

**DISEÑO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL PARA LA PRODUCCIÓN DE
METILESTERES A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y EVALUACIÓN TÉCNICA,
ECONÓMICA Y AMBIENTAL DEL PROCESO**

FABIAN EDUARDO PEDRAZA CRISTANCHO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2006

**DISEÑO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL PARA LA PRODUCCIÓN DE
METILESTERES A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y EVALUACIÓN TÉCNICA,
ECONÓMICA Y AMBIENTAL DEL PROCESO**

FABIAN EDUARDO PEDRAZA CRISTANCHO

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director

VIATCHESLAV KAFAROV

Ingeniero Químico Ph.D.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2006

RESUMEN

1. TITULO*

DISEÑO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL PARA LA PRODUCCIÓN DE METILESTERES A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y EVALUACIÓN TÉCNICA, ECONÓMICA Y AMBIENTAL DEL PROCESO.

2. AUTOR**

Fabian Eduardo Pedraza Cristancho

3. PALABRAS CLAVE

Metil-éster, aceite de palma, transesterificación, diseño.

4. DESCRIPCIÓN

Este trabajo tiene como objetivo, diseñar una planta industrial para producir metil-ésteres a partir de aceite de palma y realizar una evaluación técnica económica y ambiental del proceso.

Este documento pronostica el consumo de biodiesel, analiza la disponibilidad de aceite de palma y el consumo de glicerina en el panorama mundial sur americano y nacional. Se selecciona la tecnología mas adecuada y se realiza el diseño y dimensionamiento de los equipos, igualmente se define la localización de la planta. También se define la organización administrativa, se estima el capital de inversión, el costo anual de producción y la evaluación financiera del proyecto.

Se determinó que es necesaria una capacidad de 170 mil toneladas por año para cubrir la demanda en Colombia, estableciendo la planta en la ciudad de San Alberto y usando un proceso continuo de transesterificación en medio alcalino. La evaluación económica es favorable presentando buena tasa de rentabilidad y baja sensibilidad a la variación en los precios de compra de materia prima.

* Trabajo de grado para optar al título de ingeniero químico

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas – Escuela de Ingeniería Química

ABSTRACT

1. TITLE*

INDUSTRIAL PLANT DESIGN FOR METHYL ESTER PRODUCTION FROM PALM OIL AND TECHNICAL, ECONOMIC AND ENVIROMENTAL EVALUATION OF THE PROCESS.

2. AUTHOR**

Fabian Eduardo Pedraza Cristancho

3. KEY WORDS

Methyl ester, palm oil, transesterification, design.

4. DESCRIPTION

This work is addressed toward the design of a industrial plant for methyl ester production, starting from palm oil and to make technical, economic and environmental evaluation of the process.

This document prognostic the consumption of diesel, to analyze the availability of palm oil and the consumption of glycerine in the worldwide, south american and national scene. The most suitable technology is selected, and be made the design and sizing of the equipment also the location of the plant is defined. Also the administrative organization is specified; the capital investment and cost of overall manufacturing by year are calculated.

Finally the financial evaluation of the Project is made. The study threw out as results that capacity of 170000 ton by year will cover the demand in Colombia, the plant be established in the city of San Alberto and using a continuous transesterification process in alkaline conditions. The economic evaluation is favorable, presenting good rate of yield and low sensitivity to the variation in the prices of a purchase of raw material.

* Degree Project

** Students of Chemical Engineering School

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
1. MARCO TEÓRICO	3
1.1. CONCEPTO DEL BIODIESEL	3
1.2. PROCESOS CATALÍTICOS DE TRANSESTERIFICACIÓN	5
1.2.1. Catálisis ácida	5
1.2.2. Catálisis básica	6
1.2.3. Catálisis enzimática	7
2. METODOLOGÍA	8
2.1. METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DEL MERCADO	8
2.2. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN TÉCNICA	8
2.3. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA	8
2.4. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS AMBIENTAL	8
3. ANÁLISIS DE MERCADO	10
3.1. DEMANDA DE BIODIESEL	10
3.2. MATERIAS PRIMAS	11
3.2.1. Aceite de palma	11
3.2.2. Metanol	13
3.3. GLICERINA	13
3.3.1. Análisis de la Demanda	13
3.3.2. Oferta	14
3.3.3. Mercado Colombiano	15
3.3.4. Análisis de Precios	16
4. EVALUACIÓN TÉCNICA	17
4.1. BASES DEL DISEÑO	17
4.2. LOCALIZACIÓN	17

4.3. MATERIAS PRIMAS	18
4.4. PRODUCTOS	19
4.4.1. Metil-éster de aceite de palma	19
4.4.2. Glicerina	20
4.5. CONDICIONES Y SECCIONES BÁSICAS DEL PROCESO	20
4.6. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	21
4.7. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO	21
4.8. PLANEACIÓN DE ACTIVIDADES	22
5. EVALUACIÓN ECONÓMICA	24
5.1. INVERSIÓN DE CAPITAL	24
5.1.1. Equipos de proceso	24
5.1.2. Costo de capital	25
5.2. COSTOS DE OPERACIÓN	26
5.2.1. Costos fijos	26
5.2.2. Costos variables	27
5.3. CASO DE ESTUDIO	28
5.3.1. Flujo de caja del proyecto	29
5.3.2. Rentabilidad del proyecto	29
5.3.3. Punto de Equilibrio	29
5.3.4. Costo anual equivalente	30
5.4. DESARROLLO DEL PROYECTO	31
6. EVALUACIÓN AMBIENTAL	33
6.1. EFLUENTES DEL PROCESO	33
CONCLUSIONES	34
RECOMENDACIONES	35
BIBLIOGRAFIA	36

LISTA DE ANEXOS

- ANEXO 1:** TABLAS DE COMPOSICIÓN Y FLUJOS
- ANEXO 2:** UNIDADES DE SERVICIOS INDUSTRIALES
- ANEXO 3:** FLUJO DE CAJA
- ANEXO 4:** ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD
- ANEXO 5:** ESTRUCTURA DE PRECIOS DE LA MEZCLA B-5
- ANEXO 6:** BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA
- ANEXO 7:** DESCRIPCIÓN DEL PROCESO
- ANEXO 8:** DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN
- ANEXO 9:** BALANCE DE CARBONO
- ANEXO 10:** CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES
- ANEXO 11:** CONSUMOS Y RENDIMIENTOS

LISTA DE FIGURAS

- FIGURA 1.** REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

LISTA DE GRAFICOS

- GRÁFICO 1.** DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE EQUILIBRIO DE LA PLANTA

LISTA DE TABLAS

- TABLA 1.** PROYECCIÓN DE LA DEMANDA DE ACPM Y BIODIESEL
- TABLA 2.** PROYECCIONES PARA LA PRODUCCIÓN Y DEMANDA DE ACEITE DE PALMA AL 2020
- TABLA 3.** PRODUCCIÓN MUNDIAL DE GLICERINA (MILES DE TONELADAS)
- TABLA 4.** PROPIEDADES DEL BIODIESEL DE PALMA
- TABLA 5.** CARACTERÍSTICAS DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE LA PLANTA.
- TABLA 6.** COSTO DE LOS EQUIPOS DE PROCESO
- TABLA 7.** COSTO DE CAPITAL
- TABLA 8.** NÓMINA DE LA PLANTA
- TABLA 9.** VALORES PRINCIPALES UTILIZADOS EN EL CASO DE ESTUDIO
- TABLA 10.** COSTO ANUAL EQUIVALENTE DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

INTRODUCCIÓN

La preocupación general por el carácter no renovable de los combustibles fósiles y la alta participación del sector transporte en el consumo total de energía primaria y en la contaminación atmosférica de los centros urbanos, se ha convertido en la fuerza que esta impulsando en el mundo la investigación sobre fuentes alternas de combustibles para vehículos, especialmente las fuentes agrícolas.

Los biocombustibles usados en el sector transporte o biocarburantes se pueden clasificar en dos grupos, dependiendo del tipo de motor en el cual se puedan utilizar: los bioalcoholes cuyo uso es apto en motores de encendido provocado (Gasolina) y los aceites vegetales y sus ésteres derivados, aptos para motores de encendido por compresión (diesel). A este último grupo de combustibles se les conoce con el nombre de biodiesel.

La idea de utilizar un biocombustible en motores diesel no es una novedad. Rudolf Diesel usó como combustible aceite de maní cuando exhibió el prototipo del motor que lleva su nombre en la feria de París del año 1900.

Actualmente la mayor producción y consumo de biodiesel en el mundo se da en países de la unión europea. El biodiesel se consume puro en Alemania y Austria, mientras que en Francia se utiliza en mezclas al 5% con el diesel convencional. También se produce y consume biodiesel en cantidades significativas en Estados Unidos de Norteamérica y en Malasia. A nivel latinoamericano, Argentina es el país con mayor desarrollo en esta industria.

En cuanto a las materias primas mas utilizadas en la producción de biodiesel, la práctica común en los países pioneros ha sido usar aceites vegetales autóctonos. En Austria, Alemania y otros países de Europa Central se utilizan aceites de semillas oleaginosas como el girasol y la colza. En Estados Unidos de

Norteamérica y Argentina se utiliza fundamentalmente aceite de soya. En países tropicales como Malasia e Indonesia se utiliza el Aceite de Palma.

En Colombia, existen condiciones muy favorables para impulsar un programa de fomento del uso de biodiesel de aceite de palma como una alternativa para el desarrollo sostenible del país y para apoyar la autosuficiencia energética nacional. Actualmente Colombia es el cuarto productor mundial de aceite de palma y el primero en el continente.

El objetivo de este trabajo es diseñar una planta industrial de metil-esteres a partir de aceite de palma y realizar una evaluación técnica económica y ambiental del proceso.

Este proyecto se convierte en un dinamizador del empleo rural y del desarrollo agroindustrial del país, coadyuva al mejoramiento de la calidad del aire y la autosuficiencia energética de nuestra nación. Este proyecto se realizó en el marco de la normatividad emitida por el ministerio de minas y energía, referente al tema del biodiesel.

1. MARCO TEÓRICO

1.1. CONCEPTO DEL BIODIESEL

El biodiesel es un derivado de los aceites vegetales, obtenido por alcoholísis (transesterificación), con metanol, es decir, es una compleja mezcla de ácidos grasos esterificados, cuyas propiedades y características dependen básicamente de la materia prima a partir de la cual son obtenidos. El metanol es el alcohol de mayor uso en la producción de biodiesel (ésteres metílicos), debido a que la alcoholísis o transesterificación con este alcohol ha sido ampliamente estudiada desde la década de 1950 como una manera simplificada de obtener detergentes y jabones.

La reacción para la obtención de ésteres metílicos puede hacerse directamente a partir de las grasas y aceites por transesterificación (alcoholísis con metanol) o a partir de los ácidos grasos realizando primero el desdoblamiento de la grasa a alta presión y temperatura y posteriormente la esterificación con metanol. Este último proceso es más complejo y costoso, y requiere un mayor consumo de energía. La transesterificación conduce al desdoblamiento de los triglicéridos de la grasa generando el éster de interés y glicerina como subproducto.

La transesterificación (Figura 1) se lleva a cabo usualmente en fase líquida y uno de los reactantes es parcialmente soluble y se disuelve poco a poco al progresar la reacción (el aceite es parcialmente soluble en metanol). La reacción es reversible y para favorecer el equilibrio hacia la formación de productos se hace necesario incrementar el exceso de uno de los reactivos o retirar alguno de los productos generados.

Para lograr altas conversiones, se trabaja con un exceso de alcohol y se adiciona un catalizador que aumente la velocidad de reacción; estos catalizadores pueden ser de naturaleza básica, ácida o enzimática. Otros procesos que no incluyen catalizadores son la transesterificación a temperaturas cercanas a 250 °C y a alta presión, y la transesterificación con metanol supercrítico que requiere 350 °C y una relación molar de 42:1 con respecto al aceite, con tiempos de reacción alrededor de 6 min.



Figura 1. Reacción de transesterificación

El biodiesel no contiene azufre en proporciones significativas, el contenido de aromáticos es casi nulo y su toxicidad es muy baja. La biodegradabilidad de los ésteres metílicos es muy superior a la presentada por los derivados del petróleo, encontrándose para las mismas condiciones, índices de biodegradabilidad del 90-99% para los primeros frente a 25-40% para los segundos; este aspecto es de gran relevancia si se tienen en cuenta los graves desastres ocasionados por derrames de petróleo al entorno.

En el ámbito mundial se han hecho grandes esfuerzos para aprovechar las diferentes fuentes de grasas y aceites presentes en cada región, con el fin de generar biodiesel con características similares al diesel del petróleo, e impulsar su desarrollo agropecuario.

En general el biodiesel en comparación con el diesel presenta las siguientes diferencias: a) viscosidad y densidad mayor, b) aumento o disminución de los residuos de carbón, dependiendo del tipo de proceso que se lleva a cabo para su

obtención (relacionado con el contenido de mono, di y triglicéridos), c) el calor de combustión se reduce en aproximadamente 12 % debido a la presencia de oxígeno dentro de la molécula, d) reducción del torque y la potencia en cerca de 10%, principalmente por la reducción en el calor de combustión; esto también repercute en un mayor consumo de combustible para lograr el mismo desempeño.

La disminución del calor de combustión, puede compensarse por una mejora en la quema del biocombustible, debido al aumento de la disponibilidad de oxígeno en la cámara de combustión, el cual es provisto por la molécula del biodiesel. Esto contribuye a la reducción en las emisiones de material particulado (humos) y monóxido de carbono; sin embargo, la mayor disponibilidad aumenta las emisiones de NO_x por aumento en la temperatura de la cámara de combustión.

Las ventajas mas importantes que tiene el empleo del biodiesel como combustible son el empleo de fuentes naturales renovables como materias primas, y la reducción de las emisiones de CO₂ en el ambiente debido a que teóricamente se cierra el ciclo del carbono ya que el CO₂ producido por la combustión del biodiesel, es capturado nuevamente por las plantas productoras del aceite destinado como materia prima.

1.2. PROCESOS CATALÍTICOS DE TRANSESTERIFICACIÓN

1.2.1. Catálisis ácida

Los catalizadores ácidos son efectivos pero requieren un intervalo de tiempo extremadamente largo y temperaturas superiores a 100 °C para su acción. Se usan en transesterificación cuando los aceites poseen grados de acidez muy altos y que perjudican la acción de los catalizadores alcalinos (acidez mayor a 10%). La humedad de las materias primas no restringe su uso como en la catálisis básica, aún cuando los rendimientos de la reacción se ven favorecidos si el agua no esta presente. Se emplean ácido sulfúrico, clorhídrico y ácidos sulfónicos.

1.2.2. Catálisis básica

Los catalizadores básicos son los más usados y dentro de éstos el KOH, NaOH, Carbonatos de sodio y potasio, así como alcóxidos metálicos (metilato, etilato, propilato o butilato de sodio o potasio), son los más estudiados. Los hidróxidos poseen la mayor aplicación industrial pues son económicos y muy efectivos cuando las materias primas lo permiten. Dan buenos resultados siempre y cuando el contenido de agua en el medio de reacción sea mínimo y la acidez para los aceites sea menor al 1%, ya que contenidos superiores tienden a formar jabones y geles que inhiben la capacidad catalítica de las bases, y evitan la separación del glicerol de la mezcla reactante.

Los catalizadores como KOH y NaOH se usan en variadas proporciones, que oscilan entre 0.5 y 1.5% en peso del aceite, encontrándose para la mayoría de las reacciones de transesterificación con aceites refinados 1% como la cantidad óptima, sin embargo, con aceites de elevada acidez se recomienda ajustar este valor aún cuando esta práctica puede llevar a formación de jabones y emulsiones que reducen el rendimiento de la reacción.

El metanol suele emplearse en excesos de 6:1 molar, aunque excesos mayores se pueden aplicar cuando las condiciones de reacción lo requieran, como por ejemplo, en los aceites de palma que tienden a formar glicéridos parciales al final de la reacción y un exceso mayor favorece la conversión de estos. Adicionalmente a mayores excesos los subproductos y reacciones indeseadas disminuyen; se ha comprobado que el uso de elevados excesos de alcohol (relaciones 12:1 hasta 40:1 alcohol/aceite), son adecuados cuando se emplean aceites con alto contenido de ácidos grasos libres; a pesar de estas ventajas los excesos mayores a 6:1 impiden la decantación de la glicerina y se hace necesario retirar el alcohol en exceso por destilación para que se presente la separación.

La literatura presenta diferentes condiciones de temperatura en las cuales puede llevarse a cabo la transesterificación; las temperaturas recomendadas van desde la ambiente, hasta la de ebullición del alcohol empleado, y aún mayores dependiendo del catalizador; sin embargo, la mayoría de autores coincide en afirmar que esta última es la más apropiada, ya que se aumenta la velocidad y disminuye el tiempo de reacción ostensiblemente.

1.2.3. Catálisis enzimática

La catálisis enzimática es llevada a cabo normalmente con lipasas; las enzimas más empleadas en los estudios realizados son obtenidas de microorganismos como la *Candida antartica*, *Muchor miehei*, *Rhizopus delemar* y *Pseudomona cepacea*. La reacción suele llevarse a cabo con aceite o grasa y alcohol y un solvente orgánico poco polar (como hexano o éter de petróleo), que solubiliza las fases y una enzima que es inmovilizada sobre resinas de intercambio aniónico macroporosas. Este tipo de catálisis tiene la ventaja de permitir el uso de alcohol con altos contenidos de agua (mayor a 3%) y en relación estequiométrica, bajas temperaturas (50 ° C), lo que supone un ahorro energético, elevados grados de acidez en los aceites (25%) y la posibilidad de recuperar el catalizador que se encuentra inmovilizado. Sin embargo, el costo de la enzima y las condiciones de reacción, hace prohibitivo este tipo de procesos para la obtención de un producto cuyo valor agregado no es muy alto, ya que se requiere lipasa en una proporción 10-12% en peso del aceite, tiempos de 5 a 10 horas y un proceso de purificación del producto final para remover el solvente orgánico empleado, lo que aumenta el costo del proceso.

2. METODOLOGÍA

2.1. METODOLOGIA PARA EL ANÁLISIS DEL MERCADO

Para realizar el análisis de mercado fue indispensable la búsqueda y revisión de material bibliográfico de fuentes como ECOPETROL S.A., Fedepalma y el DANE. Basándose en las estadísticas manejadas por dichas fuentes se pronostico la demanda de biodiesel, se determino la disponibilidad de aceite de palma para la mezcla B-5 y se estableció el mercado del glicerol.

2.2. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN TÉCNICA

Para realizar el diseño de la planta para producción de biodiesel, se utilizaron las recomendaciones sugeridas por el PORIM (*Palm Oil Research Institute of Malaysia*). El dimensionamiento de equipos se realizó según la metodología de las obras de McCabe y Smith (1996), Kern (1965), Fogler (1999), Treybal (1988) y Manual del Ingeniero Químico (Perry, 1997).

