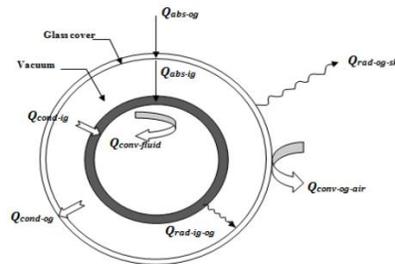


Figura 4.18 Componentes energéticos en un tubo evacuado [6]

En estado estable, el funcionamiento de un colector de tubos de vacío se puede describir mediante el siguiente balance de energía [6]:

$$Q_{abs} = Q_u + Q_L + \frac{du}{dt} \quad (1)$$

Donde  $Q_{incid}$ , es el calor total incidente absorbido por el colector,  $Q_u$ , es la energía

útil que se transmite al fluido,  $Q_L$ , las pérdidas de calor hacia los alrededores por radiación, convección y conducción,  $du/dt$ , es la rapidez del cambio de energía interna almacenada en el colector que generalmente se la desprecia por ser un valor muy pequeño.

La radiación solar absorbida por el tubo  $Q_{abs}$  es igual a la multiplicación de la radiación solar directa incidente  $I_d$  por el área de apertura del absorbedor  $A_a$  y la eficiencia óptica  $n_{opt}$ :

$$Q_{abs} = A_a n_{opt} I_d \quad (2)$$

$$Q_{abs} = (0.9075 m^2)(0.78) \left( 1000 \frac{W}{m^2} \right) = 707.85 W$$

Área de apertura del colector con 10 tubos al vacío:

$$A_a = D_{og} L N_t \quad (3)$$

$$A_a = (0.055 m)(1.65 m)(10) = 0.9075 m^2$$

La energía útil de un tubo evacuado  $Q_u$  es la diferencia entre la radiación solar absorbida y las pérdidas de calor  $Q_L$ , lo cual representa un flujo de energía en W, donde  $I_d$  es expresada en  $W/m^2$

$$Q_u = Q_{abs} - Q_L \quad (4)$$

La radiación solar absorbida  $Q_{abs}$  por el tubo de vidrio externo y por el tubo absorbedor (tubo de vidrio interno), puede ser calculada:

$$Q_{abs} = Q_{abs_{og}} + Q_{abs_{ig}} \quad (5)$$

Donde:

$Q_{abs_{og}}$  = radiación solar absorbida por el tubo de vidrio externo (W)

$Q_{abs_{ig}}$  = radiación solar absorbida por el tubo de vidrio interno (W)

La pérdida de energía del tubo externo  $Q_L$  es el resultado de la convección y

radiación del vidrio que lo rodea y se calcula así:

$$Q_L = Q_{rad\_og\_sky} + Q_{conv\_og\_aire} \quad (6)$$

Donde:

$Q_{rad\_og\_sky}$ =transferencia de calor por radiación en el tubo de vidrio externo (W)

$Q_{conv\_og\_aire}$ =transferencia de calor por convección en el tubo de vidrio externo (W)

Para la superficie externa del tubo de vidrio, la ganancia de calor de la radiación solar y el tubo de vidrio interno por conducción es igual a las pérdidas de calor del superficie externa del vidrio hacia el ambiente debido a la convección y radiación [6], tal que:

$$Q_{abs\_og} + Q_{cond\_og} = Q_{rad\_og\_sky} + Q_{conv\_og\_aire} \quad (7)$$

Donde:

$Q_{cond\_og}$ = transferencia de calor por conducción a través del vidrio externo (W)

Para la superficie interna del vidrio, el calor entrante es la ganancia de la superficie externa de absorción hacia la superficie interna de vidrio por radiación. Esto es igual a las pérdidas de calor por conducción a través del vidrio:

$$Q_{rad\_ig\_og} = Q_{cond\_og} \quad (8)$$

Donde:

$Q_{rad\_ig\_og}$ = transferencia de calor por radiación a través de la envoltura al vacío (W)

Para la superficie externa del absorbedor, el calor directo obtenido del sol es igual al calor transferido por la envoltura de vidrio debido a la radiación y la absorción por conducción.

$$Q_{abs\_ig} = Q_{rad\_ig\_og} + Q_{cond\_ig} \quad (9)$$

El calor conducido al absorbedor es igual al calor transferido por convección desde

el absorbedor al fluido de trabajo.

$$Q_{cond\_ig} = Q_{conv\_fluido} \quad (10)$$

Donde:

$Q_{conv\_fluido}$  = calor transferido por convección al fluido (W) [6].

### Perdidas de calor en el tubo [7]

$$Q_{L_{tubo}} = U_L A_{ig} (T_{ig} - T_a) \quad (11)$$

$$Q_{L_{tubo}} = 0.3616 \frac{W}{m^2 K} (0.0726 m^2) (355.15 K - 299.15 K) = 1.47 W$$

Donde:

$U_L$  = Coeficiente de pérdidas de calor en el tubo ( $\frac{W}{m^2 K}$ )

$A_{ig}$  = Área del tubo de vidrio interno ( $m^2$ )

$T_{ig}$  = Temperatura del tubo de vidrio interno (K)

$T_a$  = Temperatura ambiente (K)

$$U_L = \frac{1}{\frac{1}{h_{rad\_og} + h_{wp}} + \frac{1}{h_{rad\_ig}}} \quad (12)$$

$$U_L = \frac{1}{\frac{1}{23.3728 \frac{W}{m^2 K} + 23.256 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{0.3645 \frac{W}{m^2 K}}} = 0.3616 \frac{W}{m^2 K}$$

$h_{rad\_og}$  = Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el tubo externo ( $\frac{W}{m^2 K}$ )

$$h_{rad\_og} = \varepsilon_{og} \sigma \frac{(T_{og}^4 - T_s^4)}{(T_{og} - T_a)} \quad (13)$$

$$h_{rad_{og}} = (0.92) \left( 5.6697 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} \right) \frac{((303.15K)^4 - (285.60 K)^4)}{(303.15K - 299.15 K)} = 23.3728 \frac{W}{m^2 K}$$

Donde:

$\varepsilon_{og}$  = emisividad del vidrio externo

$\sigma$  = Constante Stefan –Boltzmann ( $5.6697 \times 10^{-8}$ ) ( $\frac{W}{m^2 K^4}$ )

$T_{og}$  = Temperatura del tubo externo (K)

$T_a$  = Temperatura ambiente (K) [7]

$T_s$  = Temperatura equivalente del cielo como función de la temperatura ambiente del aire (K) [8].

$$T_s = 0.0552 T_a^{1.5} \quad (14)$$

$$T_s = 0.0552(299.15 K)^{1.5} = 285.60 K$$

Por lo tanto el área de radiación  $A_r$ , es el producto de la ecuación anterior  $h_{rad_{og}}$  por el diámetro externo del tubo y la longitud [9].

$$Ar = h_{rad_{og}} D_{og} L \quad (15)$$

### Convección en el tubo externo

$$h_w = 5.7 + 3.8v \quad (16)$$

$$h_w = 5.7 + 3.8 \left( 6.66 \frac{m}{s} \right) = 31.008 \frac{W}{m^2 K}$$

Donde:

$v$  = velocidad del viento (m/s)

$h_w$  = Coeficiente de transferencia de calor por convección en el tubo externo ( $\frac{W}{m^2 K}$ )

[10].

El valor de  $h_w$  representa las pérdidas por unidad de área de la superficie del tubo externo. Para tener consistencia todas las pérdidas se refieren al área total del

colector. Por lo tanto  $h_w$  es multiplicado por  $\frac{A_{og}}{A_{ig}}$  antes de ser combinado con la ecuación de pérdidas por radiación. Obteniendo,  $h_{wpp}$ = Coeficiente ajustado de transferencia de calor por convección en el tubo externo [9].

$$h_{wpp} = \frac{A_{og}}{A_{ig}} * 0.6 * h_w \quad (17)$$

$$h_{wpp} = \frac{0.09075\text{m}^2}{0.0726\text{m}^2} * 0.6 * 31.008 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} = 23.256 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

$$A_{og} = D_{og} L \quad (18)$$

$$A_{og} = (0.055 \text{ m})(1.65 \text{ m}) = 0.09075\text{m}^2$$

$$A_{ig} = D_{ig} L \quad (19)$$

$$A_{ig} = (0.044\text{m})(1.65\text{m}) = 0.0726\text{m}^2$$

$h_{rad\_ig}$ = Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el tubo interno  $\left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}\right)$  [11].

$$h_{rad\_ig} = \varepsilon_{ig-og} \sigma \frac{(T_{ig}^4 - T_{og}^4)}{(T_{ig} - T_{og})} \quad (20)$$

$$h_{rad\_ig} = 0.0448 \left( 5.6697 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}^4} \right) \frac{((355.15\text{K})^4 - (303.15\text{K})^4)}{(355.15\text{K} - 303.15\text{K})} = 0.3645 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

$\varepsilon_{ig-og}$ = emisividad efectiva entre el tubo interno y el tubo externo

$$\varepsilon_{ig-og} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_{ig}} + \frac{A_{ig}}{A_{og}} \left( \frac{1}{\varepsilon_{og}} - 1 \right)} \quad (21)$$

$$\varepsilon_{ig-og} = \frac{1}{\frac{1}{0.07} + \frac{0.0726\text{m}^2}{0.09075\text{m}^2} \left( \frac{1}{0.09075\text{m}^2} - 1 \right)} = 0.0448$$

### Calor útil, pérdidas de calor, calor absorbido y eficiencia

$$Q_{L_{tubo}} = 1.47W$$

$$Q_L = (1.47W)(10) = 14.70W$$

$$Q_{abs} = 707.85 W$$

$$Q_u = Q_{abs} - Q_L = 707.85 W - 14.70W = 693.15W$$

$$n_c = \frac{Q_u}{H_T A_C} \quad (22)$$

$$n_c = \frac{693.15W}{\left(1000 \frac{W}{m^2}\right)(0.9075m^2)} = \frac{693.15W}{907.5W} = 0.7638\%$$

