



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

Ingeniería Básica de una planta de producción de biodiesel a partir de aceite de palma.

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

Iván de Nicolás Escobar Pérez



MÉXICO, D.F.

2009



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: Dr. REYNALDO SANDOVAL GONZÁLEZ

VOCAL: Profesor: MI. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

SECRETARIO: Profesor: IQ. HUMBERTO RANGEL DÁVALOS

1er. SUPLENTE: Profesor: MC. EZEQUIEL MILLÁN VELASCO

2° SUPLENTE: Profesor: IQ. MANUEL LÓPEZ RAMOS

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: TORRE DE INGENIERÍA UNAM

ASESOR DEL TEMA: M. EN I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

(nombre y firma)

SUPERVISOR TÉCNICO (Si lo hay): ----

(nombre y firma)

SUSTENTANTE (S): ESCOBAR PÉREZ IVÁN DE NICOLÁS

(nombre (s) y firma (s))

ÍNDICE

Introducción	5
<hr/>	
1.0 Justificación del Proyecto	7
<hr/>	
1.1 Factibilidad Técnica	7
1.2 Estudio de Mercado	11
1.3 Fundamentos de la Selección de la Tecnología	22
1.4 Localización de la planta	30
2.0 Bases de Diseño y Criterios de Diseño	33
<hr/>	
2.1 Bases de Diseño	33
2.2 Criterios de Diseño del Proceso	35
2.3 Criterios de Diseño de Equipo	38
3.0 Diagrama de Flujo de Proceso y Balance de Materia	47
<hr/>	
3.1 Balance de Materia	47
3.2 D F P (DIAGRAMA 1)	50
4.0 Descripción del proceso	51
<hr/>	
4.1 Esterificación	51
4.2 Transesterificación	52
4.3 Lista de Equipo	55
<hr/>	

5.0 Servicios Auxiliares	59
<hr/>	
5.1 Diagrama de Aire (DIAGRAMA 2)	59
5.2 Diagrama de Agua (DIAGRAMA 3)	59
5.3 Diagrama de Vapor (DIAGRAMA 4)	60
6.0 Diagrama Preliminar de Tubería e Instrumentación	61
<hr/>	
6.1 Diagrama Preliminar de Tubería e Instrumentación. (DIAGRAMA 5)	61
7.0 Factibilidad Económica	63
<hr/>	
7.1 Inversión, costos y ventas	63
7.2 Flujo de efectivo	67
7.3 Análisis de Sensibilidad	68
Discusión de Resultados	75
<hr/>	
Conclusiones	78
<hr/>	
Bibliografía	80
<hr/>	
Apéndice	83
<hr/>	
Imágenes de la simulación	84
Tabla A1	87
Tabla A2	88
Tabla A3	89
Glosario	90

Introducción

La tesis a elaborar se basa en el desarrollo y cálculo de una planta de producción y transformación química, como proyecto, utilizando como caso específico el proceso de producción de Biodiesel. Cabe aclarar, que el enfoque principal que se le da a este trabajo es el de desarrollo de proyectos en Ingeniería Química, específicamente, el desarrollo de una planta química.

Por lo cual la presente tesis pretende abarcar los pasos básicos utilizados en la Ingeniería de Proyectos para el desarrollo del tema. Siendo estos el estudio de mercado, factibilidad técnica económica, fundamentación de la tecnología, Bases de Diseño, Diagrama de flujo de proceso, Descripción del proceso, Lista de equipo, Diagramas de servicios auxiliares, Diagrama de tubería e instrumentación entre otros.

Esta tesis desarrollará los puntos anteriormente mencionados de ingeniería de proyectos tomando como ejemplo el proceso de síntesis de Biodiesel a partir de aceite de palma, efectuado mediante dos pasos básicos y una serie de procesos de separación. Como primer paso tenemos la esterificación ácida de los ácidos grasos libres en el aceite, seguido de una serie de procesos de separación, para posteriormente entrar a una transesterificación, que transforma la mayor parte de los triglicéridos que conforman el aceite en Biodiesel y la cual es seguida por una segunda etapa de procesos de separación con el fin de obtener el biodiesel lo más puro posible.

En el desarrollo de este proyecto se llevará a cabo un estudio básico de la planta requerida y algunas de las especificaciones, estableciendo como límite de batería, el inicio del proceso y el final del proceso, con lo cual no se incluyen secciones específicas y tratamientos fuera de lo que implica el proceso.

Debido a la gran cantidad de puntos que se quieren abarcar en esta tesis y la extensión que el desarrollo de un proyecto puede adquirir, no se profundizará demasiado en cada uno de ellos.

El objetivo principal que se persigue, es dar una idea del trabajo de Ingeniería Básica que se requiere para el desarrollo de una planta química de proceso, específicamente para el caso de una planta de biodiesel con el fin de ser usado como aditivo al Diesel de petróleo. Por lo cual, algunas especificaciones y detalles tanto de proceso como equipo no se abarcan en el presente trabajo.

1.0 Justificación del Proyecto

1.1 Factibilidad Técnica

La búsqueda de nuevas energías, que sean económicamente rentables y que además contribuyan a disminuir las emisiones contaminantes, son temas importantes para todos los gobiernos. En este sentido, el desarrollo de alternativas energéticas ha abierto un nuevo desafío.

Entre estas alternativas energéticas actualmente propuestas tenemos el aprovechamiento de la energía eólica, de la energía solar y el desarrollo de los denominados biocombustibles.

Los biocombustibles son aquellos combustibles producidos a partir de la biomasa por lo cual son considerados, una energía renovable. Se pueden presentar tanto en forma sólida (residuos vegetales, fracción biodegradable de los residuos urbanos o industriales) como líquida (bioalcoholes, biodiesel) y gaseosa (biogás, hidrógeno).

A mediano plazo se prevé un amplio desarrollo de los biocombustibles y para lograrlo es necesario dedicar recursos para la mejora de las tecnologías existentes, investigar y desarrollar a nivel comercial biocombustibles invirtiendo en el desarrollo de bio-refinerías integradas a nivel industrial. Dentro de los biocombustibles, los biocarburantes, son el subgrupo que pueden ser empleados en los motores de combustión interna (motores diesel).

Actualmente se encuentran desarrollados dos tipos de biocarburantes: el biodiesel, obtenido a partir de la transesterificación de aceites vegetales y grasas animales con un alcohol ligero, como metanol o etanol; y el bioetanol, obtenido fundamentalmente de semillas ricas en azúcares mediante fermentación. De estas dos alternativas el biodiesel representa ser una de las opciones más viables; ya que existe un sinnúmero de cultivos de los cuales se puede extraer el aceite, lo que le proporciona una singular ventaja, pues no pone en riesgo la alimentación de la

humanidad al existir tal posibilidad de rotar los cultivos empleados para la producción del biocombustible.