2.3. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para la determinación del costo del capital, se utilizaron los métodos sugeridos por Weaver y Bauman en "Biblioteca del Ingeniero Químico" (Perry y Chilton, 1991), y en "Chemical Engineering Plant Design" (Vilbrant, 1949), donde los costos de inversión se pueden evaluar considerándolos como un porcentaje de la inversión total, iniciando el cálculo con el valor total de los equipos de proceso.

2.4. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS AMBIENTAL

Del análisis del proceso de producción de biodiesel se determinaron los efluentes y se le busco una solución conveniente.

Para realizar el inventario del ciclo de vida del carbono se tomó desde el punto en el cual este es convertido en biomasa vía fotosíntesis hasta que este es convertido en biodiesel. El carbón incluido en el balance solo es el correspondiente al aceite contenido en la pulpa del fruto de palma.

3. ANÁLISIS DE MERCADO

El análisis para la producción de biodiesel en Colombia se puede dimensionar estudiando la demanda del biocombustible y el potencial de comercialización de la glicerina como subproducto del proceso efectuado para la obtención del metil-éster de aceite de palma.

3.1. DEMANDA DE BIODIESEL

Como en el país se pretende introducir la mezcla B-5, se puede estimar una demanda potencial para la producción de biodiesel a partir de las proyecciones realizadas para el consumo de ACPM a nivel nacional. Actualmente la demanda del diesel ha sido estimada en aproximadamente 66 mil barriles diarios producidos por las refinerías de ECOPETROL. Se ha estimado que la demanda ha crecido aproximadamente una tasa superior al 3% anual.

AÑO	DEMANDA DEL DIESEL (BPD)	DEMANDA DEL BIODIESEL (BPD)	DEMANDA DEL BIODIESEL (TON/AÑO)
2005	66.000	3.300	158.590
2006	67.650	3.383	162.555
2007	69.341	3.467	166.619
2008	71.075	3.554	170.784
2009	72.852	3.643	175.054
2010	74.673	3.734	179.430
2011	76.540	3.827	183.916
2012	78.453	3.923	188.514
2013	80.415	4.021	193.227
2014	82.425	4.121	198.058
2015	84.486	4.224	203.009
2016	86.598	4.330	208.084
2017	88.763	4.438	213.286
2018	90.982	4.549	218.618
2019	93.256	4.663	224.084
2020	95.588	4.779	229.686

Tabla 1. Proyección de la demanda de ACPM y Biodiesel. Fuente: el autor.

La demanda de biodiesel puede ser sustituida con la construcción de una planta de capacidad industrial.

3.2. MATERIAS PRIMAS

En Colombia la principal materia prima para la producción de biodiesel es el aceite de palma crudo. La cadena productiva de oleaginosas en Colombia es altamente liderada por el sector palmicultor. La producción de aceite de palma en el país, supera el cultivo de otras especies oleaginosas tanto en rendimiento por área cultivada, como en volumen comercializado. Así, la palma africana es la primera en área de producción, con más de 200 mil hectáreas sembradas, de las cuales 150 mil se encuentran en producción.

3.2.1. Aceite de palma

En cuanto a producción Colombia ocupa el quinto lugar a nivel mundial de aceite de palma; e interactúa como un país exportador. Produce aproximadamente 630 mil toneladas, de las cuales se exporta aproximadamente un 32%. La producción de Aceite de Palma en Colombia presenta un crecimiento del 7% anual; pasando en el año 1997 de 440796 toneladas a 547571 en el año 2001.

Las exportaciones de aceite de palma registran un volumen de 104726 toneladas entre 1997 y 2001 con un crecimiento anual del 24%; pasando de un volumen de 62741 toneladas en el año 1997 a 147431 toneladas en el año 2001.

En cuanto a las importaciones de Aceite de Palma en Colombia se observa que se presentaron bajos niveles durante el periodo de 1997 – 2001, siendo solamente 193 toneladas el volumen de importación.

La demanda de Aceite de Palma en términos del consumo presentó una tendencia de crecimiento del 7% en el periodo 1997-2001 al pasar de 494655 toneladas en 1997 a 647251 toneladas en el 2001.

AÑO	PRODUCCIÓN DE ACEITE DE PALMA TON/AÑO	DEMANDA CONSUMO INTERNO TON/AÑO	EXCEDENTE DE PRODUCCIÓN TON/AÑO
2005	719.000	458.000	261.000
2006	769.330	476.320	293.010
2007	823.183	495.373	327.810
2008	880.806	515.188	365.618
2009	942.462	535.795	406.667
2010	1.008.435	557.227	451.208
2011	1.079.025	579.516	499.509
2012	1.154.557	602.697	551.860
2013	1.235.376	626.805	608.571
2014	1.321.852	651.877	669.975
2015	1.414.382	677.952	736.430
2016	1.513.389	705.070	808.319
2017	1.619.326	733.273	886.053
2018	1.732.679	762.604	970.075
2019	1.853.966	793.108	1.060.858
2020	1.983.744	824.832	1.158.912

Tabla 2. Proyecciones para la producción y demanda de aceite de palma al 2020.
Fuente. Anuario Estadístico Fedepalma 2002

El aceite de palma puede abastecer la demanda del biodiesel, y así ser utilizado como biocombustible.

Las variaciones de producción o de precios internamente no modifican el mercado internacional debido a que su producción es muy baja a nivel mundial.

Los precios del aceite de palma son fijados de acuerdo a la oferta-demanda en términos de factores como cosechas, pronósticos de siembras, relación de inventarios mundiales a uso de los aceites y grasas, cambios climáticos y ofertas de semillas. Sin embargo existe la denominada “franja de estabilización de precios”, la cual protege los precios internos del cotizado a nivel internacional.

Por otro lado, aunque en los últimos años el comportamiento de los precios fue oscilante mostrando una leve tendencia al alza, en precios reales el comportamiento del precio de palma crudo es a la baja.

3.2.2. Metanol

La producción de biodiesel demanda 20995 toneladas por año de metanol para la elaboración de 170 mil toneladas de biodiesel. Este producto hace parte de los insumos químicos controlados y requiere de una autorización previa para su importación.

Actualmente la tendencia en el precio en este alcohol es a la alta, cotizándose en aproximadamente US\$ 280/Ton.

3.3. GLICERINA

El glicerol es un producto de alto valor agregado, posee un mercado caracterizado por su complejidad que es necesario conocer. El proyecto involucra la comercialización de 18.625 toneladas de glicerina.

La glicerina o glicerol tiene aplicaciones en artículos de tocador y cosmética, comidas y bebidas y en la industria.

3.3.1. Análisis de la Demanda

Hay numerosos factores que contribuyeron a la rápida expansión de la industria oleoquímica. El desarrollo de compañías multinacionales, los incentivos desarrollados por los gobiernos, que identifican a la industria oleoquímica como un sector de potencial crecimiento.

En el año 2002 se obtuvo una venta total de productos oleoquímicos de 1.267.942

toneladas de oleoquímicos, de los cuales, la glicerina aportó el 12.59% ocupando así el cuarto lugar de participación en este mercado.

El panorama de la industria de la glicerina se muestra muy prometedor, ya que la demanda mundial, ha venido creciendo con una rata anual del 2% al 3%. La mayor demanda en los próximos años se espera que se desarrolle principalmente en las regiones del Sureste Asiático, región que actualmente es la de mayor producción y exportación de productos oleoquímicos registrando un porcentaje del 36% en la demanda mundial en el año 2.000.

Estados Unidos, México y Brasil abastecen la demanda de los países latinoamericanos; los países asiáticos (principalmente Malasia, Indonesia, Filipinas, Turquía) y europeos (principalmente Alemania) surten a su vez en una alta proporción a los primeros.

El volumen de exportación de glicerina, en Asia y Europa, fue de 68.215 toneladas en 1998 y de 118.670 toneladas en 1999.

3.3.2. Oferta

Actualmente la glicerina se produce como un subproducto de los procesos de la industria oleoquímica, como la saponificación de triglicéridos para producir jabones, por hidrólisis de triglicéridos para obtener ácidos grasos y por procesos de transesterificación de triglicéridos para producir biodiesel, sustitutos de grasas y otros ésteres.

La producción del glicerol ha sido llevada a cabo por empresas multinacionales como Procter & Gamble en Estados Unidos; Henkel en Estados Unidos, Oeste de Alemania y este de Asia; y Kao en Japón y este de Asia. Dow Chemical es el único productor de glicerina sintética. Colgate-Palmolive produce glicerina refinada en Estados Unidos y este de Asia.

Actualmente la producción mundial de glicerina está distribuida en un 37.87% en Europa, un 16.66% en América, un 41.66% en Asia y un 3.81% en otras regiones (entre las que se encuentra Sudamérica). Se espera que esta producción se expanda a un 60% para el 2010, tal como se muestra en la proyección de la siguiente tabla.

Glicerol natural	1995	2000	2010	% incremento 1995/2010
Europa	200	210	230	15
América	150	170	210	40
Asia	200	270	450	125
Otros	50	50	60	20
Mundo	600	700	950	60

Tabla 3. Producción mundial de Glicerina (miles de toneladas). Fuente: Malaysian Oil Science and Technology Vol 6 No 1/June 1997.

Si se tiene en cuenta la situación de Asia, que es la región con mayor producción de oleoquímicos, donde existen hoy 21 compañías en operación, 12 en construcción, 14 de estas compañías están dedicadas a la producción de oleoquímicos básicos y glicerina (Fatty Chemicals, Cognis Oleochemicals, Unichema Malaysia, Natural Oleochemical, Dubois Natural) y 7 compañías están produciendo derivados como jabones, alimentos y cosméticos.

En Malasia, la producción de glicerina aumentó de 24 mil toneladas en 1990 a 120 mil toneladas en 2000.

3.3.3. Mercado Colombiano

Los países destino de exportaciones colombianas de glicerina a principios de la última década fueron, Ecuador, Venezuela, Chile, Bolivia y Panamá. En ese entonces la balanza comercial de este producto era positiva. A finales de la misma, las exportaciones disminuyeron de manera notable haciéndose cada vez más negativa la balanza comercial.

Más del 90% de las exportaciones de glicerina en el país están a cargo de la empresa Varela S.A. de Cali.

Colombia importó un peso neto de 332 toneladas de glicerol (en bruto, aguas y lejías glicerinosas y refinado) en el año 1997, mientras que en 2001, un peso neto de 931 toneladas.

3.3.4. Análisis de Precios

La demanda de la glicerina esta creciendo con los nuevos usos que se han hallado en los países desarrollados. Los diversos usos finales de la glicerina hacen difícil predecir los precios futuros. La glicerina se ha valorado en menos de US\$ 1000 por tonelada, debido a la producción de esteres de metilo para uso de Biodiesel principalmente, lo cual conlleva a un crecimiento de los inventarios con una consecuente caída del precio. Al mismo tiempo que los altos precios de la glicerina han apuntado a su sustitución por otros materiales, como los glicoles.

4. EVALUACIÓN TÉCNICA

4.1. BASES DEL DISEÑO

En Colombia, el proyecto de Biodiesel pasa a reemplazar el 5% del diesel convencional, teniendo en cuenta la demanda del año 2008; implica la producción de 170 mil toneladas por año del biocombustible, capacidad para la cual debe ser construida la planta. La descripción del proceso se encuentra en el Anexo 7.

El diseño de la planta para la producción de biodiesel a partir de aceite de palma utiliza el método de catálisis básica con las recomendaciones y condiciones sugeridas por el *Palm Oil Research Institute of Malaysia* PORIM que ha trabajado los últimos quince años en el desarrollo de mecanismos de producción de biodiesel a partir de aceite de palma crudo, y actualmente tiene en funcionamiento una planta piloto que produce 3700 toneladas anuales de biodiesel. La producción de biodiesel con la tecnología de catálisis básica es utilizada ampliamente en Europa y los Estados Unidos para la obtención a nivel industrial de biodiesel a partir de aceite de colza, soya y girasol, entre otros.

Los productos de la planta serán metil-éster de aceite de palma o biodiesel y glicerol al 83% de pureza.

4.2. LOCALIZACIÓN

Puesto que ECOPETROL cuenta con la infraestructura de poliductos para la distribución del diesel es preferible que la mezcla B-5 se realice cerca de la refinería de Barrancabermeja.

La planta de producción de biodiesel se ubicará en el municipio de San Alberto (Cesar), sitio de siembra de palma de aceite mas cercano a Barrancabermeja.

Esta localización cerca de las plantas extractoras, asegura la óptima calidad del aceite crudo, lo cual se traduce en un contenido mínimo de ácidos grasos libres, que beneficia el proceso. Por otro lado se tiene la posibilidad de compra de servicios a los extractores de aceite. Las materias primas diferentes al aceite deberán trasladarse desde un puerto hasta la planta, o utilizando la infraestructura vial y los productos finales de igual manera hasta Barrancabermeja y en el caso del glicerol hasta puertos. El metanol importado llegara por infraestructura vial a San Alberto desde la costa Atlántica.

4.3. MATERIAS PRIMAS

Aceite de Palma. El aceite de palma proporciona ventajas competitivas, posee una agremiación fuerte, una producción en desarrollo y logística de transporte, factores que hacen que haya sido seleccionada como la materia prima fundamental en el proceso de producción de biodiesel.

El aceite de palma crudo posee dos desventajas principales que influyen en el proceso de producción, su elevado punto de fusión y el contenido de ácidos grasos libres. La temperatura de fusión es cercana a la temperatura ambiente, lo cual se debe tener en cuenta en los sistemas de almacenamiento, que deben estar provistos de sistemas de calentamiento para que se pueda mantener al aceite en estado líquido, con un valor de viscosidad suficiente para poder ser bombeado al proceso. La fracción de ácidos grasos libres debe ser eliminada en una unidad anterior a la transesterificación, para evitar que reaccionen con el catalizador alcalino, consumiendo parte de este y formando jabones (indeseables en las operaciones de separación).

Metanol anhidro. El alcohol metílico es la materia prima para transesterificación más simple y ligera. Por su pequeño volumen molecular reduce ampliamente el impedimento estérico en la reacción con el aceite de palma, lo cual se ve reflejado en una velocidad de reacción más alta en comparación con otros alcoholes.

Es de destacar su punto de ebullición normal y el punto de inflamación, puesto que la gran mayoría de las secciones de planta operará a más de 313 K (40° C). Esto significa que la presión de vapor del metanol será alta en las mezclas a manipular, lo que puede generar fugas que, al estar a una temperatura superior a los 285.15 K (12° C), pueden generar un incendio.

Hidróxido de sodio-soda cáustica. El catalizador seleccionado para la reacción de transesterificación es el hidróxido de sodio. Sus ventajas sobre otras sustancias catalíticas se basan en que las velocidades de reacción son más altas y las sustancias generadas en las etapas de purificación son fáciles de retirar o no presentan inconvenientes como impurezas incluidas en los productos. Se deben considerar dos aspectos en la manipulación de esta sustancia: el primero, que antes de realizarse la solución, la soda en estado sólido debe mantenerse en condiciones anhidras pues la hidratación y solubilización generan altas cantidades de calor, lo cual puede causar daños en los recipientes contenedores; el segundo aspecto a considerar, es que las soluciones de hidróxido de sodio poseen pH entre 10 y 13, por lo cual las tuberías de conducción de metanol hidróxido deberán ser construidas con materiales resistentes a dichos valores de pH.

4.4. PRODUCTOS

4.4.1. Metil-éster de aceite de palma

Las propiedades del Biodiesel de aceite de palma obtenido según el método del PORIM, cumplen la normatividad establecida para producción de biodiesel puro en el país (excepto en el Punto de flujo y probablemente en el Punto de nube, aún sin reportar por el Ministerio de Minas y Energía).

PROPIEDAD	BIO DIESEL DE ACEITE DE PALMA	
	Procedimiento de prueba	Valor típico
Densidad a 288.15 K (kg/m ³)	ASTM D1298	870
Viscosidad cinemática a 313.15 K (cST)	ATM D455	4.44
Flash point (K)	ASTM D93	447.15
Residuo de Carbón-Destilación 10% (%)	ASTM D189	0.11
Número de Cetano	ASTM D613	62.4
Cenizas (%)	--	--
Agua	ASTM D95	0.1 (% wt)
Total sedimentos (mg/kg)	ASTM D473	0.00
Corrosión a lamina de cobre- 3h a 313.13 K	--	--
Índice de neutralización (mg KOH/gr)	--	--
Monoglicéridos (%)	GC	0.75-1.25
Diglicéridos (%)	GC	0.27-0.51
Triglicéridos (%)	GC	0.45-1.11
Glicerol libre (%)	--	--
Glicerol total (%)	--	--
Índice de Yodo		51.0-55.3
Punto de flujo (K)	ASTM D97	288.15
Punto de nube (K)	ASTM D2500	289.15

Tabla 4. Propiedades del biodiesel de palma. Fuente: “Choo Yuen May et al. Key fuel properties of palm oil alkyl esters”.

4.4.2. Glicerina

La calidad del glicerol depende del proceso de purificación que se seleccione y no de las materias primas utilizadas; el glicerol que se producirá en la planta estará al 83% en peso, con 12% de agua y 5% de impurezas que son jabón y cloruro de sodio.

4.5. CONDICIONES Y SECCIONES BÁSICAS DEL PROCESO

Las condiciones básicas del proceso son las siguientes:

- Porcentaje de humedad en el aceite de palma crudo, de 1%.
- Contenido de ácidos graso libres en el aceite de palma crudo, de 5%.
- Conversión del 99% de ácidos grasos libres a metil-éster en el reactor. catalítico empacado de esterificación.
- Relación molar metanol/ácidos grasos libres igual a 6 en el reactor de esterificación.

- Relación molar metanol/aceite igual a 6 en el primer reactor de transesterificación.
- 85% de conversión en el primer reactor de transesterificación, y el 90% de conversión en el segundo.
- Conversión global del proceso igual a 98.5%.
- Biodiesel producido al 98.5%
- Glicerina producida al 83.3%

La planta de producción de biodiesel contara con seis secciones básicas:

- Almacenamiento de aceite crudo y metanol - esterificación de ácidos grasos libres.
- Transesterificación del aceite crudo.
- Purificación y almacenamiento de biodiesel.
- Purificación y almacenamiento de glicerol.
- Destilación y reciclo de metanol.

4.6. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Las principales sustancias que se ven involucradas en el proceso son: aceite de palma crudo, ácidos grasos libres, metanol, hidróxido de sodio, metil-éster, agua, jabones, ácido clorhídrico y cloruro de sodio. El balance de energía da como resultado las condiciones de temperatura y presión para cada una de las corrientes. El balance de materia y energía se presenta en el anexo 6.