### b) Concentrador cilíndrico parabólico lineal

#### Características del concentrador cilíndrico parabólico lineal [12]:

Ancho de apertura del colector,  $L_r = 1.10 m$

Largo del lado curvo,  $W = L_c = 1.213 m$

Longitud del colector,  $L = 3 m$

Distancia focal,  $F = 0.341 m$

Diámetro exterior del tubo receptor,  $D = 33.4 mm$

Diámetro exterior de la cubierta de cristal,  $D_{occ} = 44 mm$

Superficie reflejante= lamina de aluminio anodizada

Material del tubo receptor= Acero inoxidable AISI 304

Tratamiento tubo receptor= Recubrimiento selectivo

Material de la cubierta de cristal= Boro silicato

Índice de refracción de la cubierta de cristal= 1.51 – 1.54

Reflectancia total de la superficie reflejante,  $\rho = 0.92$

Emisividad del tubo receptor= 0.30

Absortancia del tubo receptor,  $\alpha = 90\%$

Transmitancia de la cubierta de cristal,  $\tau = 0.91$

Radiación solar directa,  $I_d = 1000 \frac{W}{m^2}$

Temperatura ambiente,  $T_{amb} = 30^\circ C = 303.15 K$

Flujo másico,  $\dot{m} = 0.002 \frac{kg}{s} = 7 \text{ l/h}$

Calor específico del agua,  $c = 4.19 \frac{kJ}{kgC}$

$$C = \frac{\text{Área efectiva de apertura}}{\text{Área del tubo absorbedor}} = \frac{(L_r - D)L}{\pi DL} \quad (23)$$

$$C = \frac{(1.10m - 0.0334m)(3m)}{\pi(0.0334m)(3m)} = 10.16493$$

$$n_{opt} = \rho \tau \alpha \quad (24)$$

$$n_{opt} = (0.92)(0.91)(0.90) = 0.75$$

**Pérdidas en el concentrador [13].**

$$Q_L = Q_{abs} - Q_u \quad (25)$$

$$Q_L = U_{L,abs} \pi DL (T_m - T_{amb}) \quad (26)$$

$$Q_L = \left(0.63 \frac{W}{m^2 K}\right) \pi(0.0334m)(3m)(345.65K - 303.15K) = 8.45W$$

$$T_m = \frac{T_{ent} + T_{sal}}{2} \quad (27)$$

$$T_m = \frac{(298.15K + 393.15K)}{2} = 345.65K$$

Dónde:

$U_L$  = Coeficiente de pérdidas de calor en el tubo  $\left(\frac{W}{m^2 K}\right)$

$T_m$  = Temperatura media del tubo absorbente metálico (K)

## Resultados y análisis

---

$T_{amb}$  = Temperatura ambiente (K)

$D$  = Diámetro exterior del tubo metálico absorbente

$L$  = Longitud del tubo metálico absorbente (K)

$T_{ent}, T_{sal}$  = Temperatura de entrada y salida del fluido (K) [13]

### Coefficiente de pérdidas de calor en el tubo [7].

De la ecuación (12) mencionada en el balance anterior, tenemos que el coeficiente de pérdidas de calor es:

$$U_L = \frac{1}{\frac{1}{38.19 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{24.5 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{0.63 \frac{W}{m^2 K}}} = 0.63 \frac{W}{m^2 K}$$

$h_{rad_{og}}$  = Coeficiente de transferencia de calor por radiación en el tubo externo ( $\frac{W}{m^2 K}$ ), calculado a partir de la ecuación (13).

$$h_{rad_{og}} = (0.92) \left( 5.6697 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} \right) \frac{((305.15K)^4 - (291.35K)^4)}{(305.15K - 303.15K)} = 38.19 \frac{W}{m^2 K}$$

Dónde:

$\varepsilon_{og}$  = Emisividad del vidrio externo

$\sigma = \left( 5.6697 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} \right)$  = Constante Stefan-Boltzmann

$T_{og}$  = Temperatura del tubo externo (K)

$T_{amb}$  = Temperatura ambiente (K) [7].

$T_s$  = Temperatura equivalente del cielo como función de la temperatura ambiente del aire (K) es calculada con la ecuación (14) [8].

$$T_s = 0.0552(303.15)^{1.5} = 291.35 K$$

El valor de  $h_w$  representa las pérdidas por unidad de área de la superficie del tubo externo y es calculado con la ecuación (16). Para tener consistencia todas las

pérdidas se refieren al área total del colector. Por lo tanto  $h_w$  es multiplicado por  $\frac{A_{og}}{A_{ig}}$  antes de ser combinado con la ecuación de pérdidas por radiación. Obteniendo,  $h_{wp}$  = Coeficiente ajustado de transferencia de calor por convección en el tubo externo ( $\frac{W}{m^2 K}$ ) [9].

$$h_w = 5.7 + 3.8 \left( 6.66 \frac{m}{s} \right) = 31.008 \frac{W}{m^2 K}$$

Dónde:

$v$  = Velocidad del viento ( $\frac{m}{s}$ )

$h_w$  = Coeficiente de transferencia de calor por convección en el tubo externo ( $\frac{W}{m^2 K}$ )

La energía solar incidente sobre un concentrador cilíndrico parabólico viene dada por:

$$Q_{sol} = S_c I_d \tag{28}$$

$$Q_{sol} = (3.19 m^2) \left( 1000 \frac{W}{m^2} \right) = 3199.8 W$$

Dónde:

$Q_{sol}$  = Energía solar incidente sobre el concentrador (W)

$S_c$  = Área de apertura de la superficie reflexiva del colector ( $m^2$ )

$I_d$  = Radiación solar directa ( $\frac{W}{m^2}$ )

$\theta$  = Ángulo de incidencia [13].

El producto de la multiplicación del rendimiento óptico por la potencia solar disponible, resulta en la potencia térmica solar que incide sobre el tubo absorbedor  $Q_{abs}$  [13].

$$Q_{abs} = Q_{sol} n_{opt} \tag{29}$$

$$Q_{abs} = (3199.8 W)(0.75) = 2410.98 W$$

Finalmente de la ecuación (4) obtenemos  $Q_u$ ,

$$Q_u = 2410.98 W - 8.45 W = 2402.52 W$$

Dónde:



## Resultados y análisis

$Q_u$  = Energía térmica útil suministrada por el concentrador (W)

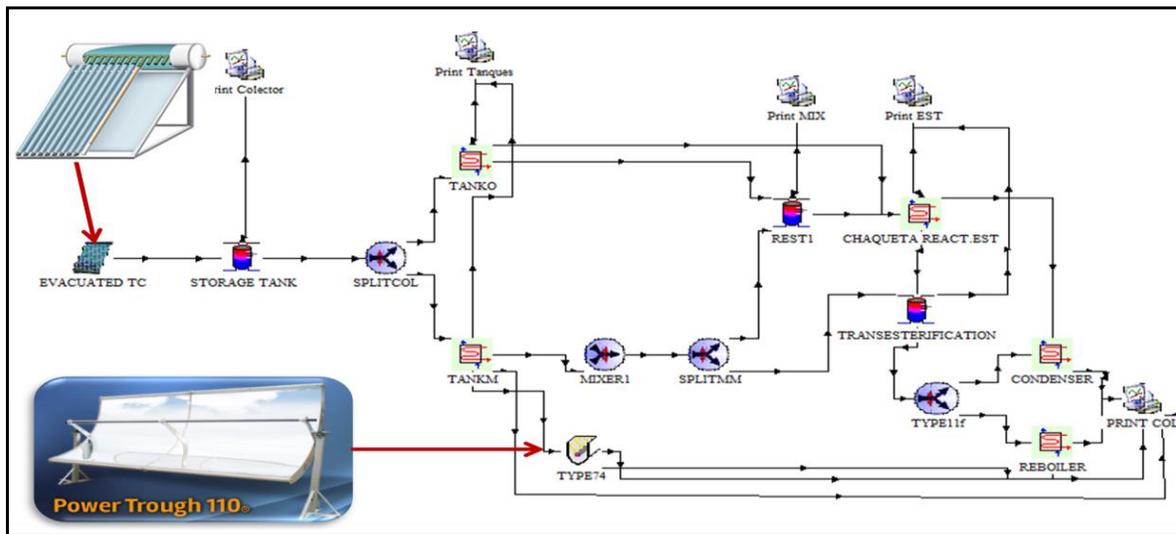
El rendimiento global del concentrador viene dado como el cociente entre la energía térmica útil suministrada por el concentrador y la energía solar incidente sobre el concentrador:

$$n_{global} = \frac{Q_{\text{útil}}}{Q_{\text{sol}}} \quad (30)$$
$$n_{global} = \frac{2402.52 \text{ W}}{3199.8 \text{ W}} = 0.75$$

### 4.6.2 Diagramas de Flujo de simulación en TRNSYS®

En la presente sección se muestran los diagramas de flujo y temperaturas alcanzadas empleando los cálculos y especificaciones de los colectores de tubo evacuado y concentradores cilíndricos parabólicos lineales mencionados en la sección anterior.

#### a) Calentamiento con colectores de tubo evacuado y concentradores cilíndricos parabólicos lineales:



**Figura 4.19** Planta de producción de biodiesel acoplada a un CCP y un colector de tubo evacuado

En la figura 4.19 se presentan las primeras etapas de la planta de producción de biodiesel (esterificación, transesterificación y columna de recuperación del

metanol) acopladas a un sistema de calentamiento a base de colectores de tubo evacuado para el calentamiento de la materia prima y un concentrador cilíndrico parabólico lineal (CCP) para la etapa de recuperación de metanol.

Los resultados obtenidos en la simulación se presentan en la Tabla XXI y en las figuras 4.20 y 4.21.