Las propiedades del biodiesel son prácticamente las mismas que las del gasóleo de automoción en cuanto a densidad y número de cetano. Además, presenta un punto de inflamación superior. Por todo ello, el biodiesel puede mezclarse con el gasóleo para su uso en motores e incluso sustituirlo totalmente si se adaptan éstos convenientemente.

La definición de biodiesel propuesta por las especificaciones ASTM (American Society for Testing and Material Standard) lo describe como esteres mono alquílicos de ácidos grasos de cadena larga, derivados de lípidos renovables tales como aceites vegetales o grasas de animales, y que se emplean en motores de ignición de compresión.

En cuanto al motor, no se requieren modificaciones, al igual que en el sistema de encendido, y los inyectores de combustible de un motor diesel estándar. Tan sólo se necesita el cambio de algunas mangueras y materiales de revestimiento de piezas que estén en contacto directo con el combustible. El rendimiento, desgaste y consumo del motor son similares a la operación con petrodiesel.

Entre las principales ventajas del empleo de biodiesel se pueden enumerar las siguientes:

1. El biodiesel funciona en cualquier motor diesel convencional, no requiere ninguna modificación. Puede almacenarse puro o en mezcla, igual que el diesel.¹
2. El biodiesel puede usarse puro o mezclarse en cualquier proporción con el combustible diesel de petróleo. La mezcla más común es de 20% de biodiesel con 80% diesel de petróleo, denominado "B20".¹
3. La combustión de biodiesel disminuye en 90% la cantidad de hidrocarburos totales no quemados, y entre 75-90% en los hidrocarburos aromáticos. Además proporciona significativas reducciones en la emanación de partículas

¹ CORPODIB, ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS DE PRODUCCION DE BODIESEL, (PAG 324)

y de monóxido de carbono. Distintos estudios en E.U.A. han demostrado que el biodiesel reduce en 90% los riesgos de contraer cáncer. El biodiesel contiene 11% de oxígeno en peso y no contiene azufre.²

4. El uso del biodiesel puede extender la vida útil de motores porque posee mejores cualidades lubricantes que el combustible de diesel fósil, mientras el consumo, encendido, rendimiento y torque del motor se mantienen prácticamente en sus valores normales.²
5. El biodiesel es biodegradable en solución acuosa, el 95% desaparece en 28 días y tiene un punto de inflamación de 150°C que se compara muy favorablemente al diesel de petróleo cuyo valor es de 50°C.
6. El biodiesel se produce a partir de cultivos que abundan en nuestro país, como es la palma africana.²
7. El biodiesel es un combustible probado satisfactoriamente en más de 15 millones de km en los Estados Unidos y por más de 20 años en Europa.²
8. Los olores desagradables de la combustión del diesel del petróleo, son reemplazados por el aroma de las palomitas de maíz o papas fritas que se producen con el biodiesel.²
9. La Oficina del Presupuesto del Congreso y el Departamento de Defensa, el Departamento de Agricultura de los Estados Unidos, junto con otros organismos han determinado que el biodiesel es la opción más económica de combustible alternativo que reúne todos los requisitos del Acta de Política Energética.²

Hoy en día en varios países europeos, como Alemania, Francia, España y Austria emplean mezclas de diesel y biodiesel como combustible en los automóviles. Las mezclas más conocidas son las denominadas "B5" y "B20"; las cuales contienen 5% y 20%, respectivamente, de este biocombustible. Sin embargo las proporciones pueden ser mayores. Prueba de ello es que, en el estado de

² CORPODIB, ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS DE PRODUCCION DE BIODIESEL, (PAG 325)

California de Estados Unidos de América, existen establecimientos que venden este combustible sin mezclar, aunque para mantenerlo útil debajo de $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$; se le añaden aditivos.

La producción mundial de biodiesel se estima un millón de toneladas por año, siendo los principales productores Brasil, Estados Unidos y Europa, sin embargo China ya construyó la mayor planta de etanol y piensa construir otra a mediano plazo. Se estima que para el año 2030 un cuarto de los combustibles empleados en el transporte provendrán de biocombustibles [Biofuels Research Advisory Council UE, 2006]. El desarrollo de los biocombustibles actuará como tractor y servirá para crear oportunidades y puestos de trabajo en sectores como el de los suministradores de biomasa, productores de biocombustibles y en el sector de la automoción.

En otro orden de cosas, actualmente los costos de los biocarburantes no son competitivos con los de los carburantes tradicionales, pero algunos países han decidido anular los impuestos a la producción de estos biocarburantes para fortalecer su desarrollo lo cual los convierte en opciones aún más viables.

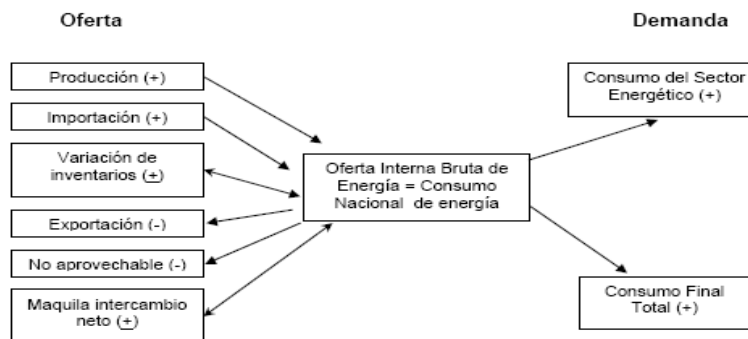
Por otra parte, la incorporación de estos carburantes ecológicos también puede derivar ventajas socioeconómicas. Desde este punto de vista, los biocarburantes constituyen una alternativa para las zonas agrícolas, más rentable, ya que gracias al amplio mercado de este producto, la población rural, poseería una calidad de vida mejor, fomentando la creación de diferentes industrias agrarias. La repercusión en la agricultura de los biocarburantes es muy importante.

A todos estos factores, conjuntamente con los estrictamente económicos, como pueden ser los costos de operación, la inversión y la capacidad de producción, hay que añadir otros como son el efecto invernadero, la repercusión social y el impacto de la producción de biomasa en el medio, entre otros factores. Por todo ello, el futuro a corto plazo de los biocarburantes se presenta prometedor, siendo necesario incrementar de manera significativa la producción de biocarburantes

mediante el uso de procesos innovadores, tecnologías y materias primas que sean competitivas y respetuosas con el medio ambiente.