4.7. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO

Los equipos principales de proceso pueden dividirse en ocho clasificaciones diferentes, tanques, bombas de proceso, intercambiadores de calor, reactores, sedimentadores, vaporizadores instantáneos, torre de destilación y sistemas de vacío.

EQUIPO	CÓDIGO	DIÁMETRO (m)	ALTURA (m)
ALMACENAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS			
Tanques de aceite crudo	K-101	15,90	17,51
Tanques de metanol	K-102	10,34	11,37
ESTERIFICACION DE ACIDO GRASOS LIBRES			
Reactores de esterificación	R-201	2,12	6,99
Separador de fases de esterificación	S-201	4,83	5,31
TRANSESTERIFICACION			
Tanque de preparación de catalizador	K-301	2,00	2,20
Reactor de transesterificación 1	R-301	3,69	4,80
Separador de fases de transesterificación 1	S-301	4,83	5,31
Reactor de transesterificación 2	R-302	4,03	5,23
Separador de fases de transesterificación 2	S-302	3,73	4,10
PURIFICACION Y ALMACENAMIENTO DE BIODIESEL			
Evaporador instantáneo de metanol-ester	E-401	1,88	5,63
Tanques de almacenamiento de agua	K-401	10,66	11,72
Separador de fases de lavado 1	S-401	3,34	3,67
Separador de fases de lavado 2	S-402	3,33	3,67
Separador de fases de lavado 3	S-403	3,33	3,66
Evaporador instantáneo de agua-ester	E-402	0,89	2,67
Tanques de almacenamiento de biodiesel	K-402	15,90	17,51
RECICLO DE METANOL			
Torre de destilación de metanol	D-501	1,00	4,00
Rehervidor torre de destilación	I-501	0,44	0,44
Condensador torre de destilación	I-502	0,49	0,49
PURIFICACION Y ALMACENAMIENTO DE GLICEROL			
Evaporador instantáneo de metanol-glicerol	E-601	1,92	7,67
Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	----	2,29	2,52
Reactor de neutralización	R-601	1,40	1,55
Evaporador instantáneo de agua-glicerol	E-602	1,25	5,01
Condensador de agua evaporada 2	I-604	0,69	0,69
Tanques de almacenamiento de glicerol	K-601	8,21	9,04

Tabla 5. Características de los principales equipos de la planta. Fuente: el autor.

4.8. PLANEACIÓN DE ACTIVIDADES

Los proyectos de producción de biodiesel en el mundo, reportan que el período necesario para la realización de las actividades de ingeniería, diseño, compras y construcción de una planta con una capacidad entre 120 mil y 160 mil toneladas por año, es de dieciocho meses. Las actividades generales para llevar a cabo la construcción de la planta de producción de biodiesel junto con los períodos estimados para cada operación previa se presentan en el cronograma del anexo

10. El área requerida para la distribución de las unidades de proceso y construcción de la planta se determinó en 55400 m².

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para la determinación del comportamiento financiero del proyecto, se mostrarán los diferentes componentes involucrados en la inversión inicial y posteriormente se resumirán los costos de operación para ilustrar el flujo de caja. Con base en estos datos, se realizará un análisis de precio anual equivalente, y otros de sensibilidad (Anexo 4) de las variables que más influyen en la tasa interna de retorno.

5.1. INVERSIÓN DE CAPITAL

5.1.1. Equipos de proceso

Se determinó el costo de inversión asociado a los equipos de proceso e instalaciones de servicios industriales.

EQUIPO	CODIGO	COSTO (US\$)
Tanques de aceite crudo	K-101	601.000
Serpentines tanques de aceite crudo	--	4.145
Tanques de metanol	K-102	486.800
Bomba de aceite crudo	P-101	12.426
Calentador de aceite	I-101	34.052
Bomba de metanol	P-102	10.159
Mezclador de metanol y aceite crudo	M-201	1.100
Bomba para esterificación	P-201	13.647
Reactores de esterificación	R-201	48.807
Válvula de expansión	V-201	150
Separador de fases de esterificación	S-201	31.536
Tolva de almacenamiento de soda	----	3.700,0
Tanque de preparación de catalizador	K-301	54.578
Bomba de metanol-catalizador	P-301	9.694
Reactor de transesterificación 1	R-301	124.902
Separador de fases de transesterificación 1	S-301	36.180
Reactor de transesterificación 2	R-302	134.272
Separador de fases de transesterificación 2	S-302	31.721
Bomba de suministro a separación	P-302	18.336
Calentador de ester-metanol	I-401	82.202
Evaporador instantáneo de metanol-ester	E-401	19.744
Sistema de vacío evaporador metanol-ester	VS-401	28.379
Bomba para purificación de biodiesel	P-401	15.734
Enfriador de ester	I-402	50.765
Tanques de almacenamiento de agua	K-401	252.000
Bomba para agua de proceso	P-406	7.105

EQUIPO	CODIGO	COSTO (US\$)
Separador de fases de lavado 1	S-401	30.630
Bomba de lavados 2	P-402	6.254
Separador de fases de lavado 2	S-402	30.623
Bomba de lavados 1	P-403	6.249
Separador de fases de lavado 3	S-403	30.617
Bomba para secado de biodiesel	P-404	11.285
Calentador de ester-agua	I-403	225.532
Evaporador instantáneo de agua-ester	E-402	11.934
Sistema de vacío evaporador agua-ester	VS-402	13.336
Condensador de agua evaporada 1	I-405	18.098
Bomba para almacenamiento de biodiesel	P-405	13.082
Enfriador de biodiesel	I-404	261.432
Tanques de almacenamiento de biodiesel	K-402	601.000
Serpentines tanques de biodiesel	--	2.090
Bomba de metanol-agua	P-202	5.384
Mezclador-condensador de metanol-agua	M-501	1.100
Torre de destilación de metanol	D-501	24.377
Rehervidor torre de destilación	I-501	14.343
Condensador torre de destilación	I-502	25.557
Bomba de reciclo de metanol	P-501	8.058
Enfriador de metanol	I-503	33.615
Mezclador de fases pesadas de reacción	M-601	1.100
Bomba para evaporación de metanol-glicerol	P-601	11.088
Calentador de glicerol-metanol	I-601	120.323
Evaporador instantáneo de metanol-glicerol	E-601	23.489
Sistema de vacío evaporador metanol-glicerol	VS-601	29.613
Bomba para purificación de glicerol	P-602	6.340
Enfriador de glicerol crudo	I-602	26.698
Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	---	75.600
Reactor de neutralización	R-601	46.801
Bomba para concentración de glicerol	P-603	7.177
Calentador de glicerol-agua	I-603	40.122
Evaporador instantáneo de agua-glicerol	E-602	15.479
Sistema de vacío evaporador agua-glicerol	VS-602	15.185
Condensador de agua evaporada 2	I-604	77.275
Bomba para almacenamiento de glicerol	P-604	6.648
Enfriador de glicerol	I-605	37.189
Tanques de almacenamiento de glicerol	K-601	59.000
Caldera de vapor de baja presión	--	301.232
Caldera de dowtherm	--	558.693
Torre de enfriamiento de agua	--	401.639
Planta de tratamiento de aguas	PTAR	200.000
TOTAL		5.548.420

Tabla 6. Costo de los equipos de proceso. Fuente: el autor.

5.1.2. Costo de capital

COSTO DE LA INVERSION	
COSTOS DIRECTOS (US\$)	
Equipos de proceso	5.548.420
sub-estación eléctrica	244.783
Carreteras y andenes	97.913
Instalación de equipos	1.257.378
Estructuras en concreto	407.972
Tuberías, ductos e instalación	1.468.699
Accesorios eléctricos e instalación	946.495
Aislamiento térmico e instalación	440.610
Instrumentación e instalación	701.712
Pintura y mano de obra	150.134
Terreno	38.810
COSTOS INDIRECTOS (US\$)	
Ingeniería	375.334
Diseño	652.755
Compras	45.693
Contabilidad, construcción e ingeniería de costos	45.693
Viajes y viáticos	48.957
Comunicaciones y papelería	48.957
Gastos de la oficina central	489.566
Operaciones y construcciones temporales en el terreno	375.334
Herramientas de construcción	571.161
Personal de la oficina en el terreno	179.508
Nómina en el terreno	424.291
Impuestos y seguros	326.378
Materiales y mano de obra de construcción	212.145
Contratistas	489.566
Imprevistos	81.594
TOTAL	15.669.861

Tabla 7. Costo de capital. Fuente: el autor.

5.2. COSTOS DE OPERACIÓN

5.2.1. Costos fijos

Dentro de los costos de operación se tienen los costos fijos y los variables. Los costos fijos se refieren a las obligaciones que se deben cancelar independientemente de la producción, estos son, la nómina, el mantenimiento de los equipos y los servicios empleados por las instalaciones, junto con los insumos de oficina y limpieza.

El mantenimiento se estimó como el 5% de los costos de los equipos y los servicios como el 5% de la nómina. Este último tuvo en cuenta el personal total

empleado en las instalaciones en producción, supervisión, vigilancia, oficinas, servicios generales y dirección como se muestra a continuación.

EMPLEADOS			
Sección	Cantidad	Salarios mínimos	Total anual (US\$)
Producción	48	1,5	248.832
Supervisión	12	1,8	74.650
Vigilancia	12	1,1	45.619
Oficinas	8	1,5	41.472
Servicios generales	6	1,1	22.810
Ingeniería	6	2,2	45.619
Dirección	3	6	62.208
Total empleados	95	TOTAL anual	541.210

Tabla 8. Nómina de la planta. Fuente: el autor.

Para la determinación de la depreciación, se utilizó el método de línea recta a diez años, aplicado a los equipos de proceso, instalaciones de servicios industriales, planta de tratamiento de aguas de proceso y residuales y subestación eléctrica.

5.2.2. Costos variables

Los costos variables incluyen todos los costos que influyen en la producción, así:

- Materias primas: Aceite crudo, metanol anhidro, hidróxido de sodio y ácido clorhídrico.
- Transporte: costo de llevar el aceite crudo y el metanol hasta la planta.
- Electricidad: Costo de la electricidad utilizada en las bombas, sistemas de vacío, agitadores, torre de enfriamiento e iluminación.
- Catalizador sólido de la sección de esterificación: costo asociado a la reposición del catalizador dos veces por año en los dos reactores de pretratamiento.
- Compra de aceite térmico: costo de compra del 1% del dowtherm como reposición anual.

- Generación de vapor y calentamiento del aceite térmico: Costos de los requerimientos para los fluidos de calentamiento.
- Agua de proceso y de servicios: Costo de la compra del agua de proceso fresca necesaria, y del agua requerida para reponer las pérdidas en las líneas de vapor y en la torre de enfriamiento.
- Tratamiento de aguas y residuos: Costo del tratamiento del agua de proceso y disposición de los residuos sólidos de la planta de tratamiento.
- Insumos para tratamiento: Insumos químicos necesarios para el tratamiento del agua de proceso y de servicios.

5.3. CASO DE ESTUDIO

Para la determinación de los costos y posterior determinación del flujo de caja del proyecto, se muestran las variables determinantes en los egresos e ingresos. Los valores se observan a continuación.

Factores variables para el cálculo	
Salario mínimo (US\$)	180
Costo del aceite (US\$/ton)	440
Costo del metanol (US\$/ton)	280
Costo del NaOH (US\$/ton)	617
Costo del HCl (US\$/ton)	132
Costo del agua (US\$/ton)	0,188
Costo del catalizador (US\$/ton)	14000
Costo del aceite térmico (US\$/ton)	2750
Costo insumos trat. Aguas (US\$/ton agua)	0,005
Costo tratamiento aguas (US\$/ton agua)	0,06
Costo tratamiento de residuos (US\$/año)	25000
Costo generación de vapor (US\$/ton)	9,67
Costo del kw-h	0,05
Costos de mantenimiento (US\$/año)	277.421
Costo de servicios (US\$/año)	27.060
Valor de venta del biodiesel (US\$/ton)	482,7469405
Valor de venta del glicerol (US\$/ton)	800
Costos de transporte US\$/año	1.780.432

Tabla 9. Valores principales utilizados en el caso de estudio. Fuente: el autor.

El valor de venta del biodiesel equivale a 1.63 US\$/gal. La estructura de precios de la mezcla B-5 se presenta en el Anexo 5.

5.3.1. Flujo de caja del proyecto.

El flujo de caja del proyecto se presenta en el anexo 3, en este se puede apreciar que el proyecto comienza a tener utilidades netas positivas desde el segundo año de operación.

5.3.2. Rentabilidad del proyecto.

El análisis del flujo de caja determina los siguientes indicadores financieros:

TIR: 20.80%

Valor presente neto: 10.350.363\$ (Para un 12%)

Estos valores indican que el proyecto es viable, en el escenario analizado.

5.3.3. Punto de Equilibrio

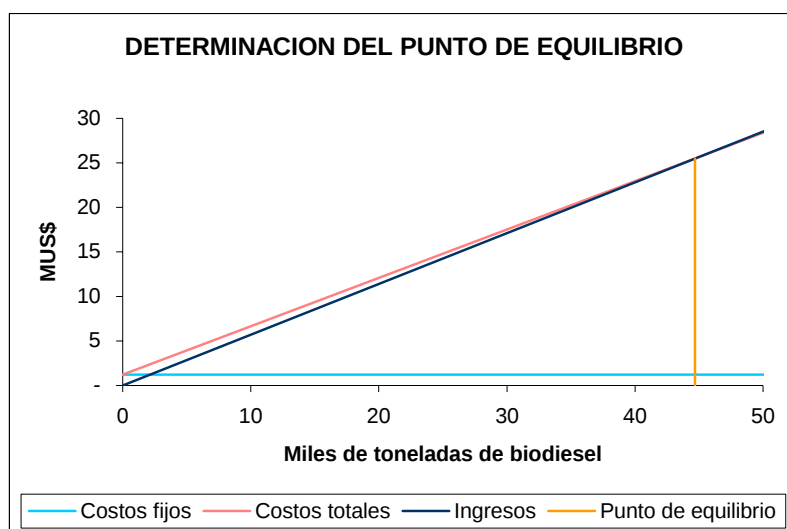


Gráfico 1. Determinación del punto de equilibrio de la planta. Fuente: el autor.

El resultado indica, que la empresa tiene un punto de equilibrio al 26.28% de su capacidad, produciendo 44676 toneladas por año de biodiesel.

5.3.4. Costo anual equivalente

A continuación se presenta una tabla donde se relaciona el costo anual equivalente de cada uno de los componentes de los costos, junto con su porcentaje de aporte al total de los egresos y su contribución al costo de producción por tonelada de biodiesel.

El crédito aportado por el glicerol, es de 87,65 US\$/Ton de biodiesel (0.29 US\$/gal), el valor de producción de biodiesel es de 462.67 US\$/Ton (1.524US\$/gal).

APORTE DE COSTOS (US\$)				
ITEM	COSTO ANUAL EQ.	PORCENTAJE	COSTO/Ton BIODIESEL	COSTO/GAL BIODIESEL
COSTOS VARIABLES				
Materia Prima				
Aceite de palma	75.848.839	81,074	446,17	1,470
Metanol	5.878.536	6,284	34,58	0,114
NaOH	465.291	0,497	2,74	0,009
HCl	90.438	0,097	0,53	0,002
TOTAL MATERIAS PRIMAS	82.283.104	87,952	484,02	1,594
Costos de operación				
Insumos químicos	265.564	0,284	1,56	0,005
Tratamientos de agua y residuos	29.026	0,031	0,17	0,001
Transporte	1.780.432	1,903	10,47	0,034
Electricidad	36.995	0,040	0,22	0,001
Catalizador sólido	1.068.357	1,142	6,28	0,021
Aceite térmico (compra y calentamiento)	818.534	0,875	4,81	0,016
Vapor	512.952	0,548	3,02	0,010
Agua de proceso y servicios	64.681	0,069	0,38	0,001
Laboratorio	81.181	0,087	0,48	0,002
Seguros	78.349	0,084	0,46	0,002
TOTAL COSTOS VARIABLES	87.019.177	93,014	511,88	1,686
COSTOS FIJOS				
Personal de planta	391.910	0,419	2,31	0,008
Personal administrativo	149.299	0,160	0,88	0,003
Mantenimiento	277.421	0,297	1,63	0,005
Servicios	27.060	0,029	0,16	0,001
Insumos de operación	81.181	0,087	0,48	0,002
Depreciación	289.660	0,310	1,70	0,006
TOTAL COSTOS FIJOS	1.216.533	1,300	7,16	0,024
COSTOS DEL CAPITAL				
Costo de capital	783.493	0,837	4,61	0,015
Impuestos	2.887.268	3,086	16,98	0,056
Pagos a capital e intereses	1.937.738	2,071	11,40	0,038
TOTAL COSTOS DE CAPITAL	5.608.498	5,995	32,99	0,109
TOTAL	93.554.547	100	550,32	1,813

Tabla 10. Costo anual equivalente de producción de biodiesel. Fuente: el autor.

5.4. DESARROLLO DEL PROYECTO

La iniciación del funcionamiento de la planta depende del costo del aceite de palma, pues este representa el 80% del costo anual equivalente, el proyecto podría entrar a funcionar actualmente, pues la disponibilidad del aceite de palma y su precio, lo hacen viable.

La normatividad estipula que a mas tardar el primero de enero del 2008, se empiece a utilizar la mezcla B-5, fecha en la cual la economía del proyecto aumentaría por los incentivos por parte del gobierno con este tipo de proyectos. El estudio base de este análisis se realizó con datos de la actualidad y no con la fecha del 2008, pues es impredecible el comportamiento de los costos que inciden en el análisis financiero.

La reglamentación hace énfasis en la utilización del B-5 en las ciudades con mayor población, las cuales son Bogotá, Medellín, Bucaramanga, Barranquilla, Cartagena, Manizales, Armenia, Popayán, Pereira y Cali, las cuales consumieron un total aproximado de dos millones de toneladas de diesel en el 2005, y que demandaron 100 mil ton/año de biodiesel ese mismo año. Visto de esta forma se estaría produciendo un exceso de 70 mil ton/año de biodiesel y la planta estaría sobredimensionada en un 40%. Sin embargo se podría trabajar para la demanda exigida y estar siendo subutilizada, aspecto que no debe ser preocupante, pues su punto de equilibrio se logra al 26% de la capacidad de la planta, además se debe prever el aumento del parque automotor, el incremento de la población y un posible incremento en el porcentaje de biocombustible a utilizar en un futuro, así como la posibilidad de exportar el excedente de producción.

La comercialización de la glicerina cruda es importante, pues su mercado estaría limitado a compañías de refinación, lo que hace temer que no se logre vender. En caso de que el glicerol no se vendiera y la planta dependiera económicamente de la venta del biodiesel únicamente, el gobierno debe implementar incentivos como

subsidios o un sobreprecio en la mezcla B-5. En el momento de construcción de la planta de biodiesel se debe incluir la instalación de una sección de refinación de glicerol, producto que tiene numerosas aplicaciones y un mercado desarrollado.