**Tabla XXI.** Temperaturas de operación y temperaturas alcanzadas con los sistemas solares.

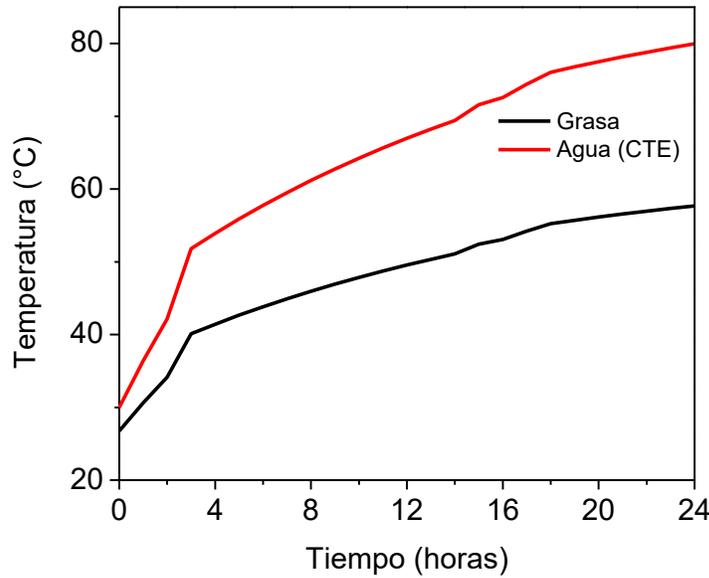
| EQUIPO                                | Temperatura de operación [°C] | Temperatura alcanzada [°C] con CTE y CCP |
|---------------------------------------|-------------------------------|--|
| I.C. Metanol                          | 60                            | 36                                       |
| I.C. Grasa                            | 60                            | 57.3                                     |
| Reactor de esterificación             | 65                            | 63.8                                     |
| Reactor de transesterificación        | 75                            | 73.5                                     |
| Recuperación de metanol (Condensador) | 61.88                         | 71                                       |
| Recuperación de metanol (Reboiler)    | 101.87                        | 89                                       |

Como se puede observar en la Tabla XXI al igual que en la experimentación no se logran obtener las temperaturas necesarias si se emplea agua caliente como fluido de transferencia de calor para el calentamiento de reactivos y para suministrar la energía necesaria en los equipos de separación.

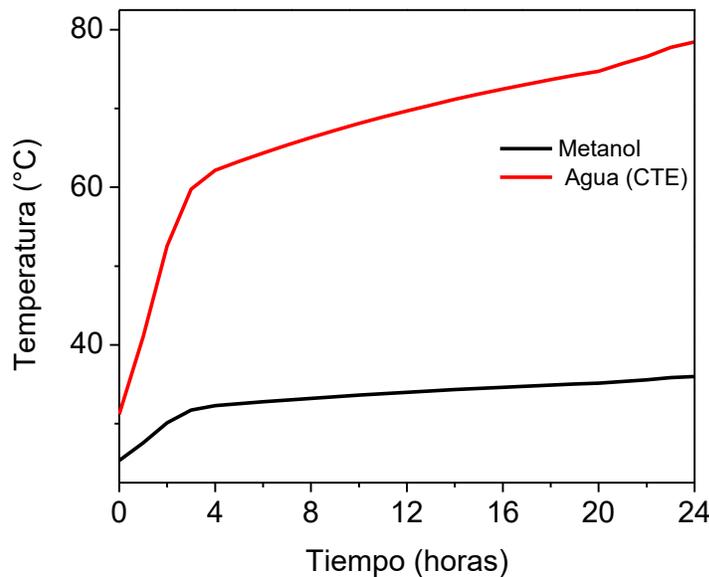
En las siguientes figuras 4.20 y 4.21 se puede observar el cambio de temperatura a la salida del colector de tubos evacuados y las temperaturas alcanzadas por los reactivos a lo largo del tiempo.

Al igual que en la Tabla XXI se puede observar que utilizando agua como fluido de transferencia a temperaturas menores de los 100 °C no se logran alcanzar ni mantener las temperaturas óptimas para favorecer la reacción de

transesterificación, ya que se requiere de vapor saturado a temperaturas mayores de 100 °C para favorecer la transferencia de calor.



**Figura 4.20** Temperatura alcanzada por la manteca de cerdo y temperatura del agua caliente que sale del colector de tubos evacuados (CTE).



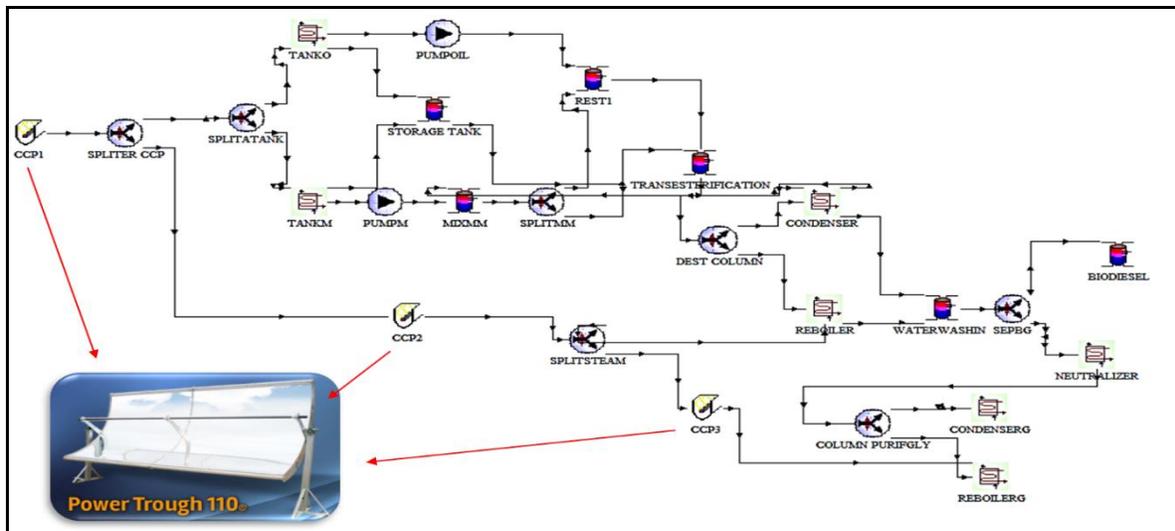
**Figura 4.21** Temperatura alcanzada por el metanol y temperatura del agua caliente a la salida del colector de tubos evacuados.

b) **Calentamiento con concentradores cilíndricos parabólicos lineales:**

En el segundo diagrama de flujo (figura 4.22) se muestran todas las etapas de la producción de biodiesel al igual como se simuló en Aspen Plus®, en este caso se sustituye el sistema energético a base de combustibles fósiles por un sistema de concentradores cilíndricos parabólicos lineales.

Se emplearon 4 concentradores, los primeros dos suministran la energía necesaria para alcanzar las temperaturas que se requieren en el reactor de esterificación y transesterificación. Los otros dos concentradores se emplean cada uno para suministrar el calor a las columnas de recuperación del metanol y la purificación de la glicerina.

Además se puede observar el cambio de la temperatura en cada etapa a lo largo del tiempo en las figuras 4.23 a la 4.26.



**Figura 4.22** Diagrama de la planta de producción de biodiesel acoplada a 4 concentradores cilíndricos parabólicos lineales

Las temperaturas alcanzadas en todo el proceso se muestran en la Tabla XXII, así como las temperaturas a la entrada y salida de cada colector en la Tabla XXIII.

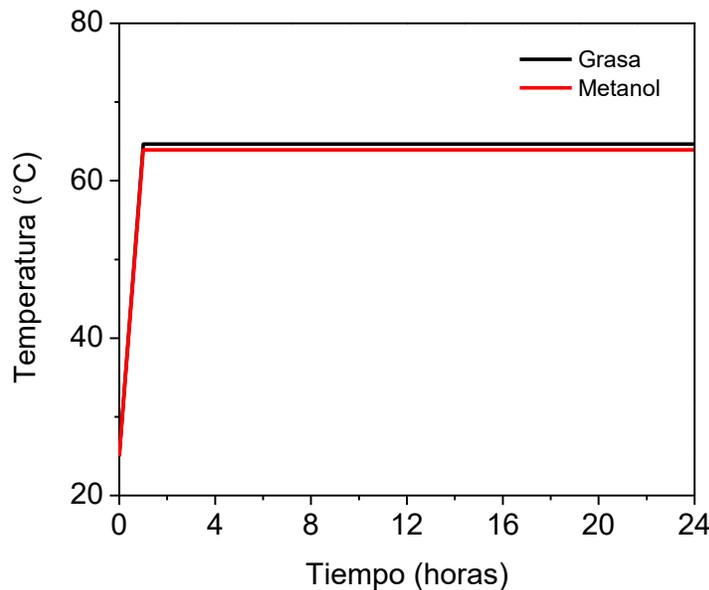
**Tabla XXII.** Temperaturas de operación y temperaturas alcanzadas con los CCP

| EQUIPMENT                                  | Temperatura de operación (°C) | Temperatura alcanzada con CCP (°C) |
|--|-------------------------------|------------------------------------|
| I.C. Metanol                               | 60                            | 63.9                               |
| I.C. Grasa                                 | 60                            | 64.6                               |
| Reactor de esterificación                  | 65                            | 64.99                              |
| Reactor de transesterificación             | 75                            | 74.99                              |
| Recuperación de metanol (Condensador)      | 61.88                         | 62.45                              |
| Recuperación de metanol (Reboiler)         | 101.87                        | 103.45                             |
| Purificación de la glicerina (Condensador) | 64.33                         | 64.2                               |
| Purificación de la glicerina (Reboiler)    | 252.49                        | 234.87                             |

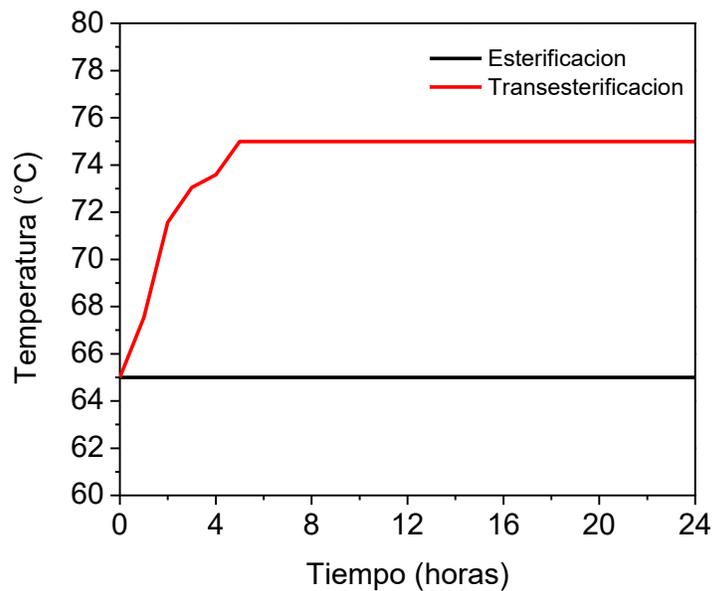
**Tabla XXIII.** Temperaturas a la entrada y salida de los CCP

| Planta de energía renovable | Temperatura (°C) |
|-----------------------------|------------------|
| Tent CCP1                   | 25               |
| Tsal CCP1                   | 136              |
| Tsal CCP2                   | 189.7            |
| Tsal CCP3                   | 258              |

En las figuras de la 4.23 a la 4.26 que se presentan a continuación podemos observar cómo es que se da el cambio de temperatura en cada etapa a lo largo del tiempo conforme se hace pasar el flujo de vapor generado en los concentradores, alrededor de los equipos que contienen los reactivos y las reacciones y de esta manera comprobar cómo se mostró en las tablas anteriores, que si es posible alcanzar las temperaturas de operación necesarias en el proceso de producción de biodiesel.