1.2 ESTUDIO DE MERCADO

El mercado al cual ingresará el biodiesel en México se puede representar de la siguiente manera:



3

El continuo aumento de la demanda de petrolíferos y la escases de petróleo, nos han hecho darnos cuenta que tenemos que buscar alternativas energéticas que puedan sustituir a los petrolíferos. Así también y nada despreciable, la responsabilidad que debe de existir con el medio ambiente, ya que su continuo deterioro nos hace optar por una fuente energética ambientalmente amigable. Por lo cual, el biodiesel se presenta como excelente alternativa a una de las tantas soluciones posibles a este problema anteriormente mencionado. A continuación se presentan algunas gráficas con las tendencias del Diesel y algunos petrolíferos en los últimos años en nuestro país.

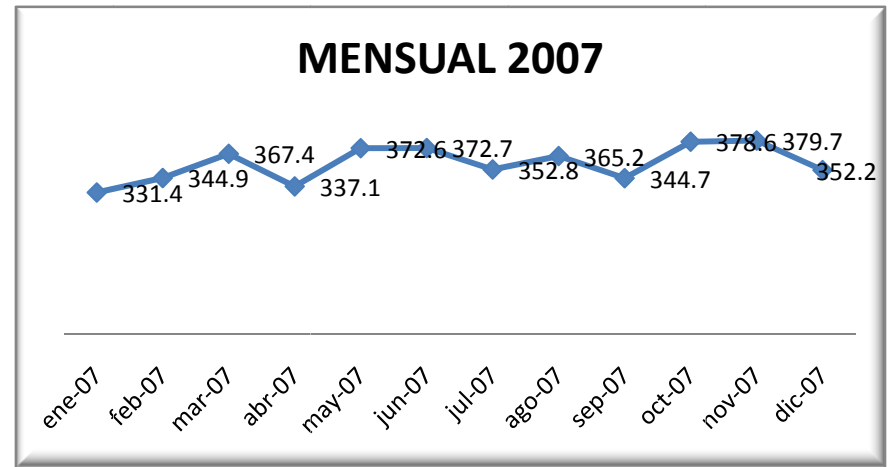
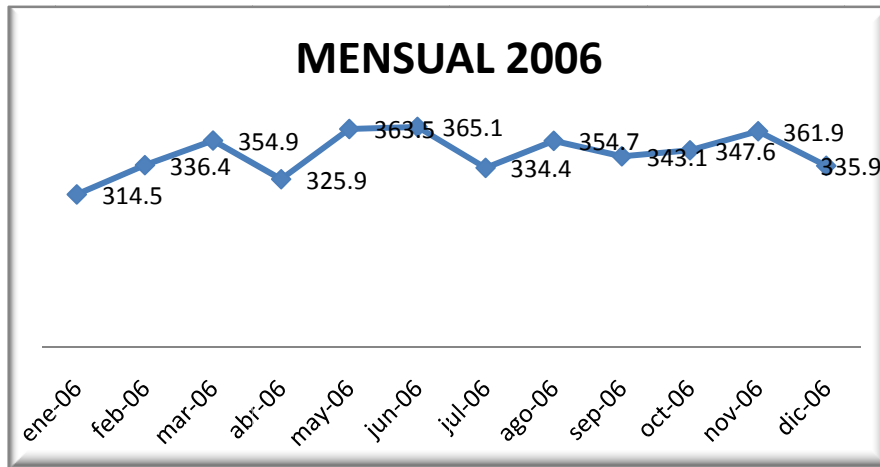
³ Omar Masera Cerutti (Coordinador de los Consultores), et al. (Noviembre 2006), *POTENCIALES DE VIABILIDAD DEL USO DE BIOETANOL Y BIODIESEL PARA EL TRASPORTE EN MEXICO*, (pág. 56)

Tabla 1
Volumen de ventas de Diesel (Miles de barriles diarios)⁴

MES	ene-06	feb-06	mar-06	abr-06	may-06	jun-06	jul-06	ago-06	sep-06	oct-06	nov-06	dic-06
Diesel	314.5	336.4	354.9	325.9	363.5	365.1	334.4	354.7	343.1	347.6	361.9	335.9

Tabla 2
Volumen de ventas de Diesel (Miles de barriles diarios)⁴

MES	ene-07	feb-07	mar-07	abr-07	may-07	jun-07	jul-07	ago-07	sep-07	oct-07	nov-07	dic-07
Diesel	331.4	344.9	367.4	337.1	372.6	372.7	352.8	365.2	344.7	378.6	379.7	352.2



Gráfica 1

Gráfica 2

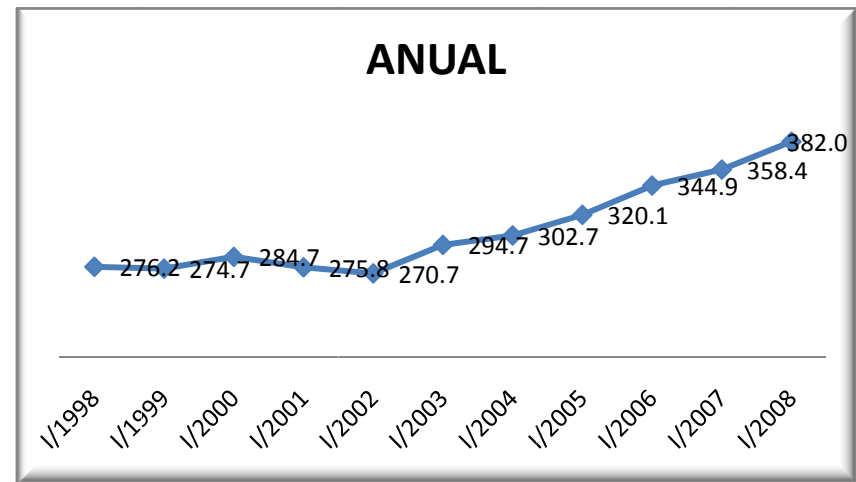
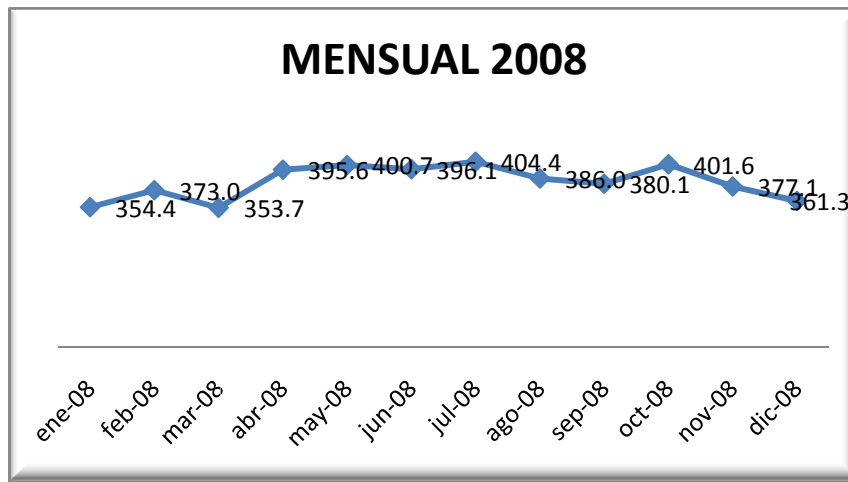
⁴Secretaria de Energía; SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística; Volumen de Ventas. www.sie.energia.gob.mx