Un posible inconveniente en el no cumplimiento de los estándares del biodiesel para mezcla B-5, según la ley emitida por el ministerio de minas y energía, sería en el punto de nube y flujo en frío del biocombustible de aceite de palma crudo (datos aún sin reportar en la reglamentación). Las demás especificaciones están en el rango exigido. Esto recae directamente en los metil-ésteres de la fase estearina, que tienden a la solidificación por debajo de su punto de nube y afectan las propiedades del biodiesel de palma crudo. En dado caso que no cumpla los requerimientos aun no reportados en la ley, la planta de biodiesel se vería obligada a implementar una sección de winterización para separar los metil-ésteres de la fase estearina de los de la fase oleína. La winterización se logra induciendo la formación de cristales por enfriamiento y luego separándolos de la fase líquida por filtración.

De esta forma 85 mil toneladas por año de metil-ésteres de oleína estarían disponibles para la mezcla B-5 que satisfaría el 85% de la demanda de biodiesel para el año 2008 en las principales ciudades solamente, así como los requerimientos exigidos por la normatividad. Los restantes 85 mil toneladas de metil-ésteres de estearina serían un producto, el cual tiene numerosas aplicaciones y un mercado que lo demanda. Esto sucedería si y solo si el biodiesel de aceite de palma crudo no cumpliera con el punto de nube y flujo en frío exigido. Además hay que tener en cuenta que un 5% de biodiesel no altera de manera significativa el flujo en frío del diesel convencional y que este 5% se diluiría en el diesel de manera instantánea o utilizando aditivos.

6. EVALUACIÓN AMBIENTAL

Esta evaluación determina los efluentes que ocasionan un impacto ambiental en el proceso de producción de biodiesel y propone soluciones para su tratamiento. Además se incluye un balance de carbono que se presenta en el anexo 9.

6.1. EFLUENTES DEL PROCESO

Aunque en este proceso no se presentan emisiones atmosféricas en la zona de producción, se busca prevenir accidentes debido a posibles fugas de metanol; las precauciones para evitarlos se encuentran en el anexo 7, (sección de almacenamiento de materias primas).

La producción del biodiesel involucra el consumo de 7.9 toneladas por hora de agua que se contamina con metanol, éster, glicerol, NaOH y jabón. Para evitar un mayor consumo de agua, se debe construir una planta de tratamiento que elimine dichas impurezas, y pueda recircular del 40 al 50% del agua que ingresa (3.8 toneladas por hora) hacia los tanques de almacenamiento.

CONCLUSIONES

- ✓ La evaluación técnica y económica demuestra que es viable la construcción de una planta de biodiesel de 170.000 toneladas anuales de capacidad a partir de aceite de palma.
- ✓ La tecnología de producción por catálisis básica, ofrece un comportamiento eficiente bajo los datos analizados.
- ✓ La rentabilidad del proyecto depende en gran parte del costo del aceite de palma crudo; el proyecto aumentaría su rentabilidad con la disminución de su valor. De alcanzar un valor muy bajo, el proyecto llegaría a ser rentable e independiente de la venta del glicerol.
- ✓ El proyecto puede aumentar su rentabilidad debido a que el diesel tiende a aumentar su precio.
- ✓ El 88.7% del carbono absorbido en la fotosíntesis como triglicéridos finalizan como biodiesel; tan solo el 11.3% restante es perdido durante los procesos de extracción de aceite y producción de biodiesel.
- ✓ La planta de producción de biodiesel no representa un riesgo ambiental, teniendo en cuenta las soluciones establecidas.

RECOMENDACIONES

- El uso de metanol puede evolucionar hacia la utilización de etanol como materia prima, con la ventaja de que este alcohol es de producción nacional a partir de biomasa.
- Sería interesante, estudiar el método de producción en condiciones supercríticas pues la cinética es mucho más rápida, obteniéndose tiempos de residencia máximo de seis minutos con conversiones superiores al 99%, no necesita de una esterificación previa. Esto requiere una investigación más amplia para hacer un escalado a nivel de producción industrial.

BIBLIOGRAFÍA

ABREU, L., BLANCO, E. Estudio de prefactibilidad técnico económico para la producción de esteres de metilo a partir de la estearina de palma. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química. Tesis (pregrado). 2004

ARRUBLA, J. Transesterificación del aceite de palma y análisis de triglicéridos por cromatografía de gases capilar de alta temperatura. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Química. Tesis (postgrado). 2002

BENJUMEA, P., et al. Análisis de calidad de los Biogasoleos de Aceite de Palma e Higuierilla. *Energética* 31, p 11-21. , 2004.

CANAKCI, M. y GERPEN, J. A Pilot Plant to Produce Biodiesel From high Free Fatty Acids Feedstocks. En: *Journal of the American Society of Agricultural Engineers* Paper No. 01-6049; August, 2001

CHEAH, Y, et al. Production Technology of Palm Diesel. En: *Proceedings of the biofuel 98. 1998 PORIM international biofuel and lubricant conference.* Mayo de 1998. Pág. 207.

CHENG, S. Kinetics study on transesterification of palm oil. *Journal of Oil Palm Research* Vol. 16 No. 2, December 2004, p. 19-29

CHOO, Y. Transesterification of palm oil: effect of reaction parameters. *Journal of Oil Palm Research* Vol. 16 No. 2, December 2004, p. 1-11

CHOO, Y. Et al. Conversion of Crude Palm Kernel Oil into Methyl Esters on a Pilot Plant Scale. *Palm Oil Research Institute of Malaysia, PORIM.* [1991].

CHOO, Y.; MA AH, N. Y BASIRON. Production and evaluation of palm methyl esters as diesel substitute. En: ELAJIS, the international journal of oil palm research and development, proceedings PORIM biofuel 95. Enero de 1995. Pág. 15

CRABBE, E., et al. Biodiesel production from crude palm oil and evaluation of butanol extraction and fuel properties. Process Biochemistry. Japon, 2001.

DARNOKO, D. y CHERYAN, M. Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 77, No. 12, 2000.

DEMIRBAS, A. Biodiesel production from vegetable oils via catalytic and non-catalytic supercritical methanol transesterification methods. Turkey, 2005.

----- Continuous Production of Palm Methyl Esters. Journal of the American Oil Chemists' Society, V. 77, N. 12, 2000.

EANGRUI, M. Et al. Biodiesel Production: A Review. En: Bioresource Technology. Vol. 70, No. ?, 1999.

FILLIERES, R. Et al. Ethanolysis of Rapeseed Oil: Quantitation of Ethyl Esters, mono, di and Triglycerides and Glycerol by high Performance Size Exclusion Chromatography. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 75, No. 4, 1995.

FOGLER, S. Elements of chemical reaction engineering. 3 ed. New Jersey: Prentice Hall, 1999. 967 págs: il.

FREEDMAN, B. Et al. Transesterification Kinetics of Soybean Oil. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 63, No. 10; October, 1986.

FREEDMAN, B. Et al. Variables Affecting the Yields of Fatty Esters from Transesterified Vegetable Oils. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 61, No. 10; October, 1984

FROLICH, A, Et al. Biodiesel Production from Camelina Oil, Waste Cooking and Tallow. En: The Science of Farming and Food. EAGGF. 1998.

GERMEN, J. Biodiesel processing and production. Fuel Processing Technology. USA, 2005

HASS, M., et al. A process model to estimate biodiesel production costs. Bioresource Technology 2005.

<http://www.banrep.gov.co>. Tasa representativa del mercado, diarios para el año 2006.

<http://biodiesel.org/resources/reportsdatabase/reports/gen/gen-100.pdf>. Biodiesel Processing Technologies Federal Republic of Germany Paper presented at the international liquid biofuels congress, Curitiba-Parana-Brazil. July 19-22, 1998.

<http://education.kulichki.net/bp/Biodiesel.htm>. Clean fuel of future, biodiesel production plant in Ukraine: business plan.

<http://www.biodiesel.de/vortrag97en.htm>. Modern Production of Diesel Fuels based on Vegetable Oils.

<http://www.biodiesel.org/resources/reportsdatabase/reports/gen/gen-304.pdf>. Multi-Feedstock Biodiesel Project. Phase II.

<http://www.ecopetrol.com.co>. Estructura de precios del combustible diesel.

<http://www.matche.com>. Cost and optimization engineering services.

<http://www.ministeriominasyenergía.com.co>. Estructura de precios del ACPM mezclado con biocombustibles para uso en motores diesel.

----- Criterios de calidad de los biocombustibles para su uso en motores diesel como componente de la mezcla con el combustible diesel de origen fosil en procesos de combustión.

<http://www.proexport.com.co>. Cálculos proexport Colombia, DANE.

http://www.sagpya.mecon.gov.ar/0-0/index/institucional/biodiesel/biodiesel_3.htm.
Proceso de elaboración de biodiesel.

IRAZOQUI, H. e ISLA, M. Oportunidades de investigación y desarrollo en el área de la oleoquímica a partir de aceites vegetales, producción de moléculas precursoras. En: Aceites y grasas. Junio, 1996

ISO, M., et al. Production of biodiesel fuel from triglycerides and alcohol using immobilized lipase. Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic.

JIMENEZ, A.; Muñoz, D. Utilización de catalizadores sólidos básicos para la producción de biodiesel a partir de aceite de palma Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química. Tesis (pregrado). 2005

KERN, D. Procesos de Transferencia de Calor. México: Continental, S.A., 1965.

KHAN, Adam. Research into Biodiesel Kinetics and Catalyst Development. Thesis. Department of Chemical Engineering. University of Queensland. Australia. 2002. Disponible en www.chequeen.uq.edu.au/ugrad/chee4001/CHEE400102/Adam_Khan_Thesis.pdf

KNOTHE, G.; R.O., Dunn y M.O., Bagby. Biodiesel: The use of Vegetable Oils and their derivatives as alternative diesel fuels. Capítulo 10 de "Fuels and Chemicals from Biomass". American Chemical Society, Washington, D.C., 1997.

KORUS, R Et al. Transesterification Process to Manufacture Ethyl Ester of Rape Oil. Department of Chemical Engineering, University of Idaho. [199?]. Disponible en www.journeytoforever.org/biofuel_library/EthylEsterofRapeOil.pdf

MA, F. , HANNA, M. Biodiesel production: a review. Bioresource Technology. USA, 1999.

MAKAREVICIENE, V., et al. Solubility of multi-component biodiesel fuel systems. Bioresource Technology 96. Lithuania. 2004.

MARCHETTI, J., et al. Possible methods for biodiesel production. Renewable y sustainable energy reviews. 2005, Argentina

MARUYAMA, Tadashi. Evaluación de los aceites vegetales como combustible diesel. En: Palmas. Vol. 16, No. 3; Bogotá, 1995.

MASJUKI, H. Et al. A Rapid Test to Measure Performance, Emission and Wear of a Diesel Engine Fueled with Palm Oil Diesel. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 70, No. 10; October, 1993.

MAX, P.; TIMMERHAUS, K. Plant desing and economics for chemical engineers. 2 ed. New York: McGraw Hill, 1968. 850 pag: il.

MAY, Choo. Production and Evaluation of Palm Oil Methyl Esters as Diesel Substitute. En: Elaeis Special Issue; Malaysia, November, 1995.

MAY, Choo, et al. Key fuel properties of palm oil alkyl esters. Fuel. Malaysia, 2005.

Mc CABE y SMITH. Operaciones básicas en Ingeniería Química. México, McGraw Hill.1996

MEHER L., et al. Technical aspects of biodiesel production transesterification—a review. Renewable and Sustainable Energy Reviews. India, 2004.

MITTELBAACH, Martin. y TRITTHART, Peter. Diesel Fuel Derived from Vegetable oils, III. Emission Tests Using Methyl Esters of used Frying Oils. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 67, No. 7; June, 1988.

MITTELBAACH, Martin. Lipase Catalyzed Alcoholysis of Sunflower oil. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 67, No. 3; March, 1990.

NOUREDDINI, H. y ZHU, D. Kinetics of Transesterification of Soybean Oil. En: Journal of the American Oil Chemists Society. Vol. 74, No. 11, 1997.

PERRY, R.; GREEN, D. Y MALONEY, James. Perry: Manual del Ingeniero Químico. 6 ed. México, Mc Graw Hill, 1997. Tomos II y III.

RODRIGUEZ, E. Estudio de la obtención de esteres etílicos por transesterificación, usando lipasa inmovilizada de thermomyces lanuginosus. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Química. Tesis (pregrado), 2006

RUD, D. Y WATSON, C. Estrategia en ingeniería de procesos. Madrid: Alambra, 1982. 546 pág: il.

SCHUCHARDT, U. Et al. Transesterification of Vegetable Oils; a Review. En: Journal of Brazilian oil Chemists Society. Vol. 9, No. 1; May, 1998. Disponible en jbcs.sbq.br/jbcs/1998/vol9_n3/30.pdf

SHEEHAN, J. et al. An Overview of Biodiesel and Petroleum Diesel Life Cycles. Disponible en. <http://www.ntis.gov/ordering.htm>

SIERRA, G. Evaluación de los factores que afectan la pérdida de aceite por impregnación en tucas durante el proceso de extracción de aceite de palma africana. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química. Tesis (pregrado), 2003.

TREYBAL, R. Operaciones de Transferencia de Masa. Mc Graw Hill. 1988.

ULLMAN, Fritz. Enciclopedia de química industrial. 2ª ed., Sección 5, Tomo 11.ed. Gustavo Gill. Barcelona. 1969

VICENTE, G. Et al. Application of the Factorial Desing of Experiments and Response Surface Methodology to Optimize Biodiesel Production. En: Industrial Crops and Products. Vol. 8, No. ?; July, 1998.

VILBRANT, F. Chemical Engineering Plant Desing. 3 ed. McGraw Hill, New York, 1949.

YUSOF, B.; JALANI, B. Y CHAN, K. Advances in Oil Palm Research. Malasyan Palm Board, Ministry of Primary Industries. Malaysia. 2000

ANEXO 1: TABLAS DE COMPOSICIÓN Y FLUJOS

Flujos másicos de las corrientes de proceso. Fuente: el autor.

BALANCE DE MATERIA Kg/min										
corriente	Aceite	Metanol	Ester	Glicerol	Agua	NaOH	AGL	HCl	Jabón	TOTAL
101	340,99kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	3,63kg	0,00kg	18,14kg	0,00kg	0,00kg	362,76kg
102	340,99kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	3,63kg	0,00kg	18,14kg	0,00kg	0,00kg	362,76kg
103	340,99kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	3,63kg	0,00kg	18,14kg	0,00kg	0,00kg	362,76kg
104	0,00kg	44,18kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	44,18kg
105	0,00kg	94,88kg	0,00kg	0,00kg	0,51kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	95,39kg
106	0,00kg	12,19kg	0,00kg	0,00kg	0,07kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	12,26kg
201	340,99kg	12,19kg	0,00kg	0,00kg	3,69kg	0,00kg	18,14kg	0,00kg	0,00kg	375,02kg
202	340,99kg	10,18kg	18,84kg	0,00kg	4,82kg	0,00kg	0,18kg	0,00kg	0,00kg	375,02kg
203	340,99kg	10,18kg	18,84kg	0,00kg	4,82kg	0,00kg	0,18kg	0,00kg	0,00kg	375,02kg
204	0,00kg	9,16kg	0,00kg	0,00kg	4,82kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	13,99kg
205	340,99kg	1,02kg	18,84kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,18kg	0,00kg	0,00kg	361,03kg
301	0,00kg	82,69kg	0,00kg	0,00kg	0,45kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	83,14kg
302	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	1,59kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	1,59kg
303	0,00kg	82,69kg	0,00kg	0,00kg	0,45kg	1,59kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	84,72kg
304	0,00kg	76,28kg	0,00kg	0,00kg	0,41kg	1,46kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	78,16kg
305	0,00kg	6,40kg	0,00kg	0,00kg	0,03kg	0,12kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	6,56kg
306	51,15kg	44,45kg	310,06kg	31,48kg	0,42kg	1,44kg	0,00kg	0,00kg	0,20kg	439,19kg
307	51,15kg	24,67kg	310,06kg	1,73kg	0,00kg	0,80kg	0,00kg	0,00kg	0,11kg	388,52kg
308	0,00kg	19,78kg	0,00kg	29,74kg	0,42kg	0,64kg	0,00kg	0,00kg	0,09kg	50,67kg
309	5,11kg	25,86kg	356,31kg	6,73kg	0,03kg	0,92kg	0,00kg	0,00kg	0,11kg	395,08kg
310	0,00kg	4,27kg	0,00kg	4,94kg	0,03kg	0,15kg	0,00kg	0,00kg	0,02kg	9,41kg
401	5,11kg	21,59kg	356,31kg	1,79kg	0,00kg	0,77kg	0,00kg	0,00kg	0,09kg	385,67kg
402	5,11kg	21,59kg	356,31kg	1,79kg	0,00kg	0,77kg	0,00kg	0,00kg	0,09kg	385,67kg
403	0,00kg	20,68kg	1,64kg	0,01kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	22,33kg
404	5,11kg	0,91kg	354,67kg	1,79kg	0,00kg	0,77kg	0,00kg	0,00kg	0,09kg	363,34kg
405	5,11kg	0,91kg	354,67kg	1,79kg	0,00kg	0,77kg	0,00kg	0,00kg	0,09kg	363,34kg
406	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	128,16kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	128,16kg
407	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	128,16kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	128,16kg
408	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	121,11kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	121,11kg
409	5,11kg	0,00kg	354,67kg	1,43kg	0,72kg	0,62kg	0,00kg	0,00kg	0,07kg	362,62kg
410	5,11kg	0,00kg	354,67kg	0,43kg	0,72kg	0,18kg	0,00kg	0,00kg	0,02kg	361,14kg
411	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,43kg	121,11kg	0,18kg	0,00kg	0,00kg	0,02kg	121,75kg
412	0,00kg	0,00kg	0,00kg	1,43kg	121,11kg	0,62kg	0,00kg	0,00kg	0,07kg	123,23kg
413	0,00kg	0,91kg	0,00kg	1,79kg	120,40kg	0,77kg	0,00kg	0,00kg	0,09kg	123,95kg
414	5,11kg	0,00kg	354,67kg	0,00kg	0,72kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	360,51kg
415	5,11kg	0,00kg	354,67kg	0,00kg	0,72kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	360,51kg
416	5,11kg	0,00kg	352,36kg	0,00kg	0,27kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	357,74kg
417	0,00kg	0,00kg	2,31kg	0,00kg	0,45kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	2,76kg
418	0,00kg	0,00kg	2,31kg	0,00kg	0,45kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	2,76kg
419	5,11kg	0,00kg	352,36kg	0,00kg	0,27kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	357,74kg
501	0,00kg	52,64kg	1,64kg	2,01kg	4,85kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	61,14kg
502	0,00kg	50,70kg	0,00kg	0,00kg	0,51kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	51,21kg
503	0,00kg	1,94kg	1,64kg	2,01kg	4,34kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	9,93kg
504	0,00kg	50,70kg	0,00kg	0,00kg	0,51kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	51,21kg
601	0,00kg	24,04kg	0,00kg	34,68kg	0,46kg	0,79kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	60,08kg
602	0,00kg	24,04kg	0,00kg	34,68kg	0,46kg	0,79kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	60,08kg
603	0,00kg	1,24kg	0,00kg	32,68kg	0,43kg	0,79kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	35,25kg
604	0,00kg	22,80kg	0,00kg	2,00kg	0,03kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	24,83kg
605	0,00kg	1,24kg	0,00kg	32,68kg	0,43kg	0,79kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	35,25kg
606	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	7,05kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	7,05kg
607	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,72kg	0,00kg	0,00kg	0,72kg	0,00kg	1,44kg
608	0,00kg	1,24kg	0,00kg	32,68kg	8,56kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	43,74kg
609	0,00kg	1,24kg	0,00kg	32,68kg	8,56kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	43,74kg
610	0,00kg	0,67kg	0,00kg	32,66kg	4,60kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	39,19kg
611	0,00kg	0,57kg	0,00kg	0,02kg	3,96kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	4,55kg
612	0,00kg	0,57kg	0,00kg	0,02kg	3,96kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	4,55kg
613	0,00kg	0,67kg	0,00kg	32,66kg	4,60kg	0,00kg	0,00kg	0,00kg	0,10kg	39,19kg
PTAR	0,00	3,43	3,95	3,81	129,14	0,77	0,00	0,00	0,09	141,19kg

Flujos molares de las corrientes de proceso. Fuente: el autor.