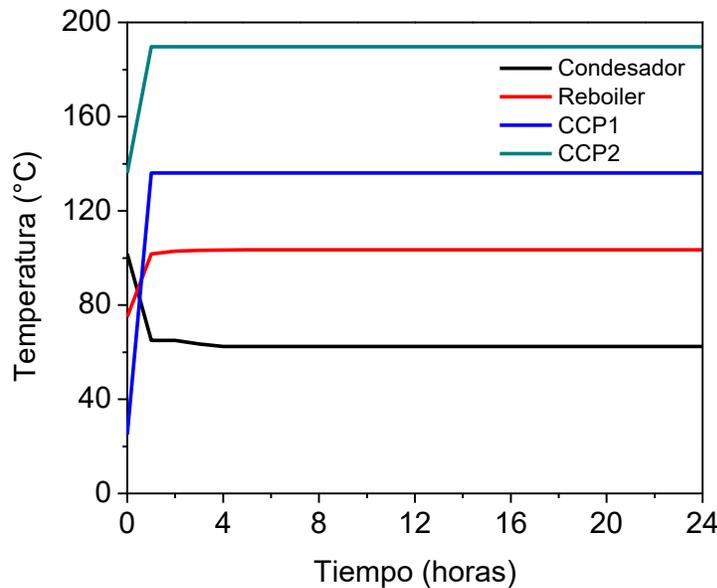
**Figura 4.23** Temperaturas alcanzadas por la manteca de cerdo y el metanol



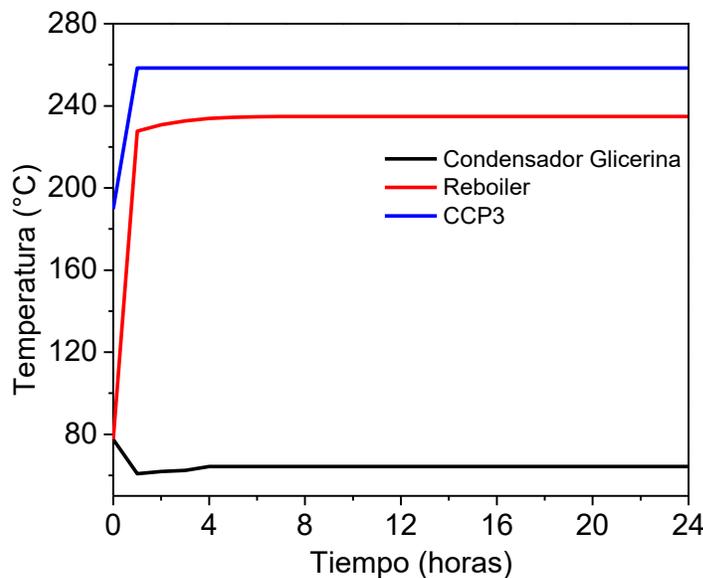
**Figura 4.24** Temperaturas alcanzadas en el reactor de esterificación y transesterificación

En la figura 4.23 se muestran las temperaturas alcanzadas en los intercambiadores de calor en los que se lleva el calentamiento de reactivos por medio del empleo de vapor como fluido de transferencia de calor. Se observa que las temperaturas se encuentran entre los 60-65 °C, las cuales son óptimas para

favorecer las reacciones. Por otro lado en las figuras 4.24-4.26 se demuestra nuevamente que con la generación directa de vapor en los concentradores cilíndricos parabólicos es suficiente para generar el vapor necesario para mantener las temperaturas en los reactores de esterificación, transesterificación, así como en las columnas.



**Figura 4.25** Temperaturas alcanzadas en la columna de recuperación del metanol, CCP 1 y 2



**Figura 4.26** Temperaturas alcanzadas en la etapa de purificación de la glicerina y CCP3

### 4.6.3 Dimensionado del sistema fotovoltaico

La planta de producción de biodiesel requiere de dos bombas centrifugas, dos bombas de reflujo, tres agitadores y una resistencia eléctrica para calentamiento auxiliar. A continuación en la Tabla XXV se presenta el cálculo del consumo diario de la planta a partir de las características de los equipos necesarios para el ensamble del sistema fotovoltaico (Tabla XXIV) y suponiendo que se encuentra en Tuxtla Gutiérrez, Chiapas.

**Tabla XXIV.** Características del sistema

|   |      | Unidades                      |
|---|------|-------------------------------|
| Horas sol pico (peor mes), hsp [14]             | 3.7  | $\frac{kWh}{m^2 \text{ día}}$ |
| Potencia pico panel, P <sub>p</sub> [15]        | 150  | Wp                            |
| Factor global de perdidas, P <sub>G</sub>       | 0.75 |                               |
| Voltaje batería, V <sub>batería</sub> [16]      | 24   | V                             |
| Corriente batería, I <sub>batería</sub> [16]    | 460  | Ah                            |
| Voltaje máximo panel, V <sub>panel</sub> [15]   | 18.3 | V                             |
| Corriente máxima panel, I <sub>panel</sub> [15] | 8.27 | A                             |
| Días de autonomía                               | 5    |                               |
| Profundidad de descarga, P <sub>d</sub>         | 0.7  |                               |

**Tabla XXV.** Consumo diario de la planta de producción de biodiesel [Wh/día]

| Equipos                     | Potencia W | Tiempo(h) | Consumo diario |        |
|-----------------------------|------------|-----------|----------------|--------|
| Bomba 1                     | 180        | 2         | 360            |        |
| Bomba 2                     | 180        | 2         | 360            |        |
| Bomba de reflujo 1          | 180        | 2         | 360            |        |
| Bomba de reflujo 2          | 180        | 2         | 360            |        |
| Agitador 1                  | 120        | 6         | 720            |        |
| Agitador 2                  | 120        | 6         | 720            |        |
| Agitador 3                  | 120        | 2         | 240            |        |
| Resistencia                 | 70         | 3         | 210            |        |
| Consumo total C alterna     |            |           | 3120           | Wh     |
| Consumo total C directa     |            |           | 210            | Wh     |
| <b>Consumo total</b>        |            |           | 3807.21        | Wh/día |
| <b>Consumo máximo</b>       |            |           | <b>4226.01</b> | Wh/día |
| <b>Consumo al día en kW</b> |            |           | 4.22           | kW     |

## Resultados y análisis

---

Para obtener el consumo total a partir de los datos de la Tabla XXV, se empleó la siguiente ecuación:

$$\text{Consumo total} = \frac{\text{Consumo}_{CD}}{n_{\text{bateria}}} + \frac{\text{Consumo}_{CA}}{n_{\text{bateria}} * n_{\text{Inversor}}} \quad (31)$$

$$\text{Consumo total} = \frac{210}{0.9} + \frac{3120}{(0.9 * 0.97)} = 3807.21 \text{ Wh/dia}$$

$$\text{Consumo máximo} = \text{Consumo total} * 1.11 = 4226.01 \text{ Wh/dia}$$

Dónde:

$n_{\text{bateria}} = \text{eficiencia de la batería} = 0.9$  [16].

$n_{\text{Inversor}} = \text{eficiencia del inversor} = 0.97$  [17].

A partir del consumo diario calculado se prosiguió al cálculo del número de paneles necesarios para generar la electricidad necesaria por día [18].

$$N_T = \frac{\text{Consumo máximo}}{h_{sp} * P_p * P_G} \quad (32)$$

$$N_T = \frac{4226.01 \text{ Wh/dia}}{(3.7 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^2 \text{ dia}})(150 \text{ Wp})(0.75)} = 10.2 \approx 10$$

Dónde:

$h_{sp} = \text{Horas sol pico}$

$P_p = \text{Potencia pico panel}$

$P_G = \text{Factor global de perdidas (0.65 – 0.9)}$

Calculo del número de paneles en serie

$$N_{\text{serie}} = \frac{V_{\text{bateria}}}{V_{\text{Panel}}} \quad (33)$$

$$N_{serie} = \frac{24 V}{18.3 V} = 1.31 \approx 2$$

Dónde:

$V_{bateria}$  = tensión nominal de la bateria

$V_{panel}$  = tensión nominal del panel

Calculo del número de paneles en paralelo

$$N_{Paralelo} = \frac{N_T}{N_{serie}} \quad (34)$$

$$N_{Paralelo} = \frac{10}{2} = 5$$

Calculo del número de baterías

$\Delta E$  = minima energia que debe proporcionar la bateria a las cargas

$$\Delta E = Consumo\ maximo * Dias\ de\ autonomia \quad (35)$$

$$\Delta E = (4226.01 Wh/dia)(5) = 21,130.05 Wh$$

Capacidad del sistema de acumulación

$$C_n(Ah) = \frac{\Delta E}{V_{bateria} * P_d} \quad (36)$$

$$C_n(Ah) = \frac{21,130.05 Wh}{(24V)(0.7)} = 1257.74 Ah$$

$$N_{baterias} = \frac{C_n}{I_{bateria}} \quad (37)$$

$$N_{baterias} = \frac{1257.74 Ah}{460 Ah} = 3$$

### Dimensionado del regulador

Corriente máxima del sistema fotovoltaico

$$I_G = I_{Panel} N_{paralelo} \quad (38)$$
$$I_G = (8.27 A)(5) = 41.35 A$$

Dónde:

$I_G$  = Corriente generada por los paneles

$I_{Panel}$  = Corriente máxima del panel

$I_C$  = Corriente consumida por las cargas [18]

$$I_C = \frac{Consumo_{CD}}{V_{bateria}} + \frac{\left(\frac{Consumo_{CA}}{n_{inversor}}\right)}{220} \quad (39)$$

$$I_C = \frac{210 Wh}{24 V} + \frac{(3120 Wh/0.97)}{220} = 23.37 A$$

A partir de los cálculos concluimos que para suministrar la energía eléctrica necesaria se necesitan los siguientes equipos (figura 4.27):



**Figura 4.27** Sistema fotovoltaico autónomo

#### 4.6.4 Evaluación económica del proceso de producción de biodiesel empleando energías renovables (solar)

Se realizaron cotizaciones de los equipos empleados en la simulación con la finalidad de tener un costo aproximado del sistema energético a base de energía solar. En la Tabla XXVI se presentan los costos unitarios y el costo total de todo el sistema sin considerar gastos de instalación.