Tabla 3
Volumen de ventas de Diesel (Miles de barriles diarios)⁵

MES	ene-08	feb-08	mar-08	abr-08	may-08	jun-08	jul-08	ago-08	sep-08	oct-08	nov-08	dic-08
Diesel	354.4	373.0	353.7	395.6	400.7	396.1	404.4	386.0	380.1	401.6	377.1	361.3

Tabla 4
Volumen de ventas de Diesel (Miles de barriles diarios)⁵

AÑO	1/1998	1/1999	1/2000	1/2001	1/2002	1/2003	1/2004	1/2005	1/2006	1/2007	1/2008
Diesel	276.2	274.7	284.7	275.8	270.7	294.7	302.7	320.1	344.9	358.4	382.0 ⁵



Gráfica 3

Gráfica 4

⁵Secretaría de Energía; SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística, volumen de ventas www.sie.energia.gob.mx

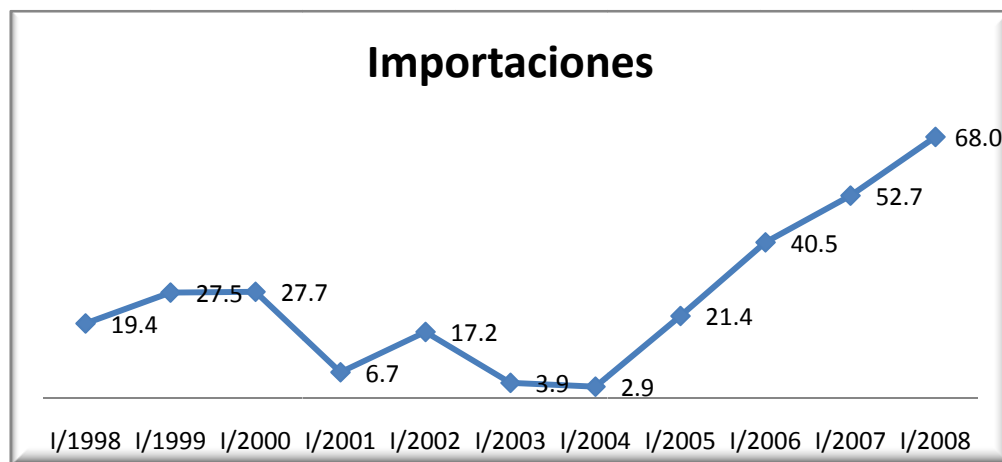
En la Tabla 3 (Pág. 13) podemos observar que en los primeros meses del año pasado, se generó un aumento en el consumo, disminuyó en agosto y septiembre para repuntar en el segundo valor más alto en octubre, con lo cual, podemos decir que se tuvo un consumo relativamente cercano en esos meses, hasta llegar a noviembre y diciembre, en donde se cae el consumo. Posiblemente, explicado por la disminución de la actividad que se genera en dichos meses. En las tablas anteriores 1 y 2 (Pág. 12) observamos tendencias similares, casi constantes en la demanda por año, con lo cual, podemos decir que el año puede ser representado por un valor promedio. Dicho esto y basados en la demanda de la tabla 4 (pág. 13), podemos observar que el consumo promedio aumenta con los años, con lo que concluimos que, ha existido un aumento en ventas, en todo el período histórico de los últimos 10 años, teniendo una tendencia casi lineal. Por lo cual, de manera lógica, la demanda de energía es cada vez mayor y por lo tanto la demanda de diesel aumenta.

Tabla 5⁶

Volumen de Importación de Diesel (Miles de barriles diarios)

Importaciones	I/1998	I/1999	I/2000	I/2001	I/2002	I/2003	I/2004	I/2005	I/2006	I/2007	I/2008
Diesel	19.4	27.5	27.7	6.7	17.2	3.9	2.9	21.4	40.5	52.7	68.0

Gráfica 5



⁶ Secretaria de Energía; SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística, Importaciones. www.sie.energia.gob.mx

La creciente demanda de Diesel, nos ha llevado a un salto en la Importación de Diesel en los últimos años, debido a la falta de crecimiento industrial, para la refinación y obtención de petrolíferos.

Tabla 6

Volumen de Exportación de Diesel (Miles de barriles diarios)⁷

Exportaciones	I/1998	I/1999	I/2000	I/2001	I/2002	I/2003	I/2004	I/2005	I/2006	I/2007	I/2008
Diesel	8.2	13.6	4.4	8.9	8.0	2.9	7.7	0.8	2.5	8.8	7.9

Gráfica 6

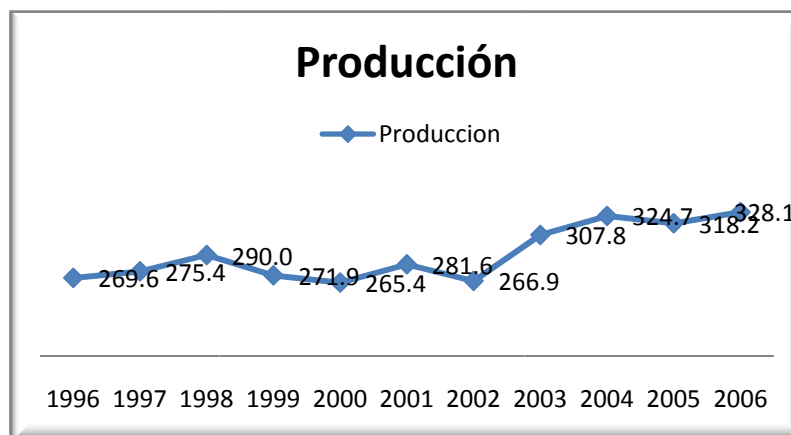


Tabla 7

Volumen de Exportación de Diesel (Miles de barriles diarios)⁷

Producción	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Diesel	269.6	275.4	290.0	271.9	265.4	281.6	266.9	307.8	324.7	318.2	328.1

Gráfica 7



⁷ Secretaría de Energía; SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística.