Flujos molares (mol/s)										
corriente	Aceite	Metanol	Ester	Glicerol	Agua	NaOH	AGL	HCl	Jabón	TOTAL
101	6,7019486	0	0	0	3,3588923	0	1,0569953	0	0	11,117836
102	6,7019486	0	0	0	3,3588923	0	1,0569953	0	0	11,117836
103	6,7019486	0	0	0	3,3588923	0	1,0569953	0	0	11,117836
104	0	22,982167	0	0	0	0	0	0	0	22,982167
105	0	49,355484	0	0	0,4742078	0	0	0	0	49,829691
106	0	6,3419718	0	0	0,0609337	0	0	0	0	6,4029055
201	6,7019486	6,3419718	0	0	3,419826	0	1,0569953	0	0	17,520742
202	6,7019486	5,2955464	1,10534	0	4,4662513	0	0,01057	0	0	17,579656
203	6,7019486	5,2955464	1,10534	0	4,4662513	0	0,01057	0	0	17,579656
204	0	4,7659918	0	0	4,4662513	0	0	0	0	9,2322431
205	6,7019486	0,5295546	1,10534	0	0	0	0,01057	0	0	8,3474132
301	0	43,013512	0	0	0,4132741	0	0	0	0	43,426786
302	0	0	0	0	0	0,6611467	0	0	0	0,6611467
303	0	43,013512	0	0	0,4132741	0,6611467	0	0	0	44,087933
304	0	39,682137	0	0	0,3812662	0,6099412	0	0	0	40,673344
305	0	3,3313749	0	0	0,0320079	0,0512055	0	0	0	3,4145883
306	1,0052923	23,121723	18,195309	5,6966563	0,3918362	0,5993713	0	0	0,01057	49,020758
307	1,0052923	12,833725	18,195309	0,3134246	0	0,3326814	0	0	0,0058669	32,686299
308	0	10,287998	0	5,3832317	0,3918362	0,2666899	0	0	0,0047031	16,334458
309	0,1005292	13,450811	20,909598	1,2181876	0,0320079	0,3838868	0	0	0,0058669	36,100887
310	0	2,2195942	0	0,893533	0,0320079	0,0633473	0	0	0,0009681	3,2094505
401	0,1005292	11,231217	20,909598	0,3246547	0	0,3205395	0	0	0,0048987	32,891437
402	0,1005292	11,231217	20,909598	0,3246547	0	0,3205395	0	0	0,0048987	32,891437
403	0	10,755898	0,0963024	0,0014952	0	0	0	0	0	10,853696
404	0,1005292	0,4753183	20,813296	0,3231594	0	0,3205395	0	0	0,0048987	22,037741
405	0,1005292	0,4753183	20,813296	0,3231594	0	0,3205395	0	0	0,0048987	22,037741
406	0	0	0	0	118,67102	0	0	0	0	118,67102
407	0	0	0	0	118,67102	0	0	0	0	118,67102
408	0	0	0	0	112,14346	0	0	0	0	112,14346
409	0,1005292	0	20,813296	0,2585276	0,6662695	0,2564316	0	0	0,003919	22,098973
410	0,1005292	0	20,813296	0,0775583	0,6662695	0,0769295	0	0	0,0011757	21,735758
411	0	0	0	0,0775583	112,14346	0,0769295	0	0	0,0011757	112,29912
412	0	0	0	0,2585276	112,14346	0,2564316	0	0	0,003919	112,66234
413	0	0,4753183	0	0,3231594	111,47719	0,3205395	0	0	0,0048987	112,6011
414	0,1005292	0	20,813296	0	0,6662695	0	0	0	0	21,580094
415	0,1005292	0	20,813296	0	0,6662695	0	0	0	0	21,580094
416	0,1005292	0	20,677756	0	0,2483548	0	0	0	0	21,026641
417	0	0	0,1355392	0	0,4179147	0	0	0	0	0,5534539
418	0	0	0,1355392	0	0,4179147	0	0	0	0	0,5534539
419	0,1005292	0	20,677756	0	0,2483548	0	0	0	0	21,026641
501	0	27,382588	0,0963024	0,3643036	4,4907503	0	0	0	0	32,333945
502	0	26,373317	0	0	0,4742078	0	0	0	0	26,847524
503	0	1,0092719	0,0963024	0,3643036	4,0165424	0	0	0	0	5,4864204
504	0	26,373317	0	0	0,4742078	0	0	0	0	26,847524
601	0	12,507592	0	6,2767647	0,4238441	0,3300373	0	0	0,0056712	19,543909
602	0	12,507592	0	6,2767647	0,4238441	0,3300373	0	0	0,0056712	19,543909
603	0	0,6468934	0	5,9139563	0,3993451	0,3300373	0	0	0,0056712	7,2959033
604	0	11,860698	0	0,3628083	0,024499	0	0	0	0	12,248006
605	0	0,6468934	0	5,9139563	0,3993451	0,3300373	0	0	0,0056712	7,2959033
606	0	0	0	0	6,5275636	0	0	0	0	6,5275636
607	0	0	0	0	0,6674921	0	0	0,3294901	0	0,9969822
608	0	0,6468934	0	5,9139563	7,9244793	0	0	0	0,0056712	14,491
609	0	0,6468934	0	5,9139563	7,9244793	0	0	0	0,0056712	14,491
610	0	0,3478614	0	5,9112299	4,2613209	0	0	0	0,0056712	10,526083
611	0	0,299032	0	0,0027264	3,6631584	0	0	0	0	3,9649169
612	0	0,299032	0	0,0027264	3,6631584	0	0	0	0	3,9649169
613	0	0,3478614	0	5,9112299	4,2613209	0	0	0	0,0056712	10,526083

Fracciones molares de las corrientes de proceso. Fuente: el autor.

FRACCIONES MOLARES										
corriente	Aceite	Metanol	Ester	Glicerol	Agua	NaOH	AGL	HCl	Jabón	TOTAL
101	0,602811	0	0	0	0,302117	0	0,095072	0	0	1
102	0,602811	0	0	0	0,302117	0	0,095072	0	0	1
103	0,602811	0	0	0	0,302117	0	0,095072	0	0	1
104	0	1	0	0	0	0	0	0	0	1
105	0	0,990483	0	0	0,009517	0	0	0	0	1
106	0	0,990483	0	0	0,009517	0	0	0	0	1
201	0,382515	0,361969	0	0	0,195187	0	0,060328	0	0	1
202	0,381233	0,301232	0,062876	0	0,254058	0	0,000601	0	0	1
203	0,381233	0,301232	0,062876	0	0,254058	0	0,000601	0	0	1
204	0	0,516233	0	0	0,483767	0	0	0	0	1
205	0,802877	0,063439	0,132417	0	0	0	0,001266	0	0	1
301	0	0,990483	0	0	0,009517	0	0	0	0	1
302	0	0	0	0	0	1	0	0	0	1
303	0	0,97563	0	0	0,009374	0,014996	0	0	0	1
304	0	0,97563	0	0	0,009374	0,014996	0	0	0	1
305	0	0,97563	0	0	0,009374	0,014996	0	0	0	1
306	0,020507	0,471672	0,371176	0,116209	0,007993	0,012227	0	0	0,000216	1
307	0,030756	0,392633	0,556665	0,009589	0	0,010178	0	0	0,000179	1
308	0	0,629834	0	0,329563	0,023988	0,016327	0	0	0,000288	1
309	0,002785	0,372589	0,579199	0,033744	0,000887	0,010634	0	0	0,000163	1
310	0	0,691581	0	0,278407	0,009973	0,019738	0	0	0,000302	1
401	0,003056	0,341463	0,635716	0,00987	0	0,009745	0	0	0,000149	1
402	0,003056	0,341463	0,635716	0,00987	0	0,009745	0	0	0,000149	1
403	0	0,990989	0,008873	0,000138	0	0	0	0	0	1
404	0,004562	0,021568	0,944439	0,014664	0	0,014545	0	0	0,000222	1
405	0,004562	0,021568	0,944439	0,014664	0	0,014545	0	0	0,000222	1
406	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1
407	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1
408	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1
409	0,004549	0	0,941822	0,011699	0,030149	0,011604	0	0	0,000177	1
410	0,004625	0	0,95756	0,003568	0,030653	0,003539	0	0	5,41E-05	1
411	0	0	0	0,000691	0,998614	0,000685	0	0	1,05E-05	1
412	0	0	0	0,002295	0,995394	0,002276	0	0	3,48E-05	1
413	0	0,004221	0	0,00287	0,990019	0,002847	0	0	4,35E-05	1
414	0,004658	0	0,964467	0	0,030874	0	0	0	0	1
415	0,004658	0	0,964467	0	0,030874	0	0	0	0	1
416	0,004781	0	0,983408	0	0,011811	0	0	0	0	1
417	0	0	0,244897	0	0,755103	0	0	0	0	1
418	0	0	0,244897	0	0,755103	0	0	0	0	1
419	0,004781	0	0,983408	0	0,011811	0	0	0	0	1
501	0	0,846868	0,002978	0,011267	0,138887	0	0	0	0	1
502	0	0,982337	0	0	0,017663	0	0	0	0	1
503	0	0,183958	0,017553	0,066401	0,732088	0	0	0	0	1
504	0	0,982337	0	0	0,017663	0	0	0	0	1
601	0	0,639974	0	0,321162	0,021687	0,016887	0	0	0,00029	1
602	0	0,639974	0	0,321162	0,021687	0,016887	0	0	0,00029	1
603	0	0,088665	0	0,810586	0,054736	0,045236	0	0	0,000777	1
604	0	0,968378	0	0,029622	0,002	0	0	0	0	1
605	0	0,088665	0	0,810586	0,054736	0,045236	0	0	0,000777	1
606	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1
607	0	0	0	0	0,669513	0	0	0,330487	0	1
608	0	0,044641	0	0,408112	0,546855	0	0	0	0,000391	1
609	0	0,044641	0	0,408112	0,546855	0	0	0	0,000391	1
610	0	0,033048	0	0,561579	0,404834	0	0	0	0,000539	1
611	0	0,075419	0	0,000688	0,923893	0	0	0	0	1
612	0	0,075419	0	0,000688	0,923893	0	0	0	0	1
613	0	0,033048	0	0,561579	0,404834	0	0	0	0,000539	1

ANEXO 2: UNIDADES DE SERVICIOS INDUSTRIALES

Para el funcionamiento de las unidades de proceso, se requiere de la instalación y puesta en marcha de los siguientes sistemas de proceso:

CALDERA DE BAJA PRESION

Cuatro de los intercambios de calor, junto con los serpentines de los tanques de aceite y biodiesel, utilizan como fluido de calentamiento vapor de baja presión a 458.15K (365°F o 185°C) y 1.13Mpa (164 psia). Para suministrar este requerimiento es necesaria la adquisición y montaje de una caldera acuatubular que genere 6.04 toneladas de vapor por hora. Este equipo podrá funcionar de acuerdo a las facilidades del sitio, con gas o carbón pulverizado. Este equipo involucra la implementación de trampas de vapor en los equipos que lo consumen, junto con un sistema de recolección de condensados que serán llevados a un tanque de almacenamiento con una capacidad equivalente al volumen manejado en dos horas, para luego ser tratados y recirculados.

CALDERA DE DOWTHERM

Debido a que dos intercambiadores de calor funcionan a una temperatura superior a los 483 K, es necesario emplear aceite térmico como fluido de servicio, de lo contrario, se necesitaría emplear vapor de alta presión, lo cual implicaría unos costos de construcción de los equipos mas elevado, y un costo de la caldera de 3 a 5 veces superior al seleccionado (incluyendo operación). Se deberá emplear entonces, una caldera para calentamiento directo del aceite térmico, para 97.9 toneladas por hora de aceite de 493 a 583 K. El aceite será bombeado a los equipos con una bomba de 1 KW (1.34HP), para luego ser recirculado.

TORRE DE ENFRIAMIENTO

Para reducir el contenido calórico del agua utilizada en enfriamiento, se instalara una torre de enfriamiento de circulación forzada, para el tratamiento de 342 toneladas por hora de agua, reduciendo la temperatura de 317 a 305.3 K utilizando aire a 298 K con una humedad relativa del 80%. El agua de enfriamiento será llevada desde un tanque diseñado para un stock de dos horas, hasta los equipos con una bomba de 8 kW (10.7HP); desde las unidades de proceso el agua ira directamente a la torre de enfriamiento, y de allí al tanque para ser recirculada

OTRAS INSTALACIONES

Para el funcionamiento adecuado de la planta también se deberán instalar:

- Una bascula para el pesaje de los carro-tanques.
- Un cuarto de control.
- Un sistema de ventilación.
- Una estación de bombeo para la carga de los tanques de aceite crudo.
- Una estación de llenado para la carga de los productos.
- Una planta de compresión y distribución de aire para proceso e instrumentación.
- Un sistema de protección contra incendios, que incluye alarmas, rociadores y sistemas de extinción con espuma.

ANEXO 3: FLUJO DE CAJA

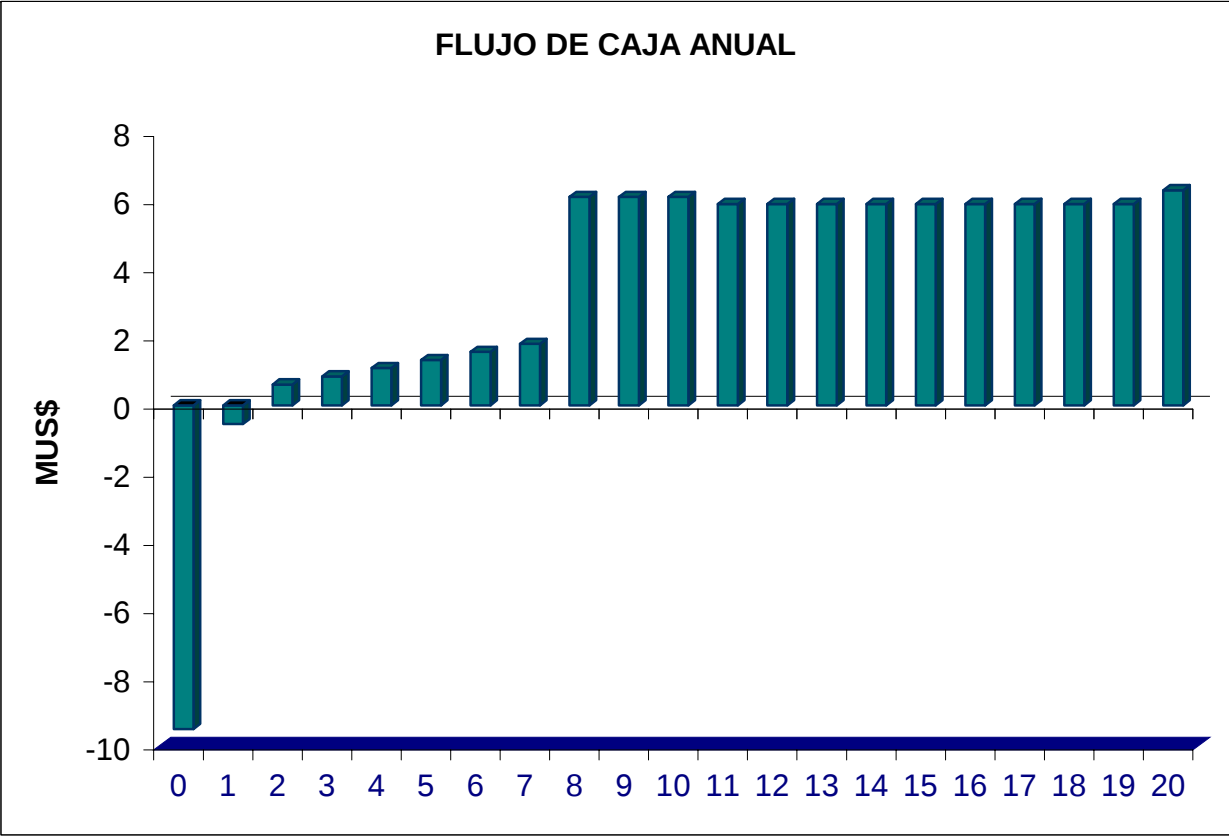
AÑO	INVERSION	CAPITAL DE TRABAJO	PRESTAMO	MATERIAS PRIMAS				
				Aceite crudo	Metanol	Soda	Acido	Total
0	15.669.861	-	6.171.147	-	-	-	-	0
1	-	22.324.993	22.324.993	75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
2	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
3	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
4	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
5	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
6	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
7	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
8	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
9	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
10	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
11	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
12	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
13	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
14	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
15	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
16	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
17	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
18	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
19	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104
20	-			75.848.839	5.878.536	465.291	90.438	82.283.104