**Tabla XXVI.** Costo del sistema solar

| Equipo                                  | Número de unidades | Costo unitario | Costo      |
|---|--------------------|----------------|------------|
| Paneles [15]                            | 10                 | 154            | 1540       |
| Baterías [16]                           | 3                  | 1,532.784      | 4,598.352  |
| Inversor [17]                           | 1                  | 1,144.132      | 1,144.132  |
| Regulador [19]                          | 1                  | 898.095        | 898.095    |
| Tanque de almacenamiento de agua [20]   | 1                  | 86.49          | 86.49      |
| Concentrador cilíndrico parabólico [12] | 4                  | 750            | 3000       |
| Costo total del sistema solar           |                    |                | 11,267.069 |

En función de los sistemas de energía solar, la materia prima, los flujos de vapor, agua de enfriamiento y consumo de la carga conectada a los paneles fotovoltaicos (Considerando 5\$/kW) se realizó la evaluación económica del proceso para la producción de biodiesel empleando energía renovable. Los costos se presentan en la Tabla XXVII y XVIII:

**Tabla XXVII.** Costos de materia prima de calidad grado químico (Producción 36 lt/h)

| Reactivo                | Cantidad por lt o kg/ h | Precio     | Precio \$/kg o lt | Precio \$/h |
|-------------------------|-------------------------|------------|-------------------|-------------|
| Metanol [21]            | 6.4                     | 1.68/galón | 0.44              | 2.816       |
| Ácido sulfúrico [22]    | 0.368                   | 440.5/15lt | 29.36             | 10.80448    |
| Hidróxido de sodio [23] | 0.338                   | 971/50kg   | 19.42             | 6.56396     |
| Manteca de cerdo [24]   | 36.2                    | 500/1000kg | 0.5               | 18.1        |

**Tabla XXVIII.** Costos energéticos a base de energía solar (Producción 36 lt/h)

|                      | Fluido | Flujo | Precio \$/h |
|----------------------|--------|-------|-------------|
| Electricidad (kW)    |        | 0.632 | 3.15        |
| Enfriamiento (lt/h)  | Agua   | 10    | 0.000316573 |
| Calentamiento (kg/h) | Vapor  | 20    | 0.330363636 |

Como se mencionó en secciones anteriores, en un proceso además de los costos de materia prima y de utilidades, es importante considerar los costos de capital. Para esto fue necesario el cálculo de depreciación, donde se consideró una vida útil de 20 años y las tasas de depreciación en función del equipo e inmueble empleados. Los cálculos de depreciación fueron realizados con las siguientes ecuaciones (1,2), empleando el método de la línea recta.

Valor de Salvamento [25].

$$S = P(1 - i)^y \quad (40)$$

Donde:

*S = Valor de Salvamento*

*P = Costo de equipo o inmueble*

*i = Tasa de depreciación*

*y = Vida útil*

Depreciación en cualquier periodo [26].

$$\text{Depreciación} = \frac{(P-S)}{y} \quad (41)$$

Los resultados de los cálculos de depreciación para equipo e inmueble empleado se muestran en el Anexo A.

Sumando los costos de materia prima y de utilidades, así como el costo de capital (depreciación), y restando el costo de la glicerina obtenida como subproducto si por cada 36 lt se obtienen 6.66 kg, obtenemos la Tabla XXIX.

**Tabla XXIX.** Costo total del proceso de producción de biodiesel con energía solar

|                               | Costo \$/año      | Costo \$/h   |
|-------------------------------|-------------------|--------------|
| <b>Materia prima</b>          |                   |              |
| Manteca de cerdo              | 79,278            | 18.1         |
| Metanol                       | 12,307.8          | 2.81         |
| Ácido sulfúrico               | 47,304            | 10.80        |
| Hidróxido de sodio            | 28,732.8          | 6.56         |
| <b>Utilidades</b>             |                   |              |
| Electricidad (kW)             | 13,797            | 3.15         |
| Enfriamiento (lt/h)           | 1.40              | 0.00032      |
| Calentamiento (kg/h)          | 1,445.4           | 0.33         |
| <b>Capital (Depreciación)</b> |                   |              |
| Equipos                       | 11,866.77         | 2.7          |
| Instalaciones                 | 49,692.10         | 11.34        |
| <b>Venta de subproductos</b>  |                   |              |
| Glicerina                     | -14,585.4         | -3.33        |
| <b>TOTAL</b>                  | <b>229,839.87</b> | <b>52.47</b> |

En la Tabla XXIX se puede observar que el costo de producción del biodiésel empleando energía solar es de 52.47 dólares por hora para una producción de 36 litros, si se trabaja 12 horas al día por 365 días.

## 4.7 Comparación del costo de producción y del biodiesel obtenido a partir de combustibles fósiles y de fuentes de energía solar.

### 4.7.1 Costo total de producción de biodiésel

En la sección anterior se presentó el cálculo del costo de producción del biodiesel a base de energía solar. Por lo cual para poder realizar una comparación es necesario realizar el mismo cálculo pero considerando que el suministro energético es en base a combustibles fósiles, para lo cual se consideró un costo de 0.077\$/kW (proporcionado por Aspen Plus®). A continuación se presenta dicho

## Resultados y análisis

cálculo en las Tablas XXX, XXXI y XXXII:

**Tabla XXX.** Costos de materia prima de calidad grado químico (Producción 36 lt/h)

| Reactivo                | Cantidad por lt o kg/ h | Precio     | Precio \$/kg o lt | Precio \$/h |
|-------------------------|-------------------------|------------|-------------------|-------------|
| Metanol [21]            | 6.4                     | 1.68/galón | 0.44              | 2.816       |
| Ácido sulfúrico [22]    | 0.368                   | 440.5/15lt | 29.36             | 10.80448    |
| Hidróxido de sodio [23] | 0.338                   | 971/50kg   | 19.42             | 6.56396     |
| Manteca de cerdo [24]   | 36.2                    | 500/1000kg | 0.5               | 18.1        |

**Tabla XXXI.** Costos energéticos a base de combustibles fósiles (Producción 36 lt/h)

|                      | Fluido | Flujo  | Precio \$/h |
|----------------------|--------|--------|-------------|
| Electricidad (kW)    |        | 54.838 | 4.2499      |
| Enfriamiento (lt/h)  | Agua   | 458.03 | 0.0145      |
| Calentamiento (kg/h) | Vapor  | 11.88  | 0.2133      |

Para el cálculo del costo de producción a base de combustibles fósiles (Tabla XXXII) se emplearon los cálculos de depreciación de equipos e inmueble presentados en el Anexo A sin considerar los sistemas de energía solar.

**Tabla XXXII.** Costo total del proceso de producción de biodiesel con combustibles fósiles

|                               | Costo \$/año      | Costo \$/h   |
|-------------------------------|-------------------|--------------|
| <b>Materia prima</b>          |                   |              |
| Manteca de cerdo              | 79,278            | 18,1         |
| Metanol                       | 12,307.8          | 2.81         |
| Ácido sulfúrico               | 47,304            | 10.80        |
| Hidróxido de sodio            | 28,732.8          | 6.56         |
| <b>Utilidades</b>             |                   |              |
| Electricidad (kW)             | 18,615            | 4.25         |
| Enfriamiento (lt/h)           | 63.51             | 0.0145       |
| Calentamiento (kg/h)          | 934.254           | 0.2133       |
| <b>Capital (Depreciación)</b> |                   |              |
| Equipos                       | 11,161.91         | 2.55         |
| Instalaciones                 | 47,917.89         | 10.94        |
| <b>Venta de subproductos</b>  |                   |              |
| Glicerina                     | -14,585.4         | -3,33        |
| <b>TOTAL</b>                  | <b>231,729.76</b> | <b>52.90</b> |

Como se puede ver los costos de materia prima no cambian con respecto al proceso empleando energía solar, ya que se debe a la misma capacidad de producción de biodiesel, lo único que cambia son los costos energéticos y el costo de capital. Cabe recalcar que los costos de materia prima empleados se refieren a cotizaciones de reactivos grado químico.

En las siguiente figura (4.28, Tabla XXXIII) se representan mejor estos resultados, en la primer figura no se representa la venta de la glicerina como subproducto, ya que lo que se desea con el grafico es mostrar los gastos generados en cuanto a reactivos y energéticos, así como equipo e instalaciones, sin considerar la ganancia que se recuperaría por parte del subproducto obtenido que es la glicerina. Este grafico se emplea con la finalidad de comparar el costo de producción entre el proceso empleando combustibles fósiles y el proceso con energía solar.