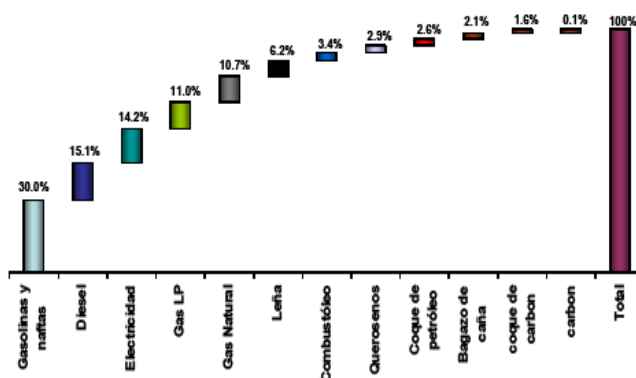
Como observamos anteriormente en la tabla 5 (pág. 14), 6 (pág. 15) el incremento en las importaciones a partir del año 2004, ha sido gradual, dando un panorama de aumento lineal, con lo cual, se observa claramente que aún cuando la producción de diesel presentada en la tabla 7 (pág. 15) también ha aumentado, por lo cual, no ha sido suficiente, forzándonos a importar cada vez mas diesel de petróleo.

Por otro lado, las exportaciones, se han mantenido casi constantes y esto es realmente normal, ya que lo que se pudiera usar para aumentar estas exportaciones, sería el excedente de diesel, sin embargo, no existe excedente y por lo tanto, esta tendencia.

Ahora adentrándonos más en el mercado de los energéticos en nuestro país, y habiendo observado anteriormente, que el diesel es un combustible que tiene una creciente demanda en México, podemos observar en la siguiente gráfica 8, que el diesel es el segundo combustible más importante de consumo en nuestro país.

Lo anteriormente mencionado, nos da una excelente oportunidad de introducir una alternativa energética, que apoye el crecimiento de la industria en México, que nos introduzca a la competencia dentro del ámbito de los bioenergéticos, que a largo plazo pueden ser una opción, para incluso, sustituir el diesel de petróleo y comenzar a adentrarnos en los energéticos medioambientalmente amigables.

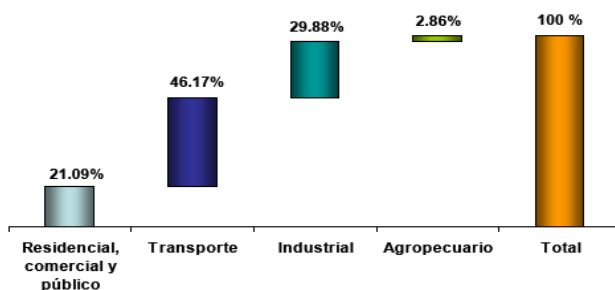
Gráfica 8
Consumo Final Energético por Tipo de Fuente⁸



⁸ Omar Masera Cerutti (Coordinador de los Consultores), et al. (Noviembre 2006), *POTENCIALES DE VIABILIDAD DEL USO DE BIOETANOL Y BIODIESEL PARA EL TRASPORTE EN MEXICO*, Pág. 58

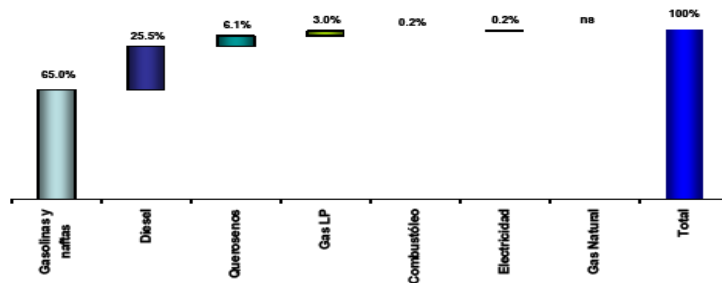
En la siguiente grafica 9 (Pág. 17), podemos observar el consumo energético por sector, siendo el mayor consumidor de energía el sector transporte, con un consumo de 46.17% del total de la energía en nuestro país. Retomando la gráfica 8 (Pág. 16), observamos que este consumo es congruente con los combustibles que ocupan los primeros lugares (Gasolinas, Naftas y Diesel) y que son los principales combustibles utilizados para el transporte en México.

Gráfica 9
Consumo Final Energético por Sector⁹



Posteriormente y dándole un enfoque más cercano, al sector transporte, podemos observar las fuentes energéticas utilizadas en este sector (Gráfica 10, Pág. 17), dando como resultado gasolinas y naftas en primer lugar y diesel en segundo lugar. Lo que nos lleva una vez más, a notar la importancia que el diesel tiene en nuestro país, pero más importante aún, nos da un sector específico, al cual, podemos enfocar nuestro producto. Es decir, nos da un mercado.