COSTOS FIJOS						
Año	Nomina	Insumos de operación	Servicios	Mantenimiento	Depreciación	Total
0	0	0	0	0	0	0
1	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
2	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
3	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
4	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
5	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
6	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
7	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
8	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
9	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
10	541.210	81.181	27.060	277.421	579.320	1.506.193
11	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
12	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
13	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
14	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
15	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
16	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
17	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
18	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
19	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873
20	541.210	81.181	27.060	277.421	-	926.873

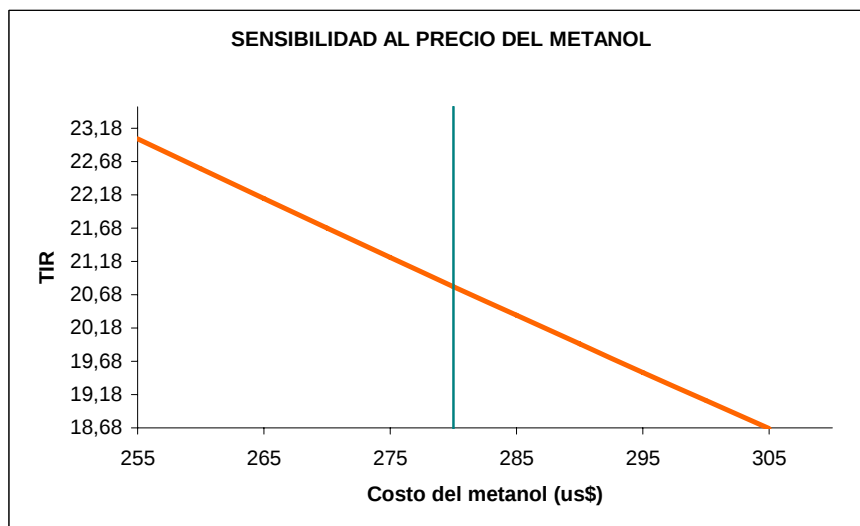
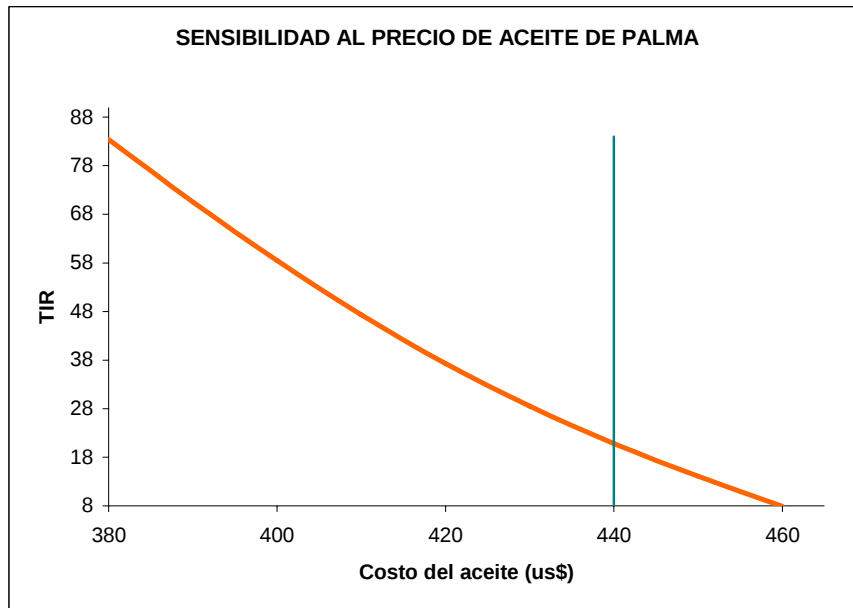
	COSTOS VARIABLES												
Año	Transporte	Electricidad	Cat. Sólido	Aceite térmico	Gen. Vapor	Agua proceso	Agua servicios	Cal. Aceite	Tratamiento	Insumos químicos	Laboratorio	Seguros	Total
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		0
1	1.780.432	36.995	1.068.357	870.059	512.952	7.209	593.105	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	88.373.099
2	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
3	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
4	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
5	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
6	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
7	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
8	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
9	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
10	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
11	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
12	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
13	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
14	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
15	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
16	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
17	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
18	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
19	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917
20	1.780.432	36.995	1.068.357	8.701	512.952	6.835	29.655	766.765	29.026	265.564	81.181	78.349	86.947.917

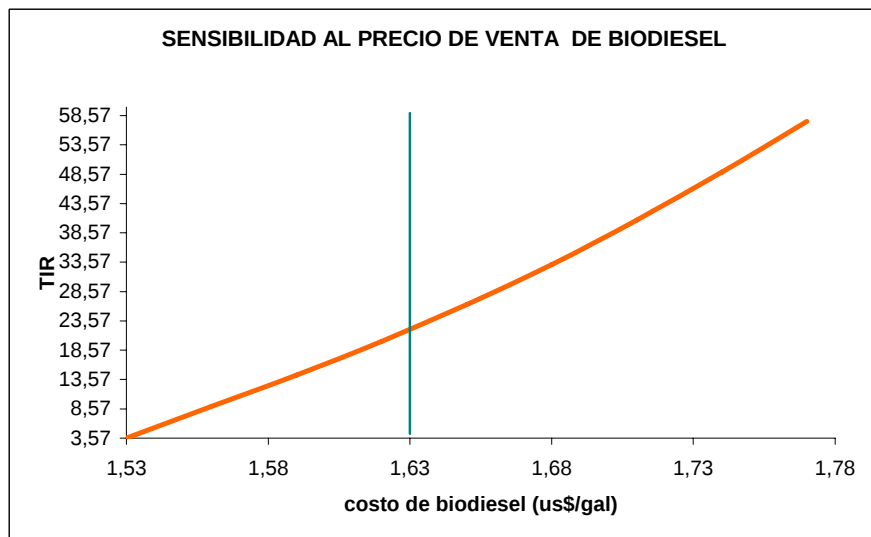
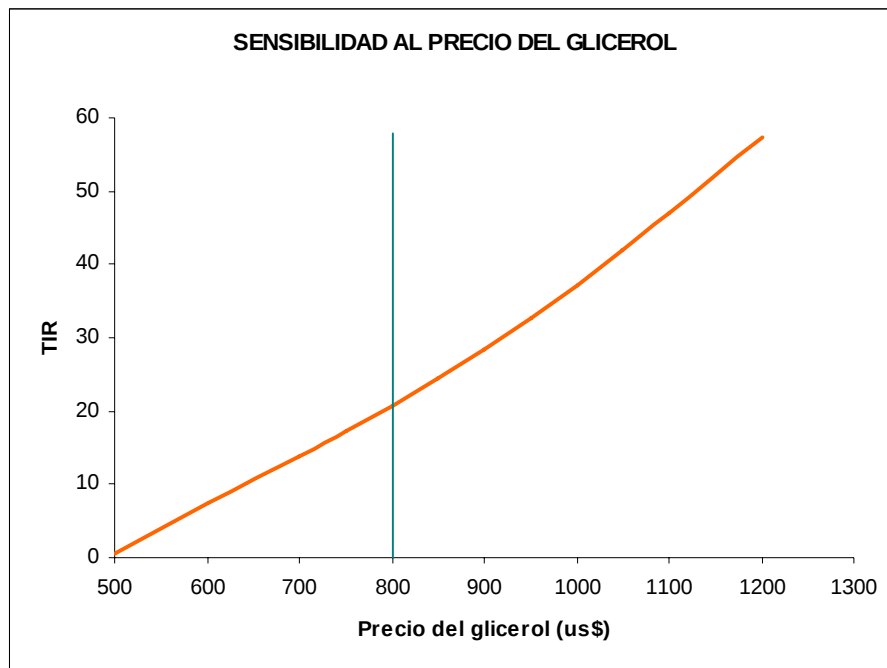
Año	INTERESES	EGRESOS	INGRESOS	UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS	IMPUESTOS	UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS	PAGOS A CAPITAL	Deuda	Utilidad neta
0		15.669.861	-	-15.669.861	0	-15.669.861	-	28.496.140	-9.498.713
1	2.564.653	114.768.937	119.292.063	4.523.126	1.583.094	2.940.032	4.070.877	24.425.263	-551.525
2	2.198.274	90.652.384	96.967.070	6.314.686	2.210.140	4.104.546	4.070.877	20.354.386	612.989
3	1.831.895	90.286.005	96.967.070	6.681.065	2.338.373	4.342.692	4.070.877	16.283.509	851.135
4	1.465.516	89.919.626	96.967.070	7.047.444	2.466.605	4.580.838	4.070.877	12.212.631	1.089.282
5	1.099.137	89.553.247	96.967.070	7.413.823	2.594.838	4.818.985	4.070.877	8.141.754	1.327.428
6	732.758	89.186.868	96.967.070	7.780.202	2.723.071	5.057.131	4.070.877	4.070.877	1.565.574
7	366.379	88.820.489	96.967.070	8.146.581	2.851.303	5.295.277	4.070.877	-	1.803.721
8	-	88.454.110	96.967.070	8.512.960	2.979.536	5.533.424	-	-	6.112.744
9	-	88.454.110	96.967.070	8.512.960	2.979.536	5.533.424	-	-	6.112.744
10	-	88.454.110	96.967.070	8.512.960	2.979.536	5.533.424	-	-	6.112.744
11	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
12	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
13	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
14	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
15	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
16	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
17	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
18	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
19	-	87.874.790	96.967.070	9.092.280	3.182.298	5.909.982	-	-	5.909.982
20	-	87.874.790	97.585.200	9.710.410	3.398.644	6.311.767	-	-	6.311.767

Flujo de caja del proyecto



ANEXO 4: ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD





ANEXO 5: ESTRUCTURA DE PRECIOS DE LA MEZCLA B-5

Componentes del precio de la mezcla Diesel+Metil Ester de Aceite de Palma (Biodiesel)	Diesel	Diesel 100%	Biodiesel	Biodiesel 100%	B5
			-	-	4.085,53
1. Precio maximo de venta por galon + sobretasa	3.881,26	4.085,53	204,28	4.085,53	4085,533162
2. Sobretasa	219,69	231,26	-	-	231,26
3. Precio maximo al publico	3.661,56	3.854,28	204,28	4.085,53	3854,28
4. Transporte planta de abasto mayorista a estación	10,76	11,32	0,57	11,32	11,32
5. Perdida por evaporación	-	-	-	-	-
6. Margen Distribuidor minorista	258,21	271,80	13,59	271,80	271,80
7. Precio maximo en planta de abasto mayorista	3.392,60	3.571,16	190,12	3.802,41	3571,16
8. Margen al distribuidor mayorista	172,14	181,20	9,06	181,20	181,20
9. Precio maximo al distribuidor mayorista	3.220,46	3.389,96	181,06	3.621,22	3389,96
10.Tarifa estampilla de transporte (Transporte por oleoducto)	103,37	108,81	5,44	108,81	108,81
11.Impuesto global	410,50	432,11		-	432,11
12.IVA	373,32	392,97		-	392,97
	-	-		-	
13.Ingreso al Productor	2.333,27	2.456,07	175,62	3.512,41	2456,07
14. Credito por menor azufre 0.02% (W)	(15,40)	(16,21)	15,40	307,95	
15. Ingreso al productor de Metil Ester de Aceite de Palma (Biodiesel)			191,02	3.820,36	
16. Ingreso al productor de Metil Ester de Aceite de Palma (Biodiesel) \$/galón			3.820,36		
17. Ingreso al productor Metil Ester de Aceite de Palma (Biodiesel) US\$/galón			1,63		
18. Ingreso al productor de diesel, \$/Galón	2439,8619	2.439,86			

ANEXO 6: BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Balance de Materia en Toneladas por año. Fuente: el autor

BALANCE DE MATERIA Ton/year										
corriente	Aceite	Metanol	Ester	Glicerol	Agua	NaOH	AGL	HCl	Jabón	TOTAL
101	161609,85Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	1719,25Tn	0,00Tn	8596,27Tn	0,00Tn	0,00Tn	171925,37Tn
102	161609,85Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	1719,25Tn	0,00Tn	8596,27Tn	0,00Tn	0,00Tn	171925,37Tn
103	161609,85Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	1719,25Tn	0,00Tn	8596,27Tn	0,00Tn	0,00Tn	171925,37Tn
104	0,00Tn	20942,97Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	20942,97Tn
105	0,00Tn	44967,56Tn	0,00Tn	0,00Tn	242,68Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	45210,24Tn
106	0,00Tn	5778,14Tn	0,00Tn	0,00Tn	29,23Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	5807,37Tn
201	161609,85Tn	5778,14Tn	0,00Tn	0,00Tn	1748,48Tn	0,00Tn	8596,27Tn	0,00Tn	0,00Tn	177732,74Tn
202	161609,85Tn	4824,75Tn	8926,89Tn	0,00Tn	2284,09Tn	0,00Tn	85,96Tn	0,00Tn	0,00Tn	177731,55Tn
203	161609,85Tn	4824,75Tn	8926,89Tn	0,00Tn	2284,09Tn	0,00Tn	85,96Tn	0,00Tn	0,00Tn	177731,55Tn
204	0,00Tn	4342,27Tn	0,00Tn	0,00Tn	2284,09Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	6626,37Tn
205	161609,85Tn	482,47Tn	8926,89Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	85,96Tn	0,00Tn	0,00Tn	171105,18Tn
301	0,00Tn	39189,42Tn	0,00Tn	0,00Tn	198,22Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	39387,63Tn
302	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	752,11Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	752,11Tn
303	0,00Tn	39189,42Tn	0,00Tn	0,00Tn	198,22Tn	752,11Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	40139,75Tn
304	0,00Tn	36154,22Tn	0,00Tn	0,00Tn	182,87Tn	693,86Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	37030,94Tn
305	0,00Tn	3035,20Tn	0,00Tn	0,00Tn	15,35Tn	58,25Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	3108,80Tn
306	24241,48Tn	21066,10Tn	146948,09Tn	14917,77Tn	188,28Tn	681,84Tn	0,00Tn	0,00Tn	92,57Tn	208136,12Tn
307	24241,48Tn	11692,75Tn	146948,09Tn	820,76Tn	0,00Tn	378,45Tn	0,00Tn	0,00Tn	51,38Tn	184132,91Tn
308	0,00Tn	9373,35Tn	0,00Tn	14097,01Tn	188,28Tn	303,38Tn	0,00Tn	0,00Tn	41,19Tn	24003,20Tn
309	2424,15Tn	12254,97Tn	168869,10Tn	3190,05Tn	15,35Tn	436,71Tn	0,00Tn	0,00Tn	51,38Tn	187241,72Tn
310	0,00Tn	2022,26Tn	0,00Tn	2339,88Tn	15,35Tn	72,06Tn	0,00Tn	0,00Tn	8,48Tn	4458,04Tn
401	2424,15Tn	10232,71Tn	168869,10Tn	850,17Tn	0,00Tn	364,64Tn	0,00Tn	0,00Tn	42,90Tn	182783,68Tn
402	2424,15Tn	10232,71Tn	168869,10Tn	850,17Tn	0,00Tn	364,64Tn	0,00Tn	0,00Tn	42,90Tn	182783,68Tn
403	0,00Tn	9799,65Tn	777,75Tn	3,92Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	10581,32Tn
404	2424,15Tn	433,06Tn	168091,35Tn	846,25Tn	0,00Tn	364,64Tn	0,00Tn	0,00Tn	42,90Tn	172202,36Tn
405	2424,15Tn	433,06Tn	168091,35Tn	846,25Tn	0,00Tn	364,64Tn	0,00Tn	0,00Tn	42,90Tn	172202,36Tn
406	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	60739,42Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	60739,42Tn
407	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	60739,42Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	60739,42Tn
408	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	57400,79Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	57400,79Tn
409	2424,15Tn	0,00Tn	168091,35Tn	677,00Tn	341,03Tn	291,71Tn	0,00Tn	0,00Tn	34,32Tn	171859,57Tn
410	2424,15Tn	0,00Tn	168091,35Tn	203,10Tn	341,03Tn	87,51Tn	0,00Tn	0,00Tn	10,30Tn	171157,44Tn
411	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	203,10Tn	57400,79Tn	87,51Tn	0,00Tn	0,00Tn	10,30Tn	57701,70Tn
412	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	677,00Tn	57400,79Tn	291,71Tn	0,00Tn	0,00Tn	34,32Tn	58403,83Tn
413	0,00Tn	433,06Tn	0,00Tn	846,25Tn	57059,75Tn	364,64Tn	0,00Tn	0,00Tn	42,90Tn	58746,61Tn
414	2424,15Tn	0,00Tn	168091,35Tn	0,00Tn	341,03Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	170856,53Tn
415	2424,15Tn	0,00Tn	168091,35Tn	0,00Tn	341,03Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	170856,53Tn
416	2424,15Tn	0,00Tn	166996,71Tn	0,00Tn	127,12Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	169547,98Tn
417	0,00Tn	0,00Tn	1094,64Tn	0,00Tn	213,91Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	1308,55Tn
418	0,00Tn	0,00Tn	1094,64Tn	0,00Tn	213,91Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	1308,55Tn
419	2424,15Tn	0,00Tn	166996,71Tn	0,00Tn	127,12Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	169547,98Tn
501	0,00Tn	24948,15Tn	777,75Tn	954,00Tn	2295,86Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	28975,77Tn
502	0,00Tn	24024,58Tn	0,00Tn	0,00Tn	242,68Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	24267,27Tn
503	0,00Tn	923,57Tn	777,75Tn	954,00Tn	2053,18Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	4708,50Tn
504	0,00Tn	24024,58Tn	0,00Tn	0,00Tn	242,68Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	24267,27Tn
601	0,00Tn	11395,61Tn	0,00Tn	16436,89Tn	203,63Tn	375,45Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	28461,25Tn
602	0,00Tn	11395,61Tn	0,00Tn	16436,89Tn	203,63Tn	375,45Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	28461,25Tn
603	0,00Tn	589,38Tn	0,00Tn	15486,81Tn	191,86Tn	375,45Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	16693,16Tn
604	0,00Tn	10806,23Tn	0,00Tn	950,08Tn	11,77Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	11768,08Tn
605	0,00Tn	589,38Tn	0,00Tn	15486,81Tn	191,86Tn	375,45Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	16693,16Tn
606	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	3338,63Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	3338,63Tn
607	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	341,66Tn	0,00Tn	0,00Tn	341,66Tn	0,00Tn	683,31Tn
608	0,00Tn	589,38Tn	0,00Tn	15486,81Tn	4041,10Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	20715,11Tn
609	0,00Tn	589,38Tn	0,00Tn	15486,81Tn	4041,10Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	20715,11Tn
610	0,00Tn	316,47Tn	0,00Tn	15479,68Tn	2169,91Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	18563,89Tn
611	0,00Tn	272,91Tn	0,00Tn	7,13Tn	1871,19Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	2151,22Tn
612	0,00Tn	272,91Tn	0,00Tn	7,13Tn	1871,19Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	2151,22Tn
613	0,00Tn	316,47Tn	0,00Tn	15479,68Tn	2169,91Tn	0,00Tn	0,00Tn	0,00Tn	49,67Tn	18563,89Tn
PTAR	0,00Tn	1629,54Tn	1872,39Tn	1807,38Tn	61198,03Tn	364,64Tn	0,00Tn	0,00Tn	42,90Tn	66914,88Tn

Condiciones de temperatura y presión para cada corriente de proceso. Fuente: el autor.

corriente	temperatura °C	Presión atm
101	25,0	1
102	40,0	2
103	90,0	2
104	25,0	1
105	25,0	2
106	25,0	2
201	87,7	3
202	87,7	3
203	85,7	1,2
204	85,7	1,2
205	85,7	1,2
301	25,0	2
302	25,0	--
303	33,4	1,2
304	33,4	1,2
305	33,4	1,2
306	73,5	1,2
307	73,5	1,2
308	73,5	1,2
309	72,2	1,2
310	72,2	1,2
401	72,2	1,2
402	168,9	1,5
403	159,5	0,5
404	159,5	0,5
405	82,0	1
406	25,0	1
407	25,0	1
408	25,0	1
409	78,5	1
410	67,9	1
411	51,4	1
412	67,9	1
413	78,5	1
414	51,4	1
415	250,3	1,5
416	231,6	0,3
417	231,6	0,3
418	70,0	1
419	40,0	1
501	74,6	1
502	64,9	1
503	85,0	1
504	40,0	1
601	73,3	1,2
602	242,9	1,5
603	167,4	0,5
604	167,4	0,5
605	63,0	1
606	25,0	1
607	25,0	1
608	54,5	1
609	181,8	1,5
610	105,0	0,5
611	105,0	0,5
612	70,0	1
613	45,0	1
PTAR	78,50346191	1

ANEXO 7: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

A continuación se efectuara la descripción del proceso, en la que se hará referencia a las figuras al final de la descripción.