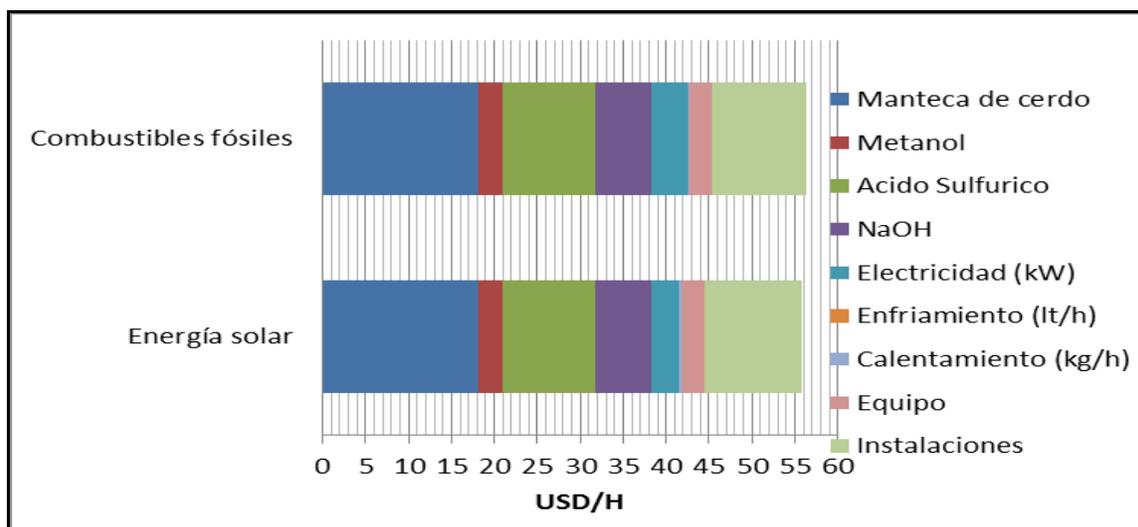


Figura 4.28 Comparación entre costos de producción en \$/hora

Tabla XXXIII. Costo de equipo y de capital

|   | Equipo      | Instalado (Capital) |
|---|-------------|---------------------|
| Costo total del equipo con energía solar [USD]        | 298,367.069 | 1,847,580.47        |
| Costo total del equipo con combustibles fósiles [USD] | 287,100     | 1,781,000.00        |

En cuestión del costo de producción en función de la materia prima, los gastos energéticos y costo de capital, la energía solar se presenta como una opción prometedora a largo plazo, ya que el integrar al proceso los sistemas energéticos solares aumenta el costo de capital y por lo tanto se requiere una mayor inversión.

### 4.7.2 Costo del biodiesel obtenido

A continuación se presenta la comparación entre el costo de biodiesel obtenido empleando como suministro energético energía solar y por otro lado el empleo de combustibles fósiles. Se realizó el cálculo basándose en los datos de las Tablas XXIX y XXXII y las siguientes consideraciones:

- a) Una producción por hora de 36 litros y la planta se encuentra trabajando 12 horas durante los 365 días del año. Empleando reactivos grado químico.

*Tabla XXXIV. Costo del biodiesel de grasa de cerdo para una producción anual de 157,680 litros.*

|          | <b>Energía solar</b> | <b>Combustibles fósiles</b> |
|----------|----------------------|-----------------------------|
| \$/h     | 52.47                | 52.90                       |
| \$/lt    | 1.46                 | 1.47                        |
| \$/galón | 5.6                  | 5.65                        |

- b) Una producción por hora de 36 litros y la planta se encuentra trabajando 24 horas durante los 365 días del año. Empleando reactivos grado químico.

*Tabla XXXV. Costo del biodiesel de grasa de cerdo para una producción anual de 315,360 litros.*

|          | <b>Energía solar</b> | <b>Combustibles fósiles</b> |
|----------|----------------------|-----------------------------|
| \$/h     | 45.45                | 46.16                       |
| \$/lt    | 1.26                 | 1.28                        |
| \$/galón | <b>4.85</b>          | <b>4.93</b>                 |

c) Una producción por hora de 36 litros y la planta se encuentra trabajando 12 horas durante los 365 días del año. Empleando reactivos grado industrial, los precios se muestran en la Tabla XXXVI. En este caso el costo de la materia prima es el único que cambia al tratarse de grado industrial y no de grado químico. Los costos de capital y utilidades de la Tabla XXIX Y XXXII se mantienen.

**Tabla XXXVI.** Costos de materia prima de calidad grado industrial (Producción 36 lt/h)

| Reactivo                | Cantidad por lt o kg/ h | Precio \$     | Precio \$/kg o lt | Precio \$/h |
|-------------------------|-------------------------|---------------|-------------------|-------------|
| Metanol [29]            | 6.4                     | 1.1/galón     | 0.29              | 1.856       |
| Ácido sulfúrico [30]    | 0.368                   | 400/543.48 lt | 0.73              | 0.27        |
| Hidróxido de sodio [31] | 0.338                   | 350/1000kg    | 0.35              | 0.1183      |
| Manteca de cerdo [24]   | 36.2                    | 500/1000kg    | 0.5               | 18.1        |

**Tabla XXXVII.** Costo del biodiesel de grasa de cerdo para una producción anual de 157,680 litros empleando reactivos grado industrial.

|          | Energía solar | Combustibles fósiles |
|----------|---------------|----------------------|
| \$/h     | 34.53         | 34.98                |
| \$/lt    | 0.96          | 0.97                 |
| \$/galón | 3.69          | 3.74                 |

## 4.8 Conclusión

A partir de todo el análisis realizado se concluye que la producción de biodiesel de manteca de cerdo requiere de un pretratamiento para la reducción de ácidos grasos libres y así obtener una mayor conversión. Por otro lado de las metodologías propuestas, el método convencional resulto ser la mejor opción en cuanto a costo total del proceso, además de que permite un mejor control de las condiciones de operación y los equipos empleados son más sencillos de diseñar y mantener.

En lo que a la sustitución de los combustibles fósiles por energía solar se refiere, se comprobó que los colectores de tubo evacuado no permiten alcanzar las temperaturas de reacción, ya que el generar agua caliente no es suficiente para suministrar la energía térmica al proceso. Por lo que se eliminó como posible opción y se sustituyeron por concentradores cilíndricos parabólicos lineales, en los cuales se llevó a cabo la generación directa de vapor y se obtuvieron resultados favorables, alcanzando las temperaturas de operación en todas las etapas del proceso.

Finalmente en base a la evaluación económica se concluye que el costo de producción de biodiesel a base de combustibles fósiles es 8 centavos de dólar más caro que el obtenido a base de energía solar, teniendo un costo de 4.93 dólares por galón si se emplean combustibles fósiles a comparación de 4.85 dólares por galón si se sustituye por energía solar (empleando en ambos casos reactivos de grado químico). Por otro lado al cambiar los reactivos a grado industrial se reduce el costo del biodiesel obtenido un costo de 3.69 empleando energía solar y 3.74 empleando combustibles fósiles. Por lo que la sustitución de los suministros energéticos por energía solar se presenta como una buena opción a largo plazo debido a que se requiere una mayor inversión inicial.

En cuanto al precio comercial del diésel en México es de 3.5 dólares por galón [32] y el biodiesel de aceites vegetales tiene un costo internacional aproximado de 3.77 dólares por galón [33], por lo que el costo del biodiesel de grasa de cerdo es mayor si empleamos reactivos de alta calidad, pero si se utilizan reactivos de grado industrial el biodiesel obtenido logra competir, teniendo un costo de 3.69-3.74, el cual es menor que el obtenido a partir de aceites vegetales.

## Referencias

- [1] Jeong G.T., Yang H.S., Park D.H., Optimization of transesterification of animal fat ester using response surface methodology. *Bioresour Technol*, 2009, Vol. 100, p. 25–30.
- [2] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Production of biodiesel from acid waste lard. *Bioresour Technol*, 2009, Vol. 100, p. 6355–6361.
- [3] Dias J.M., Alvim-Ferraz M.C.M., Almeida M.F., Díaz J.D.M., Polo M.S., Utrilla J.R., Biodiesel production using calcium manganese oxide as catalyst and different raw materials. *Energy Convers Manag*, 2013, Vol. 65, p. 647–653.
- [4] Shin H.Y., Lee S.H., Ryu J.H., Bae S.Y., Biodiesel production from waste lard using supercritical methanol. *Journal Supercrit Fluid*, 2012, Vol. 61, p. 134–138.
- [5] Colector de 10 tubos evacuados perteneciente al CIDETER de la Universidad de Ciencias y Artes de Chiapas.
- [6] Sophie V. M., David H. A., A Linear Parabolic Trough Solar Collector Performance Model, *Renewable energy Resources and a greener future*, 2006, Vol. 8.
- [7] Faizur Rahman, Two Dimensional Mathematical Model of Evacuated Tubular Solar Collector: M.Sc. Thesis the College of Graduate Studies King Fahd University of Petroleum & Minerals Dhahran, Saudi Arabia, 1981.
- [8] Duffie J.A., Beckman W.A., *Solar Engineering of Thermal Processes*, 2nd edition, Wiley, New York, 1991.
- [9] Wilbur P.J., Heat Loss Characteristic of an Evacuated Plate-In-Tube Collector, Report No. A1AA paper 73 NASA center, 1987.
- [10] Holman J.P. "Heat transfer", McGraw Hill, New York, 1997.
- [11] Robert, G.T., Heat Loss Characteristics of an Evacuated plate- In-Tube collector, *Solar Energy*, 1979, Vol. 22, p. 137-140.
- [12] <http://www.inventivepower.com.mx/tecnologia.php>
- [13] Carlos P.B., Elisban J. S.S., Evaluación de un concentrador cilíndrico

- parabólico (CCP), Universidad Nacional Jorge Basadre Grohmann, Centro de Energías Renovables de Tacna (CERT), Arequipa, 2009.
- [14] <http://www.econotecnica.com/radiacion-solar.html>
- [15] <http://www.sfe-solar.com/paneles-solares-fotovoltaicos/solarworld/sunmodule-sw150-12v-policristalin/>
- [16] [https://autosolar.es/baterias/baterias-estacionarias-24v/bateria-rolls-24v-460ah-s460\\_precio](https://autosolar.es/baterias/baterias-estacionarias-24v/bateria-rolls-24v-460ah-s460_precio)
- [17] <http://www.pv-matrix.de/en/wechselrichter/sb-2500hf-676.html>
- [18] Lluís P.V., Dimensionado de Sistemas Fotovoltaicos, Departamento de Ingeniería Electrónica, Universitat Politècnica de Catalunya, Barcelona, España.
- [19] [https://autosolar.es/regulador-de-carga/reguladores-de-carga/regulador-de-carga-60a-solar\\_precio](https://autosolar.es/regulador-de-carga/reguladores-de-carga/regulador-de-carga-60a-solar_precio)
- [20] <http://www.directwatertanks.co.uk/water-tanks/50-litre-water-tank>
- [21] <http://spanish.alibaba.com/product-gs/manufacture-best-quality-of-99-9-methanol-price-1906678791.html>
- [22] <http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sial/320501?lang=es&region=MX>
- [23] <http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sial/484024?lang=es&region=MX>
- [24] [http://www.alibaba.com/product-detail/Frozen-Pork-cutting-fat-back-fat\\_50008016711.html?spm=a2700.7724857.29.164.Tm28bm](http://www.alibaba.com/product-detail/Frozen-Pork-cutting-fat-back-fat_50008016711.html?spm=a2700.7724857.29.164.Tm28bm)
- [25] <http://es.slideshare.net/matrixlab/salvage-value-calculation>
- [26] <http://www.calculatorsoup.com/calculators/financial/depreciation-straight-line.php>
- [27] <https://www.ird.govt.nz/resources/6/5/6576ff004ba3cf748844bd9ef8e4b077/ir265.pdf>
- [28] [http://www.dofiscal.net/pdf/doctrina/D\\_DPF\\_RV\\_2014\\_2254.pdf](http://www.dofiscal.net/pdf/doctrina/D_DPF_RV_2014_2254.pdf)
- [29] <https://www.methanex.com/our-business/pricing>
- [30] <http://spanish.alibaba.com/product-gs/98-industrial-grade-sulfuric-acid-795580005.html?s=p>