Gráfica 10
Consumo Final Energético: Sector Transporte⁹

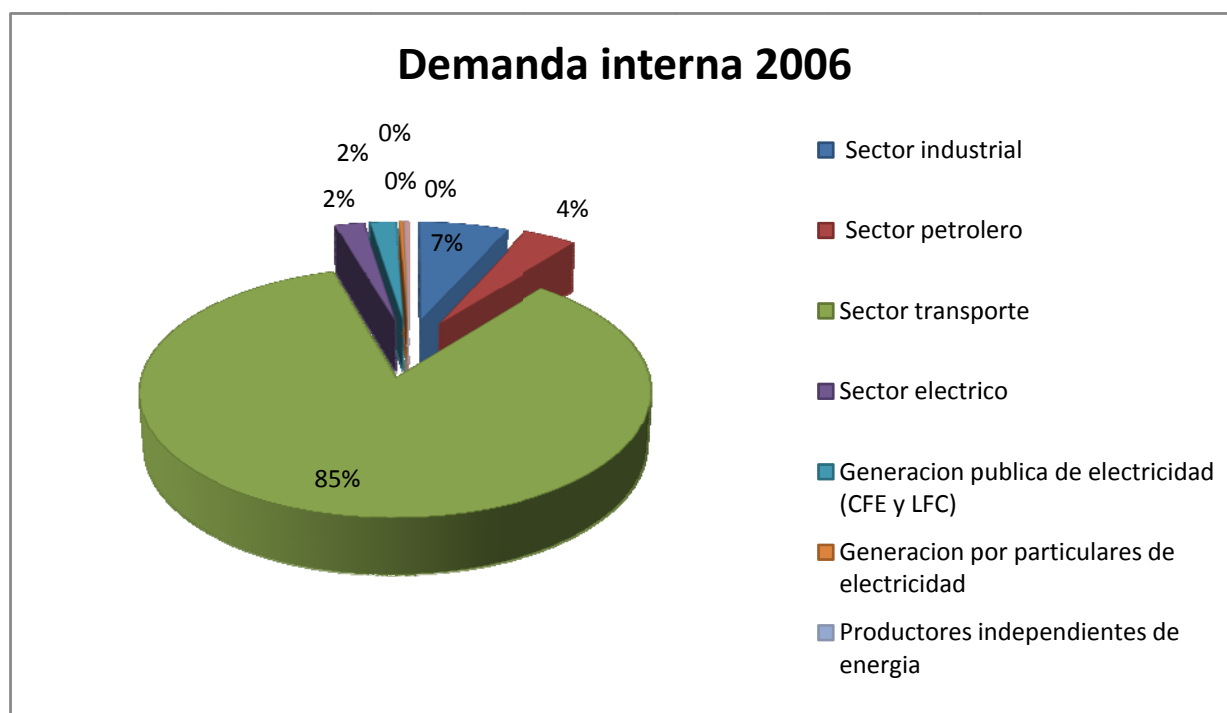


⁹ Omar Masera Cerutti (Coordinador de los Consultores), et al. (Noviembre 2006), *POTENCIALES DE VIABILIDAD DEL USO DE BIOETANOL Y BIODIESEL PARA EL TRASPORTE EN MEXICO*, Pág. 59

Tabla 8¹⁰

Ahora, analicemos la demanda interna de diesel por sector:

BALANCE GENERAL NACIONAL 1996-2008 (MILES DE BARRILES DIARIOS)											
	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Demanda interna	256.1	275.2	288.5	286.2	295.9	288.3	282.4	307.1	318.5	351.9	359.8
Sector industrial	20.4	23.9	23.8	21.4	23.4	22.3	21.4	21.9	26.6	24.0	24.3
Sector petrolero	12.2	12.7	12.3	11.5	11.2	12.5	11.7	12.4	15.9	31.8	15.0
Sector transporte	218.9	232.3	243.3	244.9	249.6	244.6	241.6	254.8	269.0	288.1	312.7
Sector eléctrico	4.5	6.3	9.0	8.4	11.7	8.9	7.7	18.0	7.1	8.0	7.8
Generación pública de electricidad (CFE y LFC)	4.2	5.9	8.6	7.8	11.2	8.1	6.3	15.8	6.7	5.8	6.8
Generación por particulares de electricidad	0.3	0.4	0.4	0.6	0.6	0.7	1.4	2.2	0.4	2.2	1.0
Productores independientes de energía	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	0.2	0.5	0.5	0.0	0.2	0.0
Autogeneración de energía eléctrica	0.3	0.4	0.4	0.6	0.4	0.6	0.9	1.7	0.4	2.0	1.0

Gráfica 11¹⁰

¹⁰ Secretaría de Energía; SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística, demanda. www.sie.energia.gob.mx

Ahora observamos la demanda por sector de Diesel, como podemos ver claramente en la grafica 11 (pág. 18), el sector transporte, abarca el 85% del diesel producido en México, sabiendo esto, podemos decir que el sector transporte es el sector más importante para el consumo de Diesel.

Ya teniendo un panorama del mercado nacional de diesel, y habiendo seleccionado un sector, tanto por la importancia del diesel en éste, como por la factibilidad técnica que tiene el biodiesel en este mercado, la propuesta de esta tesis es “dar apertura a un canal de comercialización de biodiesel en México”, con lo cual, se propone comenzar con su introducción, en únicamente, un sector del país y de la manera como ya se ha hecho en países en los que actualmente se comercializa. Y que se menciono anteriormente, es decir, como aditivo al diesel de petróleo actualmente utilizado; creando una mezcla al 20% en volumen.

Con la intención de dar apertura y dar a conocer este bioenergético, se requiere una ciudad, en donde este se pueda comenzar a comercializar y a su vez, se dé a conocer a través de las personas para las cuales es sumamente importante el diesel. Con lo cual, se ha elegido al Distrito Federal, principalmente por la popularidad que nos puede llegar a dar intrínsecamente su comercialización en esta ciudad y también, muy importante, por la contribución que se puede dar en materia ambiental a nuestra ciudad y la cual es sumamente necesaria.

DIESEL EN EL DISTRITO FEDERAL

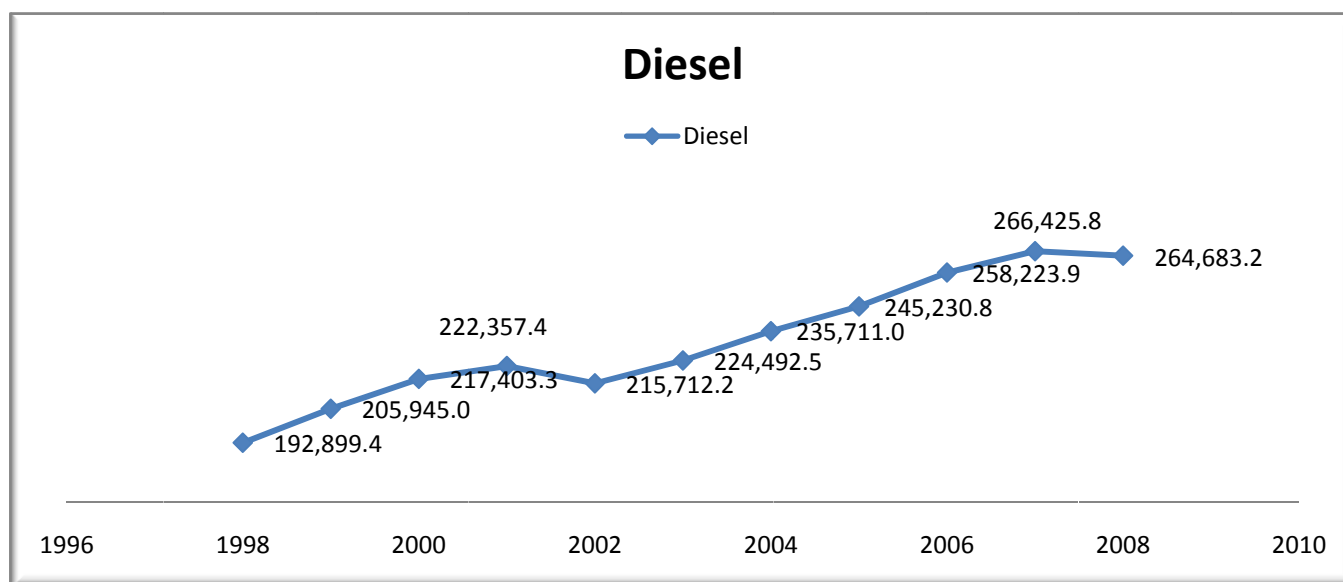
A continuación analizaremos las demandas de diesel en el Distrito Federal, con la finalidad de establecer la cantidad necesaria para suministrar en el D.F.