Almacenamiento de materias primas.

El aceite de palma crudo llegara a un patio de tanques de almacenamiento (K – 101), este consta de tres tanques de 2000 m³ de capacidad, volumen suficiente para que la planta pueda funcionar durante diez días sin abastecimiento de materia prima. Ya que el aceite de palma posee un punto de fusión relativamente alto, dichos tanques estarán dotados cada uno con un serpentín de calentamiento que opera con vapor, para mantener las unidades entre 308 y 313 K (35 y 40°C) logrando que la materia prima permanezca en estado liquido y alcance el valor de viscosidad que disminuya el gasto de potencia en el bombeo hacia la siguiente etapa.

El metanol anhidro también llegara a la planta y se mantendrá almacenado en una sección de dos tanques verticales (K-102). Estos tanques tendrán una capacidad de 867 m³ cada uno, cantidad necesaria para la operación de diez días.

El uso de metanol conlleva además a la toma de precauciones especiales en las construcciones de los equipos en la planta de producción, pues sus características toxicológicas así lo demandan. Se deberán tener en cuenta entre otros factores los siguientes:

- Los tanques de almacenamiento deberán poseer protección catódica, polos a tierra y detector de fugas, y deberán construirse a 50 m de cualquier otra instalación.

- Las bombas de proceso deberán tener sellos mecánicos que eviten cualquier tipo de fugas.
- A partir de la mezcla de metanol con aceite, todos los equipos trabajarán a una presión ligeramente superior a la atmosférica, pero deberán estar sellados para evitar la salida de vapores de cualquier tipo.
- Las instalaciones de la planta deberán poseer un sistema eficiente de ventilación que evite la acumulación de vapores de metanol que puedan causar daños a los trabajadores, o una posible inflamación.

Esterificación de ácidos grasos libres

En el caso del aceite de palma, el porcentaje de ácidos grasos libres alcanza el 5%. Esto representa una desventaja en el proceso de transesterificación, puesto que los ácidos forman jabones con el hidróxido de sodio. Para evitar estos inconvenientes se debe realizar un pretratamiento con el objetivo de eliminar dichos ácidos. Sin embargo, dado que el aceite de palma alcanza concentraciones de ácidos grasos libres de hasta 10%, se hace necesario el tratamiento. El PORIM ha trabajado en el desarrollo de una metodología de catálisis heterogénea alimentada continuamente. Dicho método ya ha sido implementado en plantas piloto con éxito. La esterificación vía catálisis heterogénea es la tecnología que se ha seleccionado para el pretratamiento del aceite crudo. El orden de operación se describe a continuación:

El aceite crudo será llevado a un calentador (I-101) por la acción de una bomba centrífuga (P-101); el intercambiador que utiliza vapor elevará la temperatura del aceite hasta 363K (90°C) punto ligeramente superior al necesario para la etapa de esterificación. El metanol también será bombeado (P-102) para dividirse en dos corrientes, una hacia la etapa de esterificación y otra para la preparación del catalizador necesario en la fase de transesterificación. La primera corriente de metanol, se mezclará con el aceite crudo en un mezclador estático (M-201); la mezcla resultante ingresa a un reactor empacado con catalizador de zinc

soportado en alumina u óxido de hierro (R-201), allí se llevara a cabo una esterificación de los ácidos grasos libres con un tiempo de residencia de una hora. La reacción genera agua y metil-ésteres de características similares al biodiesel que se producirá mas adelante. Esta reacción se lleva a cabo a una presión de 304 kPa (3 atm) y una temperatura de 361 K (88°C). Se dispondrá de dos reactores de condiciones similares, pues se estima que el catalizador deberá renovarse dos veces al año, así que para no detener la actividad de la planta para realizar la renovación, uno de los reactores continuara en operación. Es importante realizar la mezcla de metanol y aceite crudo antes del reactor, pues la vida útil del catalizador disminuye al contacto del aceite sin la presencia del alcohol según los datos del PORIM. El efluente del reactor pasa por una válvula de expansión (V-201) para alcanzar la presión atmosférica y luego ingresar en un tanque separador de fases (S-201) donde se retira el agua formada junto con una fracción de metanol en la fase pesada para ser purificada (corriente 204); la fase liviana, que se compone de aceite, metil-éster, metanol y ácidos grasos que no reaccionaron, se lleva a cabo en la siguiente sección de la planta.

Transesterificación

El aceite se transforma en metil-éster (biodiesel) por medio de un proceso catalítico homogéneo utilizando metanol en exceso como agente reaccionante e hidróxido de sodio como catalizador; estos dos últimos se mezclan en un tanque (K-301) fabricado en acero al carbón. La mezcla obtenida se bombea (P-301) hacia los reactores de transesterificación.

EL PORIM recomienda que para el aceite de palma la reacción debe llevarse a cabo en dos etapas, y la purificación de los productos, biodiesel y glicerol, se debe realizar en presencia de metanol, de lo contrario la reacción se invierte generándose de nuevo triglicéridos. Para el diseño de la planta, en la primera etapa, el aceite y la corriente de metanol son mezclados vigorosamente hasta obtener una suspensión homogénea. Esta operación se realiza en un reactor de

tanque agitado (R-301) donde se mantendrá una temperatura de 345 K (72°C). Entonces, el efluente del reactor pasa a un separador donde se forman dos fases liquidas (S-301). La fase más densa (corriente 308), que se lleva a purificación, contiene glicerina y metanol como principales componentes; y la liviana se conforma de biodiesel, metanol, glicerina y aceite que no reacciona. Esta ultima corriente se lleva a un segundo reactor de tanque agitado (R-302), que tiene las mismas características del anterior, pero con una mayor capacidad. Allí se agrega una fracción de metanol y catalizador fresco. Puesto que el efluente de este equipo es similar al del primer reactor de transesterificación, también se realiza una separación de fases en un tanque contiguo (S-302), de donde la fase pesada se une con la del anterior separador en un mezclador (M-601) y se lleva a purificación; la fase liviana, que contiene el biodiesel, pasa a la sección de purificación.

Purificación del Biodiesel.

La corriente retirada del tercer separador de fases, se bombea (P-302) y se calienta en un intercambiador hasta 442 K (I-401) para realizar una vaporización instantánea al vacío (E-401), aprovechando que la temperatura de ebullición del metanol es cuatro o cinco veces menor que la del glicerol y la del metil-éster. De esta manera, el metanol se retira en fase vapor a 432 K (159°C) y 50kPa (0.5 atm) para luego ser purificado. En esta operación se pierde el 0.46% de biodiesel en la fase vapor y la corriente liquida efluente (404) posee 0.3% de metanol.

Después de enfriarse hasta 355 K (I-402), la mezcla de biodiesel que contiene de 0.45 a 0.5% en peso de glicerina, y de 0.4 a 0.45% de otras materias contaminantes, se lava con agua en una proporción 1 a 3, en un sistema de tres sedimentadotes a contracorriente (S-401, 402, 403) que operan a 351, 340 y 324 K (78.5, 67.9 y 51.4°C). El agua utilizada en este proceso se bombea de dos tanques de almacenamiento (K-401) de 950 m³ cada uno (6 mil barriles, stock de diez días). En los lavados el agua arrastra las impurezas solubles y se separa del

biodiesel por diferencia de densidad, para luego ser llevada a la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR). El biodiesel que se retira de la capa superior en estas etapas arrastra de 1500 a 2000 ppm de agua, contenido que debe reducirse a menos de 1000 ppm, valor que es el máximo reportado para el buen funcionamiento del combustible. Para realizar la deshidratación, el ester se bombea (P-404) a un calentador (I-403) que eleva la temperatura a 523 K (250°C), para expandirse en un vaporizador instantáneo (E-402) que funciona a 30 kPa de presión (0.3 atm) y 504 K (231°C). Allí, se retira la fracción de agua, en la que se pierde el 0.65% del biodiesel. Esta última corriente se condensa (I-40) y se lleva a tratamiento. Finalmente el biodiesel se enfría hasta 313 K (40°C) y se bombea a la sección de almacenamiento (P-405 y K-402), que al igual que el almacenamiento del aceite, se compone de tres tanques (stock de diez días) con serpentines que mantienen el contenido sobre los 398 K. Con este procedimiento el biodiesel alcanza una pureza entre el 98 y el 99%.

Purificación de Glicerina

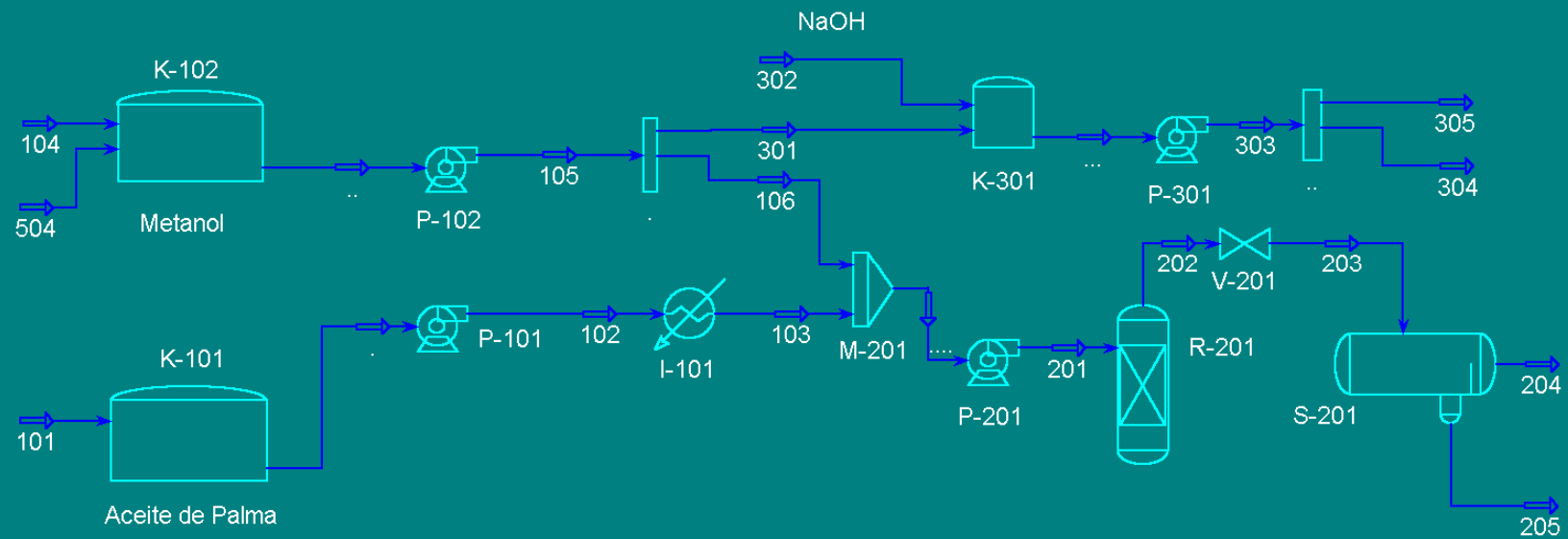
Las fracciones pesadas que se retiran en los separadores posteriores a la transesterificación, se mezclan y la corriente resultante se calienta (I-601) hasta los 515 K (243°C), y se llevan a un vaporizador instantáneo (E-601) que funciona a 50 kPa (0.5 atm) donde se retira el metanol. La corriente en fase vapor arrastra el 6.1% del glicerol, mientras que la corriente líquida mantiene un contenido de 3.3% de metanol. A la glicerina, que contiene agua, metanol, jabones y catalizador, se le agrega agua en una proporción 1 a 5 en un tanque agitado (R-601), para facilitar la dilución del ácido que neutraliza los restos de catalizador. Dicha agua proviene de los tanques de almacenamiento mencionados anteriormente. En el mismo reactor, se agrega ácido clorhídrico al 50%, para neutralizar la soda. Esta operación tiene un tiempo de residencia de una hora. La mezcla resultante es bombeada (P-603) a un calentador (I-603) donde alcanza una temperatura de 454 K (181°C), para ser retirada parte del agua junto con una pérdida del 0.03% del glicerol en la fase vapor, que se condensa y se lleva a un tratamiento (I-604).

Finalmente, la glicerina es bombeada (P-604) y enfriada (i-605) hasta 313K (40°C) para ser almacenada en un tanque. De esta manera se obtiene un producto de 83.3% de glicerina, con impurezas de metanol (1.7%), jabón (0.2%) y NaCl (2.9%).

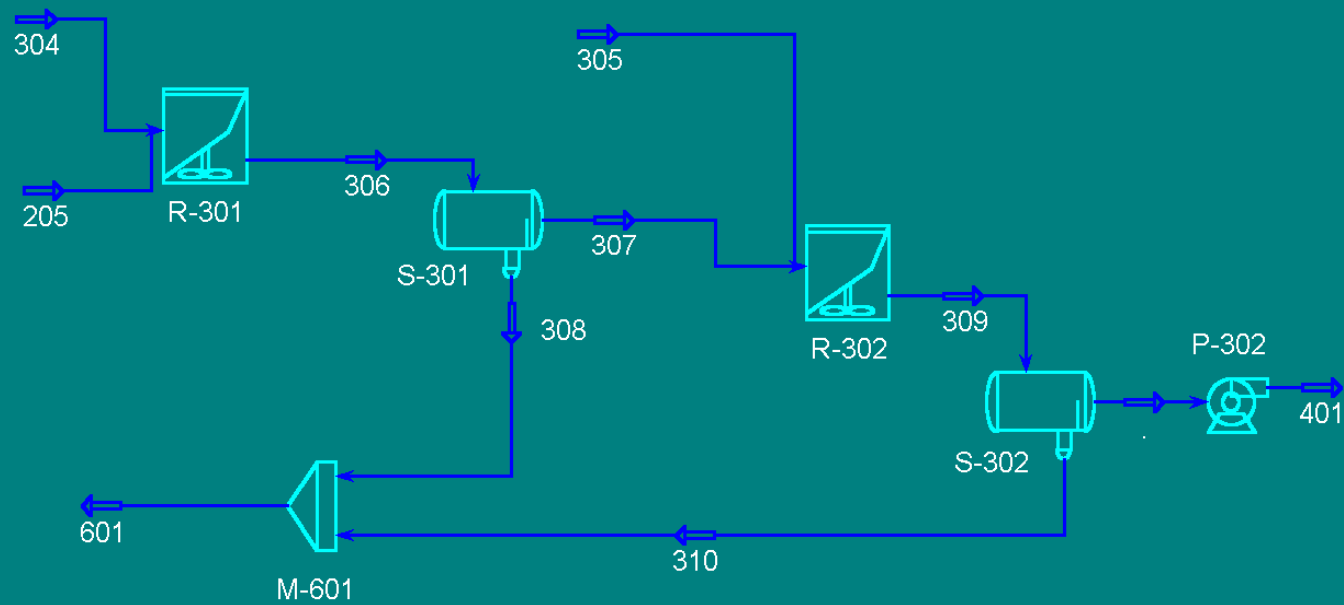
Purificación de metanol y recicló

La corriente retirada como fase pesada después del reactor de esterificación, junto con la corriente de vapor de metanol que se le despoja del biodiesel y la que se le sustrae a la glicerina, se mezclan (M-501) generando una corriente que contiene 87.6% de metanol, 6.1% de agua, 2.8% de biodiesel y 3.5% de Glicerol. Dicha corriente se lleva a una torre de destilación (D-501) donde el agua junto con el glicerol y el éster se retiran por la parte inferior para ser llevados a tratamiento. El metanol se lleva a una pureza del 99.4%, se enfría hasta 313K (I-503) y se recircula a los tanques de almacenamiento (K-102).