- [31] <http://spanish.alibaba.com/product-gs/plant-industry-grade-99-caustic-soda-sodium-hydroxide-99-caustic-soda-pearls-99-for-textile-dyes-cas-1310-73-2-msds-60247455855.html?s=p>
- [32] [https://www.mexicomike.com/database/runner/public/mx\\_fuel\\_prices\\_list.php](https://www.mexicomike.com/database/runner/public/mx_fuel_prices_list.php)
- [33] [http://www.afdc.energy.gov/uploads/publication/alternative\\_fuel\\_price\\_report\\_april\\_2015.pdf](http://www.afdc.energy.gov/uploads/publication/alternative_fuel_price_report_april_2015.pdf)

## Capítulo V. Conclusiones

1. La producción de biodiésel en México ha sido estudiada a profundidad pero no se le ha dado la importancia ni inversión debida, ya que no resulta costeable al no poder competir en precio con otros combustibles.
2. Existen diferentes métodos para la producción de biodiésel y lo que diferencia a unos de otros son las condiciones (relación molar alcohol: grasa/aceite, temperatura de reacción y cantidad de catalizador) a las que se debe trabajar, las cuales dependen del tipo de catalizador empleado y tipo de materia prima.
3. Cuando la materia prima es una grasa animal o aceite de cocina usado se requiere de un pre tratamiento, ya que se presenta un alto contenido de ácidos grasos libres, que al ser sometidos sólo a una transesterificación pueden promover la formación de jabón, agua y disminuir la conversión.
4. La producción de biodiesel a partir de manteca de cerdo requiere de una esterificación previa para la reducción de ácidos grasos libres, en la cual se emplea un catalizador ácido, como lo es el ácido sulfúrico.
5. La producción de biodiesel a partir de manteca de cerdo o cualquier grasa animal se puede llevar a cabo por destilación reactiva, catálisis heterogénea o por catálisis homogénea.
6. La selección del mejor método para la producción de biodiesel se basó en un análisis económico y energético. En donde la destilación reactiva y el método convencional el cual emplea catalizadores homogéneos presentaron costos totales del proceso muy similares. Pero finalmente se decidió por el método convencional pues permite un mejor control de las

condiciones de operación y los equipos empleados son más sencillos de diseñar y mantener.

7. Al sustituir el suministro energético en base a combustibles fósiles del método convencional por sistemas de energía solar se comprobó que los colectores de tubo evacuado no permiten alcanzar las temperaturas de reacción, ya que el generar agua caliente no es suficiente para suministrar la energía térmica al proceso, pues se requiere de vapor saturado.
8. Por otro lado sustituyendo el suministro energético por concentradores cilíndricos parabólicos lineales, y realizando la generación directa de vapor, se obtuvieron resultados favorables, alcanzando las temperaturas de operación necesarias en todas las etapas del proceso.
9. En cuanto a la evaluación económica considerando ambos suministros energéticos, se concluye que el costo de producción de biodiesel a base de combustibles fósiles es 8 centavos de dólar más caro que el obtenido a base de energía solar, teniendo un costo de 4.93 dólares por galón si se emplean combustibles fósiles a comparación de 4.85 dólares por galón si se sustituye por energía solar.
10. Al reemplazar los reactivos de grado químico por reactivos grado industrial se reduce el costo del biodiesel obtenido, presentando un costo de 3.69 dólares por galón empleando energía solar y 3.74 empleando combustibles fósiles.
11. Finalmente se concluye que el costo del biodiesel empleando energía solar se presenta como una opción viable y más económica que el de fuentes fósiles, el cual es de 3.69 dólares por galón y que además logra competir con el diésel comercial que presenta un costo en México de 3.5 dólares por galón y con el biodiesel de aceites vegetales que tiene un costo internacional aproximado de 3.77 dólares por galón.

## Productividad

- Participación Modalidad Oral en el XXIV International Materials Research Congress, celebrado del 16 al 20 de Agosto de 2015 en Cancún, Quintana Roo, México.
- Participación Modalidad Poster en el XXIV International Materials Research Congress, celebrado del 16 al 20 de Agosto de 2015 en Cancún, Quintana Roo, México.
- Participación Modalidad Poster en el 3er. Coloquio de Energía: Uso Actual de la Energía y Energías Renovables, Seminario Regional ICTP-UNACH-UNESCO Sesión Energía, celebrado del 1 al 4 de Septiembre de 2015 en Tuxtla Gutiérrez, Chiapas, México.
- Participación como instructora del Curso Básico TRNSYS, realizado del 14 al 15 de Octubre de 2015 en Tuxtla Gutiérrez, Chiapas, México.
- Participación Modalidad Oral en el 2do. Congreso Nacional Universidad Saludable y Sustentable “La ciencia al servicio de la sociedad”, celebrado del 22 al 23 de Octubre de 2015 en Tuxtla Gutiérrez, Chiapas, México.
- Artículos en revisión:
  - Biodiesel Production Processes Comparison using Animal fat
  - Design, simulation and evaluation of the feasibility of biodiesel production processes using solar energy

## Trabajos Futuros

- Diseño y construcción de una planta de producción de biodiesel empleando energía solar en una comunidad rural.
- Síntesis de catalizadores heterogéneos utilizados en la producción de biodiesel.
- Análisis y simulación de las etapas de purificación de biodiesel y glicerina.

## Anexo A

Cálculo de depreciación de equipo e instalaciones:

| Equipo o inmueble                      | Costo \$  | Vida útil año [27] | Tasa de depreciación SL [27] | Valor de salvamento | Depreciación |
|--|-----------|--------------------|------------------------------|---------------------|--------------|
| Bomba metanol                          | 3,900     | 12,5               | 10,5%                        | 974.66              | 234.03       |
| Bomba grasa                            | 3,900     | 12,5               | 10,5%                        | 974.66              | 234.03       |
| I.C Metanol                            | 12,200    | 20                 | 7,0%                         | 2,857.71            | 467.11       |
| I.C Grasa                              | 12,200    | 20                 | 7,0%                         | 2,857.71            | 467.11       |
| Condensador (Columna metanol)          | 8,500     | 20                 | 7,0%                         | 1,991.03            | 325.45       |
| Tanque Condensador (Columna metanol)   | 15,300    | 20                 | 7,0%                         | 3,583.85            | 585.81       |
| Reboiler (Columna metanol)             | 12,200    | 20                 | 7,0%                         | 2,857.71            | 467.11       |
| Bomba de reflujo (Columna metanol)     | 4,400     | 20                 | 7,0%                         | 1,030.65            | 168.47       |
| Torre (Columna metanol)                | 31,200    | 20                 | 7,0%                         | 7,308.25            | 1,194.59     |
| Reactor de esterificación              | 22,300    | 20                 | 7,0%                         | 5,223.53            | 853.82       |
| Reactor de transesterificación         | 22,300    | 20                 | 7,0%                         | 5,223.53            | 853.82       |
| Reactor de neutralización              | 22,000    | 20                 | 7,0%                         | 5,153.26            | 842.34       |
| Separador biodiésel                    | 15,200    | 20                 | 7,0%                         | 3,560.43            | 581.98       |
| Separador biodiésel-Glicerina          | 15,200    | 20                 | 7,0%                         | 3,560.43            | 581.98       |
| Condensador (Columna glicerina)        | 8,300     | 20                 | 7,0%                         | 1,944.18            | 317.79       |
| Tanque condensador (Columna glicerina) | 15,300    | 20                 | 7,0%                         | 3,583.85            | 585.81       |
| Reboiler (Columna glicerina)           | 12,200    | 20                 | 7,0%                         | 2,857.71            | 467.11       |
| Bomba de reflujo (Columna glicerina)   | 4,400     | 20                 | 7,0%                         | 1,030.65            | 168.47       |
| Torre (Columna glicerina)              | 31,600    | 20                 | 7,0%                         | 7,401.95            | 1,209.90     |
| Tanque metanol                         | 6,100     | 20                 | 7,0%                         | 1,428.86            | 233.56       |
| Tanque grasa                           | 8,400     | 20                 | 7,0%                         | 1,967.61            | 321.62       |
| Paneles fotovoltaicos                  | 1,540     | 20                 | 100,0%                       | 0.00 [28]           | 77.00        |
| Baterías                               | 4,598     | 10                 | 13,5%                        | 1,078.36            | 352.00       |
| Inversor                               | 1,144     | 12,5               | 10,5%                        | 285.93              | 68.66        |
| Regulador                              | 898.09    | 12,5               | 10,5%                        | 224.45              | 53.89        |
| Tanque de almacenamiento de agua       | 86.49     | 20                 | 7,0%                         | 20.26               | 3.31         |
| CPC                                    | 3,000     | 20                 | 100,0%                       | 0.00 [28]           | 150.00       |
| Edificios y estructuras                | 1,549,213 | 20                 | 5,0%                         | 555,371.05          | 49,692.10    |