Tabla 9 "

<i>BALANCE DEL DISTRITO FEDERAL ANUAL PERIODO 1996-2008</i>							
	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
TOTAL D.F. ANUAL (m ³)	655,980.8	1,333,200.3	1,141,416.5	1,218,609.7	1,286,409.9	1,315,724.3	1,276,403.7
TOTAL D.F. ANUAL BARRILES	110,860.8	225,310.9	192,899.4	205,945.0	217,403.3	222,357.4	215,712.2
	2003	2004	2005	2006	2007	2008	
TOTAL D.F. ANUAL (m ³)	1,328,358.1	1,394,739.7	1,451,070.0	1,527,952.1	1,576,483.8	1,566,172.9	
TOTAL D.F. ANUAL BARRILES	224,492.5	235,711.0	245,230.8	258,223.9	266,425.8	264,683.2	

Gráfica 12 "

BALANCE DEL DISTRITO FEDERAL ANUAL PERIODO 1996-2008

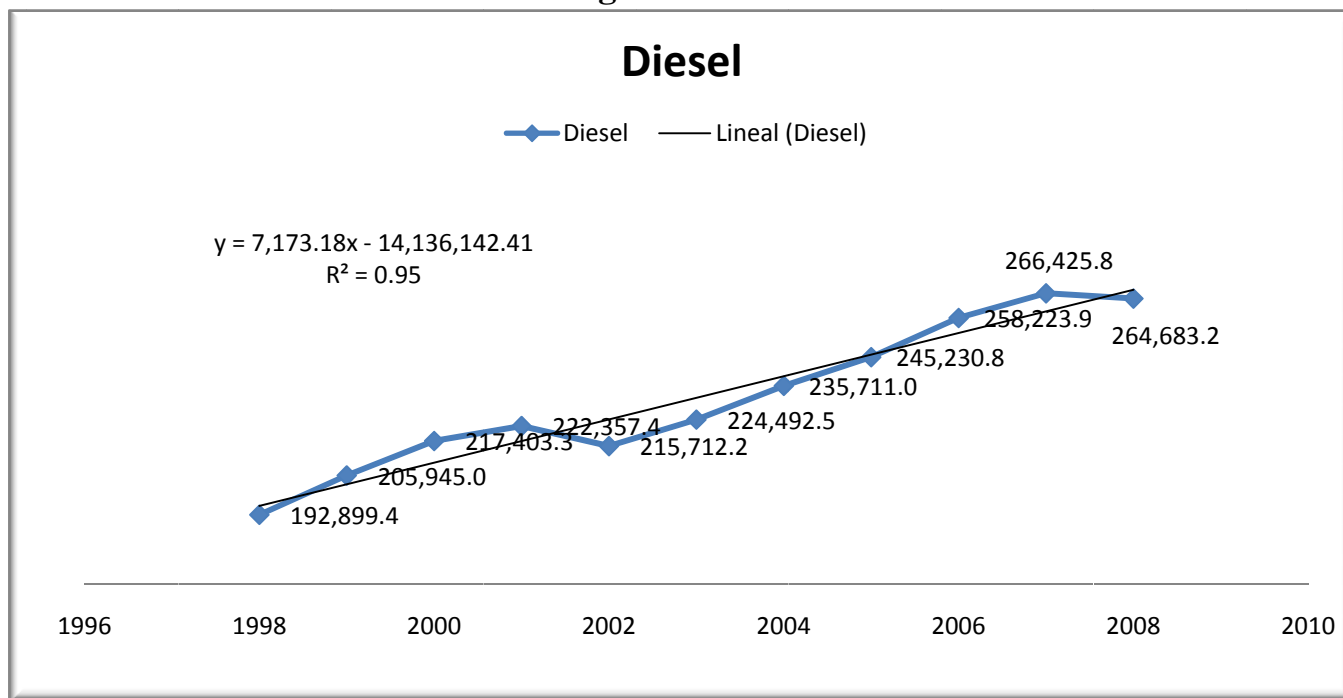


En base a los datos dados en la tabla 9 y gráfica 12 (Pág. 20), realizaremos una proyección. Como se puede observar la tendencia del aumento histórico en la demanda de diesel en el D.F. a partir de 1998, es casi lineal, y sigue de esta manera hasta el presente año, con lo cual, se ajustará de manera estadística una

¹¹ Secretaría de Energía; *SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística*, demanda de los estados de la república. www.sie.energia.gob.mx

línea de referencia, con la cual podremos proyectar valores cercanos a los posibles valores reales de los siguientes años.

Gráfica 12
Regresión Lineal



De acuerdo a la regresión lineal mostrada en la gráfica 12 “Regresión Lineal” (Pág. 21), he proyectado la demanda del 2009 al 2019 obteniendo los siguientes valores.

Tabla 10

PROYECCIONES PARA EL DISTRITO FEDERAL (BARRILES ANUALES)										
	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2018	2019
DIESEL ANUAL	274,817.9	281,991.1	289,164.3	296,337.5	303,510.7	310,683.9	317,857.1	325,030.3	339,376.7	346,549.9

En base a los valores, anteriormente presentados, podemos calcular la cantidad necesaria a suministrar anualmente, si sumamos la demanda anual proyectada de los 10 siguientes años, y obtenemos el 20% de esa cantidad, garantizaremos el cumplimiento del 20% de la demanda en los próximos 10 años, Realizando las operaciones, obtenemos que:

$$\left[\left(\sum_{i=2009}^{i=2019} \text{Demanda de Diesel Anual } i \right) \times 0.20 \right] = 617,063.8 \text{ barriles/10 años}$$

Donde i =al año

Ecuación 1

Aplicando la ecuación 1 (Pág. 22), tenemos que 617,063.8 es la cantidad necesaria por producir en los próximos 10 años, con lo cual, se requieren 61,706.38 barriles al año, 5,142.2 al mes y 172 barriles al día. Si ajustamos, el número a 180 barriles diarios, con fin de tener un respaldo, determinamos que tendríamos una producción del 4% mayor a la requerida; lo que nos da un margen de pérdidas.