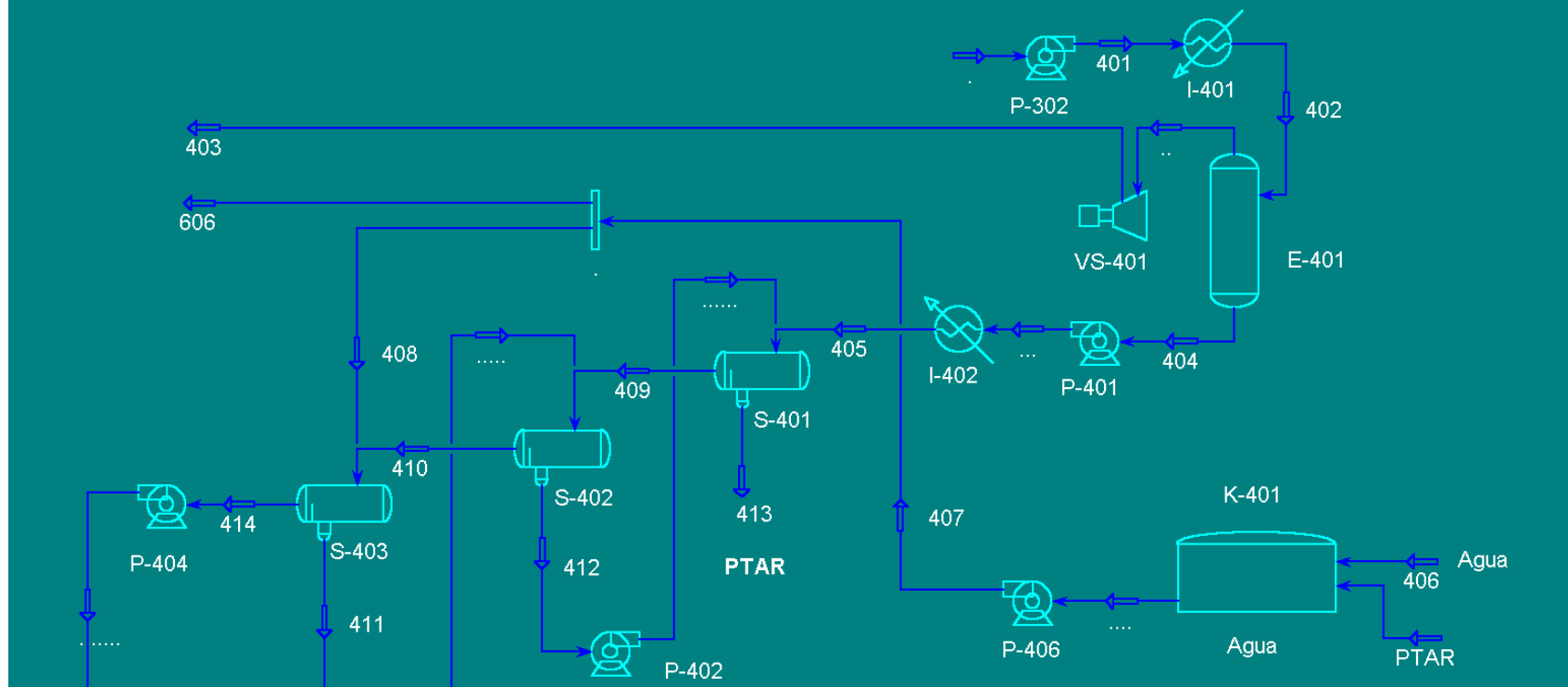
ALMACENAMIENTO ACEITE CRUDO Y METANOL-ESTERIFICACIÓN DE ÁCIDOS GRASOS LIBRES

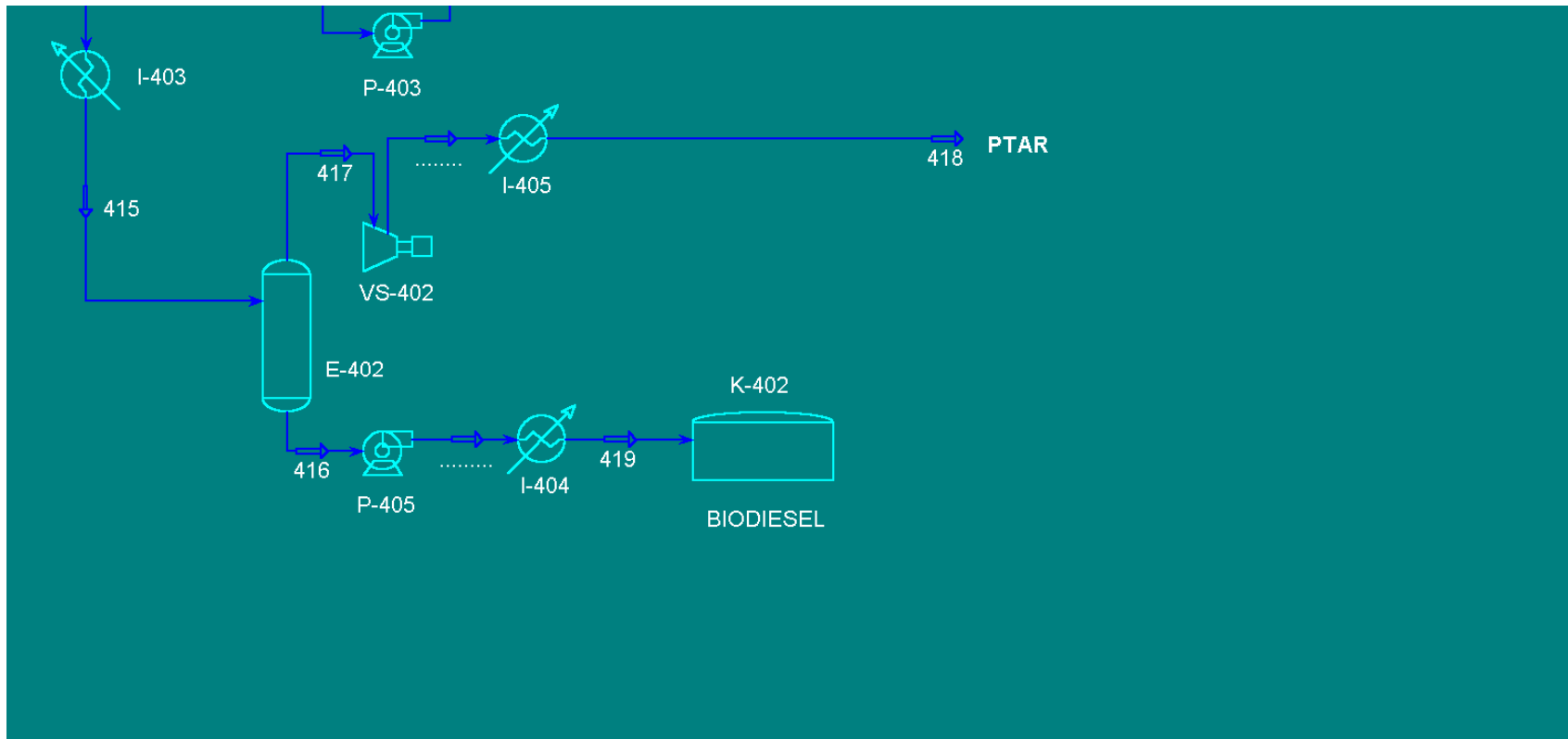


TRANSESTERIFICACIÓN DEL ACEITE CRUDO



PURIFICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE BIODIESEL





PURIFICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE GLICERINA

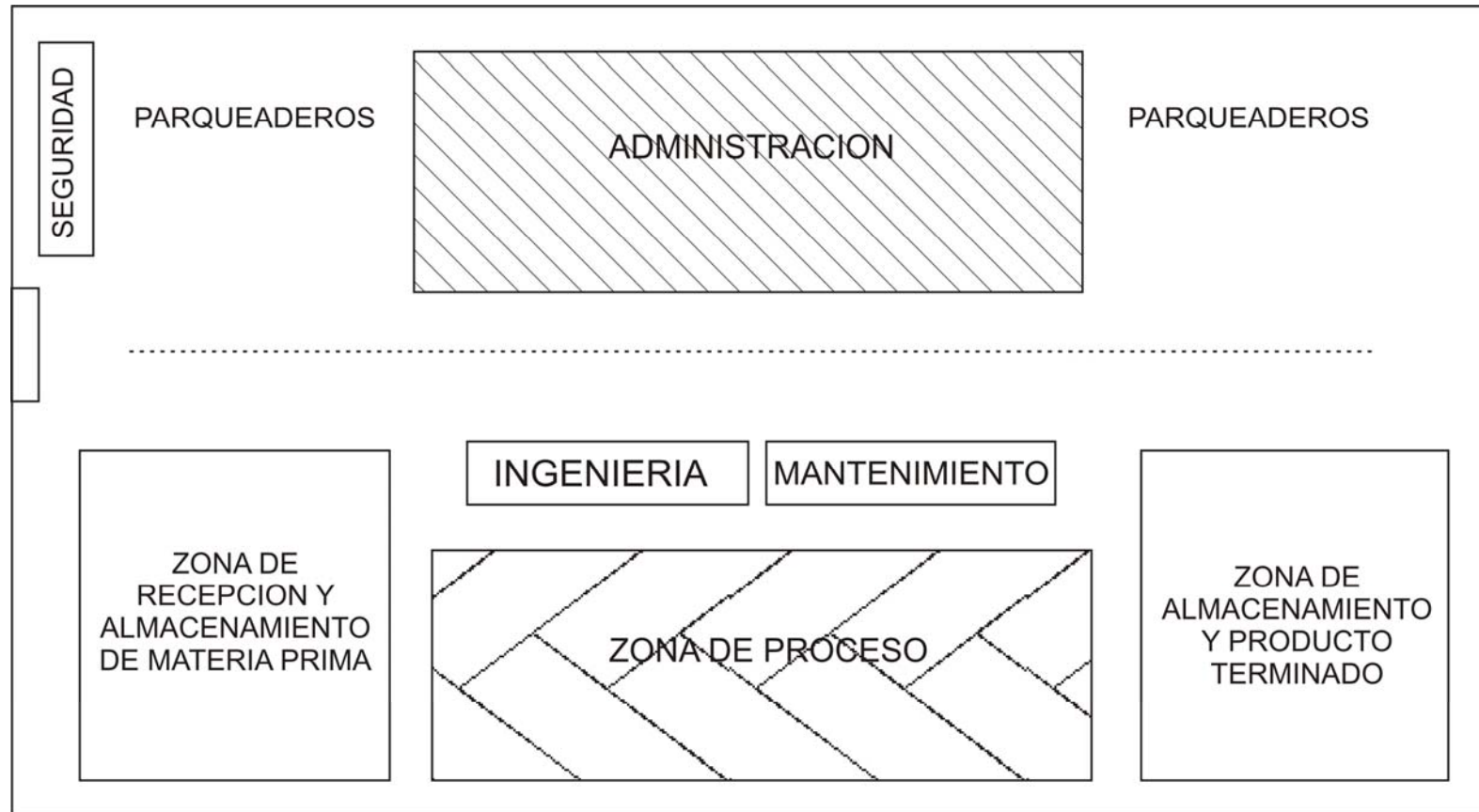
The diagram illustrates the purification and storage process for glycerine. It features several key units and streams:

- Streams:** Labeled with numbers 601 through 613. Stream 601 is the main feed, and stream 613 is the final purified glycerine product.
- Heat Exchangers:** E-601 and E-602 are used for heating and cooling the process streams.
- Pumps:** P-601, P-602, P-603, and P-604 move the fluids through the system.
- Control Valves:** I-601 through I-605 regulate the flow of materials.
- Other Units:** VS-601 and VS-602 are steam valves; R-601 is a reactor; K-601 is the final storage tank for GLICERINA.
- Inputs:** HCl is added to the process at stream 607.

PURIFICACIÓN Y RECICLO DEL METANOL

The diagram illustrates the methanol purification and recycling process. It features a central distillation column (D-501) with two side reboilers (I-501 and I-502) and a condenser (I-503). Feed streams 503, 413, 418, and 612 enter from the bottom. The bottom product (501) is pumped (P-501) through a heat exchanger (502) to the condenser (I-503) and then to the overhead product (504). The overhead product (504) is pumped (P-202) through a heat exchanger (501) to the reboiler (I-502) and then to the bottom product (501). The side reboiler (I-501) is heated by stream 604, which is pumped (P-202) through a heat exchanger (501) to the reboiler (I-502) and then to the bottom product (501). The side reboiler (I-502) is heated by stream 403, which is pumped (P-202) through a heat exchanger (501) to the reboiler (I-502) and then to the bottom product (501). The side reboiler (I-501) is heated by stream 204, which is pumped (P-202) through a heat exchanger (501) to the reboiler (I-502) and then to the bottom product (501).

ANEXO 8: DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN



ANEXO 9: BALANCE DE CARBONO

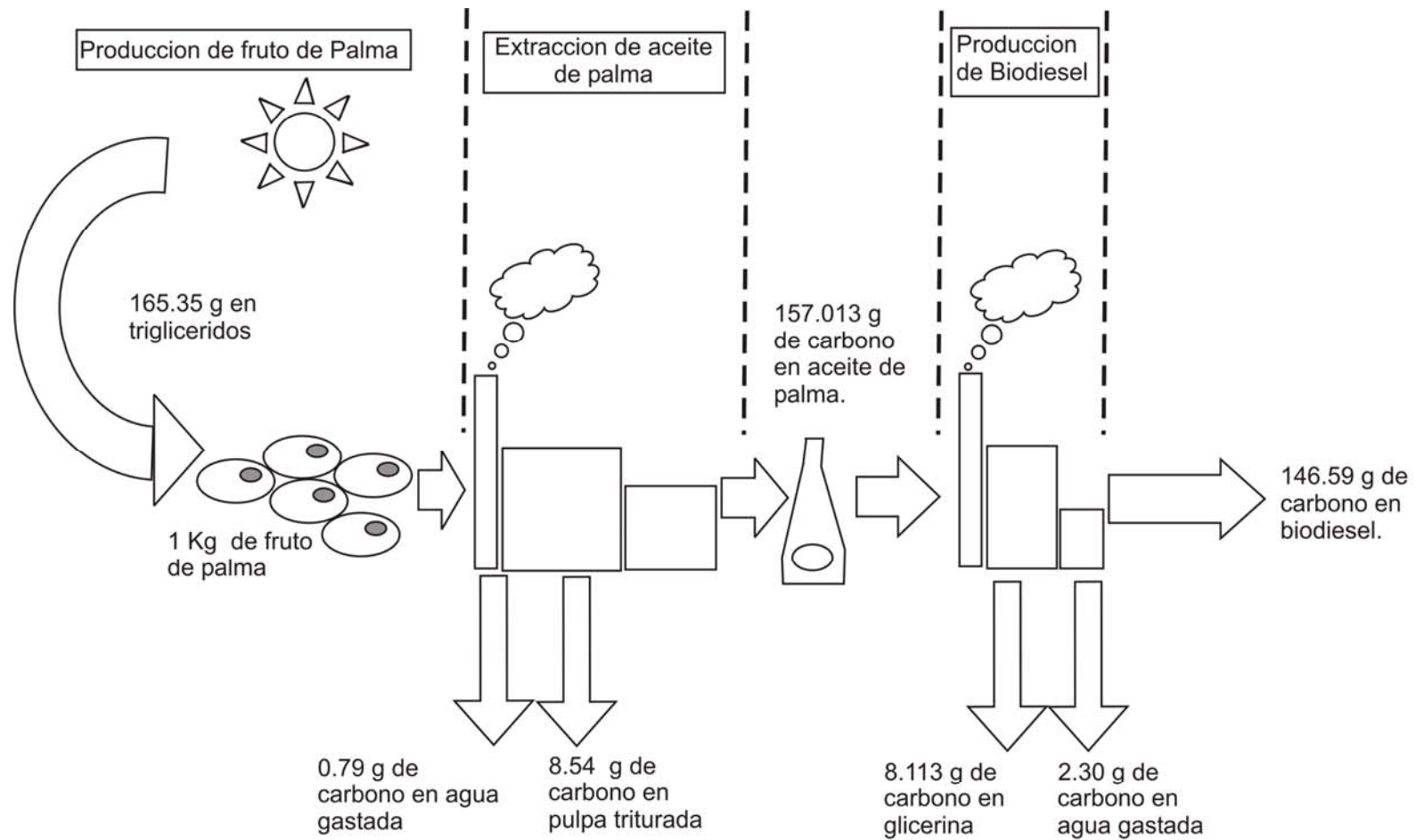
La biomasa juega un rol único en la dinámica del flujo de carbono en nuestra biosfera. El carbono es biológicamente circulado cuando las plantas (tales como la palma), convierten el CO_2 atmosférico a compuestos basados en carbono a través de la fotosíntesis. Este carbono es eventualmente retornado a la atmósfera por el consumo de compuestos carbonados biológicos y la respiración de organismos.

Los combustibles derivados de la biomasa reducen el carbono atmosférico neto en dos formas. 1) Los biocombustibles participan en la rapidez del ciclo biológico del carbono a la atmósfera (vía emisiones de motor) y desde la atmósfera (vía fotosíntesis); 2) Los biocombustibles desplazan los combustibles fósiles.

Remover el carbono de la combustión de combustibles fósiles de la atmósfera toma millones de años, mientras que el carbono de la combustión de la biomasa participa en un proceso en el que es admitido rápidamente y recirculado a combustible.

El efecto neto de cambiar de combustibles fósiles a combustibles derivados de la biomasa es que reduce el contenido de CO_2 en la atmósfera. Por lo tanto de las diferencias en la dinámica del flujo del carbono fósil y el flujo de carbono de la biomasa hacia y desde la atmósfera, el carbono de la biomasa puede ser estimado por separado del carbono de los derivados fósiles.

Balance de Carbono. Modificado de Overview of Biodiesel and Petroleum Diesel Life Cycles.



ANEXO 10: CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES

DESCRIPCIÓN DE LA ACTIVIDAD	Meses																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Estudio de factibilidad																		
Estudio detallado de mercados																		
Estudio de impacto ambiental																		
Ingeniería de proceso																		
Estudio Económico-Financiero																		
Financiamiento																		
Consecución de formas de financiamiento																		
Permisos ambientales																		
Solicitud de Licencias y permisos ambientales																		
Ingeniería y planos																		
Diagramas de proceso para el diseño																		
Diagramas de proceso para construcción																		
Elaboración de planos para diseño y construcción																		
Unifilares de estructuras metálicas, planos de montaje e isométricos de tuberías																		
Especificación de cimentaciones para equipos y estructuras																		
Especificación de instalaciones electricas, alumbrado y cableado en general																		
Listado de instrumentos y materiales																		
Metodologías de seguridad y riesgos																		
Compra fabricación y entrega																		
Compra y almacenamiento de materias primas																		
Compra de equipos fabricados, tuberías e insumos de construcción																		
Compra de materiales para obras civiles fuera de límites de batería																		
Construcción de planta e instalaciones adicionales																		
Inicio de construcciones																		
Cimentaciones y obras civiles																		
Construcción de tanques de almacenamiento y montaje de equipos																		
Montaje de tuberías y estructuras																		
Montaje de materiales y elementos eléctricos																		
Montaje de instrumentación																		
Aislamiento de tuberías																		
Arranque de la planta																		

ANEXO 11: CONSUMOS Y RENDIMIENTOS

El consumo de insumos y generación de productos resulta del balance de materia y energía realizado.

MATERIA PRIMA	CONSUMO
Aceite de palma crudo	1.01 Ton
Metanol anhidro	123.50 kg
NaOH Catalizador	4.44 kg
Ácido clorhídrico (35%)	4.03 kg
PRODUCTOS	PRODUCCIÓN
Glicerina (83%)	109.58 kg
Biodiesel	1 Ton

Tabla 7. Consumo y producción de sustancias por tonelada de biodiesel. Fuente: El autor

SERVICIO	INSUMO
Agua de proceso	358.26 kg
Vapor de calentamiento	312.03 kg
Aceite térmico	4.91 Ton
Agua de enfriamiento	18.25 Ton

Tabla 8. Consumo de servicios por tonelada de biodiesel. Fuente: El Autor