## Anexo B

Programa creado en **Polymath** para el cálculo de la radiación solar y los ángulos solares en Tuxtla Gutiérrez. Este programa fue empleado para obtener datos necesarios para la simulación en TRNSYS.

```
#.....CALCULO DE LA RADIACION
SOLAR.....

#****CONSTANTES****
#CONSTANTE SOLAR (W/M2)
Gsc = 1367
#NUMERO PI
pi = 3.1416

#****DATOS A INTRODUCIR****

#DIA DEL AÑO
n = 288
#LATITUD
f = 16.753
#ANGULO DE INCLINACION DEL COLECTOR (GRADOS)
b = 30
#ANGULO AZIMUT DE LA SUPERFICIE (GRADOS)
g = 15
#LONGITUD DEL MERIDIANO STANDARD PARA EL CUAL ESTA BASADO EL TIEMPO LOCAL
(GRADOS)
L0 = 93.1155
#LONGITUD DEL LUGAR DEL MERIDIANO CENTRAL DE HUSO HORARIO RELEVANTE
(GRADOS)
LC = 90
#HORA LOCAL (EN FUNCION DE LAS 24 HORAS DEL DIA)
t = 16
#ALTURA DEL LUGAR CON RESPECTO AL MAR (KM)
A = 0.522
#ANGULOS HORARIOS ENTRE UN INTERVALO DE TIEMPO (GRADOS)
w1 = 15
w2 = 30
#LOS FACTORES SE DAN DEPENDIENDO EL TIPO DE CLIMA, POR EJEMPLO EN UN DIA
TROPICAL
r0 = 0.95
r1 = 0.98
rk = 1.02
#REFLECTANCIA DE LA TIERRA, CUYO VALOR ES 0.2 TODOS LOS MESES EXCEPTO
DICIEMBRE Y MARZO QUE VALE 0.4, ENERO Y FEBRERO ES 0.7
ps = 0.2

#****CALCULOS****
#NOTA: el prefijo g se refiere a grados y el prefijo r a radianes, cualquier otro símbolo sin PREFIJO
tiene valor en radianes

#CAMBIO DE ANGULOS DE GRADOS A RADIANES
fr = (f * 3.1416) / 180
br = (b * 3.1416) / 180
gr = (g * 3.1416) / 180
```

$$w1r = (w1 * 3.1416) / 180$$

$$w2r = (w2 * 3.1416) / 180$$

#POSICION ANGULAR DE LA TIERRA EN LA ORBITA

$$a = (2 * \pi * (n - 1)) / 365$$

#DECLINACION

$$d = 0.409 * \sin((2 * \pi * (284 + n)) / 365)$$

$$dg = (d * 180) / \pi$$

#ANGULO HORARIO

$$w = ((2 * \pi) / 24) * (t - 12)$$

$$wg = (360/24) * (t - 12)$$

#ANGULO DE INCIDENCIA

$$\text{teta} = \arccos((\sin(d) * \sin(fr) * \cos(br)) - (\sin(d) * \cos(fr) * \sin(br) * \cos(gr)) + (\cos(d) * \cos(fr) * \cos(br) * \cos(w)) + (\cos(d) * \sin(fr) * \sin(br) * \cos(gr) * \cos(w)) + (\cos(d) * \sin(br) * \sin(gr) * \sin(w)))$$

$$\text{tetag} = (\text{teta} * 180) / \pi$$

#ANGULO ZENITAL

$$\text{tetaz} = \arccos((\sin(d) * \sin(fr)) + (\cos(d) * \cos(fr) * \cos(w)))$$

$$\text{tetazg} = (\text{tetaz} * 180) / \pi$$

#ANGULO AZIMUTAL SOLAR

$$gs = \arccos(((\cos(\text{tetaz}) * \sin(fr)) - \sin(d)) / (\sin(\text{tetaz}) * \cos(fr)))$$

$$gsg = (gs * 180) / \pi$$

#ANGULO DE SALIDA DEL SOL

$$ws = \arccos(-\tan(d) * \tan(fr))$$

$$wsg = (ws * 180) / \pi$$

#PUESTA DEL SOL (HORA, CONSIDERANDO 24 HORAS)

$$PS = 12 + (wsg / 15)$$

#SALIDA DEL SOL

$$SALS = 12 - (wsg / 15)$$

#HORAS DE SALIDA Y PUESTA DEL SOL APARTIR DE LAS 12

$$\text{horas} = wsg / 15$$

#DURACION ASTRONOMICA DEL DIA (HORAS)

$$N = (12/\pi) * (2 * ws)$$

#ALTURA SOLAR (GRADOS)

$$as = \arcsin(\sin(fr) * \sin(d) + \cos(fr) * \cos(d) * \cos(w))$$

$$as2 = \arcsin(\cos(\text{tetaz}))$$

$$asg = (as * 180) / \pi$$

#TIEMPO SOLAR VERDADERO (HORAS)

$$TS = 12 * (1 + (w / \pi))$$

#TIEMPO LOCAL DEL OBSERVADOR (MERIDIANO) (HORAS)

$$T0 = TS - E$$

#ECUACION DEL TIEMPO

$$E = 229.18 * (0.000075 + (0.001868 * \cos(a)) - (0.032077 * \sin(a)) - (0.014615 * \cos(2 * a)) - (0.04089 * \sin(2 * a)))$$



#TIEMPO ESTANDAR O SOLAR MEDIO (HORAS)

$$TC = 12 * (1 + (w / \pi)) - ((L0 - LC) / 15) - (E / 60)$$

#RADIACION EXTRATERRESTRE NORMAL (Wh/M2)

$$G0n = Gsc * Fn$$

#CORRECCION DE LA DISTANCIA DE LA TIERRA AL SOL DEBIDO A LA EXCENTRICIDAD

$$Fn = 1 + (0.033 * \cos((2 * \pi * n) / 365))$$

#IRRADIANCIA SOBRE UN PLANO HORIZONTAL (Wh/M2)

$$G0 = G0n * \cos(\text{tetaz})$$

#IRRADIACION SOLAR DIARIA SOBRE UN PLANO HORIZONTAL (H0h[=]J/M2)

(H0hW[=]Wh/m2)

$$H0h = (24/\pi) * lcs * Fn * ((\cos(d) * \cos(fr) * \sin(ws)) + (((2 * \pi * ws) / 365) * \sin(d) * \sin(fr)))$$

$$lcs = 3600 * Gsc$$

$$H0hW = H0h / 86400$$

#IRRADIACION DIARIA EN INCIDENCIA NORMAL (J/M2)

$$H0 = (24/\pi) * lcs * Fn * ws$$

#CONVERSION A WATTSh/M2, 3600 segundos en 1 horas

$$H0W = (H0/86400)$$

#IRRADIANCIA PARA UN INTERVALO DE TIEMPO EN UN PLANO HORIZONTAL (I0h[=]J/M2)

(I0hW[=]Wh/m2)

$$I0h = ((12 * Gsc * 3600) / \pi) * Fn * (\cos(fr) * \cos(d) * (\sin(w2r) - \sin(w1r)) + (((2 * \pi * (w2r - w1r)) / 360) * \sin(fr) * \sin(d)))$$

$$I0hW = (I0h/3600)$$

#IRRADIANCIA PARA UN INTERVALO DE TIEMPO EN INCIDENCIA NORMAL (I0[=]J/M2)

(I0W[=]Wh/m2)

$$I0 = (12/\pi) * lcs * Fn * (w2r - w1r)$$

$$I0W = (I0/3600)$$

#IRRADIANCIA DIRECTA NORMAL A LA SUPERFICIE EN ATMOSFERA CLARA (Wh/M2)

$$Gcnb = \text{TAOB} * G0n$$

#IRRADIANCIA DIRECTA SOBRE UNA SUPERFICIE HORIZONTAL EN UNA ATMOSFERA CLARA (Wh/M2)

$$Gcb = \text{TAOB} * G0n * \cos(\text{tetaz})$$

#IRRADIACION EN UN DIA DESPEJADO (Icb[=]J/M2) (IcbW[=]Wh/m2)

$$Icb = \text{TAOB} * H0h * \cos(\text{tetaz})$$

$$IcbW = (Icb/3600)$$

#TRANSMITANCIA DE LA RADIACION DIRECTA

$$\text{TAOB} = a0 + a1 * \exp(-k * \cos(\text{tetaz}))$$

#PARAMETROS Y FACTORES DE CORRECCION

$$a0 = r0 * (0.4237 - 0.00821 * ((6 - A) ^ 2))$$

$$a1 = r1 * (0.5055 + 0.00595 * ((6.5 - A) ^ 2))$$



$$k = rk * (0.2711 + 0.01858 * ((2.5 - A) ^ 2))$$

#TRANSMITANCIA DE RADIACION DIFUSA EN UNA SUPERFICIE HORIZONTAL

$$TAOD = 0.2710 - 0.2939 * TAOB$$

#IRRADIANCIA DIFUSA (Wh/M2)

$$Gcd = TAOD * G0n * \cos(\text{tetaz})$$

#IRRADIANCIA DIFUSA PARA UN INTERVALO DE TIEMPO (Icd[=]J/M2) (IcdW[=]Wh/m2)

$$Icd = TAOD * I0$$

$$IcdW = (Icd/3600)$$

#IRRADIANCIA TOTAL (Wh/M2)

$$Gc = Gcb + Gcd$$

#IRRADIACION TOTAL (Ic[=]J/M2) (IcW[=]Wh/m2)

$$Ic = Icb + Icd$$

$$IcW = (Ic/3600)$$

#-----CALCULO DE LA IRRADIACION PROMEDIO MENSUAL EN INCIDENCIA NORMAL (J/M2)-----

$$HT = (H0 * (1 - (HdsobreH)) * Rb) + (H0 * (HdsobreH) * ((1 + \cos(\text{br})) / 2)) + (H0 * ps * ((1 - \cos(\text{br})) / 2))$$

#EN WATTS/M2

$$HTW = (HT/3600)$$

#PROMEDIO DIARIO POR HORA AL DIA DEL MES (Wh/m2)

$$HTDH = HTW / 30$$

#PROMEDIO DIARIO MENSUAL (Wdia/m2)

$$HTD = HTDH * \text{horas}$$

#DATOS NECESARIOS:

#INDICE DE CLARIDAD PROMEDIO MENSUAL

$$KT = (H0W/G0n)$$

#FACTOR GEOMETRICO Rb, RAZON DEL HAZ DE RADIACION EN UNA SUPERFICIE INCLINADA A UNA SUPERFICIE HORIZONTAL EN CUALQUIER MOMENTO

$$Rb = (\cos(\text{teta}) / \cos(\text{tetaz}))$$

#FRACCION MENSUAL DIFUSA

$$HdsobreH = 1 + (0.2832 * KT) - (2.5557 * (KT ^ 2)) + (0.8448 * (KT ^ 3))$$