1.3 Fundamentos de la Selección de la Tecnología

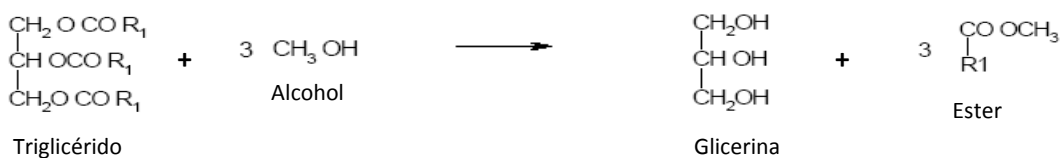
Para la producción de biodiesel existen distintas alternativas tanto por las reacciones químicas involucradas como por el uso de distintos insumos. Entre las posibles reacciones se encuentran el método de transesterificación con catalizador, ya sea ácido o básico, la transesterificación supercrítica y la esterificación. Sin embargo, de estas tecnologías para la obtención de biodiesel, el método más común utilizado de forma industrial es la transesterificación (también llamada alcoholólisis); ya que la reacción de esterificación presenta una baja conversión, y la transesterificación supercrítica, involucra presiones y temperaturas extremas lo cual provoca altos consumos de energía; además de que aún no es una tecnología de la que se tenga amplia experiencia.

La transesterificación, se basa en la reacción de moléculas de triglicéridos (cuyas cadenas de átomos de carbono comprenden entre 15 y 23 unidades, siendo la más habitual aquella con 18 unidades) con alcoholes de bajo peso molecular (metanol y etanol) para producir ésteres y glicerina.

La reacción de transesterificación, que se presenta en la figura 1 y 2, se desarrolla en una proporción molar de alcohol a triglicérido de 3 a 1, reaccionando

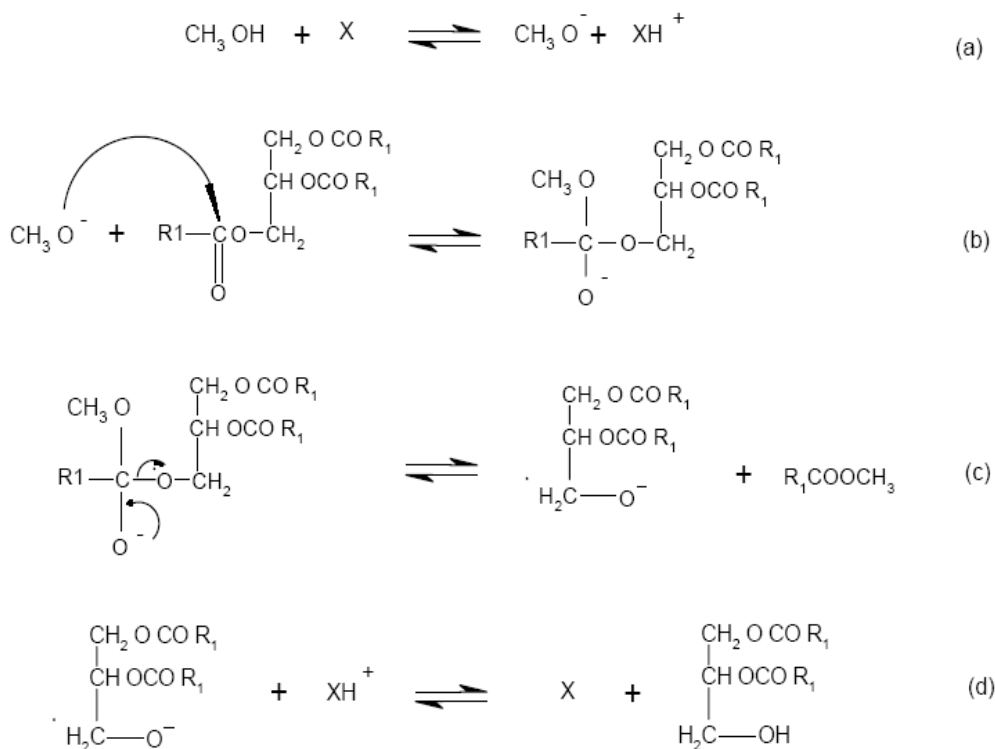
en la metanólisis 1 mol de triglicérido con 3 moles de alcohol (aunque se añade una cantidad adicional de alcohol para desplazar la reacción hacia la formación del éster metílico). El triglicérido es el principal componente del aceite vegetal o la grasa animal.

Figura 1¹²



El mecanismo de esta reacción se puede representar de la siguiente manera:

Figura 2¹²



12

¹² Ing. J. Larosa Rodolfo, *PROCESOS PARA LA PRODUCCION DE BIODIESEL*, PAG. 5 & Schuchardt, U., Sercheli, R. & Vargas, R.M, Transesterification of Vegetable Oils . J. Braz. Chem Soc. Vol. 9 N° 1

En el paso (a) de la reacción, el alcohol (CH_3OH) reacciona con el catalizador básico. En el paso (b) el radical cargado negativamente (CH_3O^-) reacciona con el doble enlace del grupo carbonilo del triglicérido. En el paso (c) se forma una molécula del éster metílico ($\text{R}_1\text{COO CH}_3$) – en nuestro caso específico se trata del metiléster. En el paso (d) se regenera el catalizador formándose un diglicérido. Los pasos (a) al (d) se repiten hasta la desaparición del triglicérido con la formación del monoalquil-éster y glicerina como productos finales.

Los alcoholes empleados para producir el biodiesel (metanol y etanol) pueden obtenerse a partir de productos agrícolas, el etanol sobre todo por vía fermentativa.

A pesar de que el metanol empleado actualmente es un derivado del petróleo, el uso de este alcohol en la transesterificación, resulta ser una mejor alternativa que el etanol en los procesos industriales, ya que su valor en el mercado no es muy elevado, además de que existen pruebas en donde con este alcohol se alcanzan mayores conversiones, que con el uso de etanol.

En la producción de biodiesel, se puede llevar a cabo una reacción indeseable, “la saponificación”, la cual está favorecida cuando se utilizan catalizadores como el hidróxido potásico o sódico, ya que sus moléculas contienen los grupos OH responsables de esta reacción, por lo tanto, cuando se utilizan estos catalizadores, se debe tener especial precaución con las condiciones de reacción, especialmente la temperatura, la cantidad de catalizador básico, y que estos sean anhidros para reducir al máximo la saponificación.

En cuanto a los aceites y alcoholes estos deben ser también anhidros, ya que el agua favorece la formación de jabones. Por este motivo, se sugiere eliminar el agua, mediante evaporación, en los aceites con altos contenidos en humedad antes de llevar a cabo la transesterificación.

Las materias primas más comúnmente utilizadas en la unión Europea y en el mundo para la fabricación de biodiesel son los aceites de fritura usados, el aceite de girasol, y el aceite de palma. Sin embargo, cualquier materia que contenga triglicéridos puede utilizarse para la producción de biodiesel (palma, girasol, colza, soja, aceites de fritura usado, sebo de vaca, etc.).

En la siguiente tabla (tabla 11 pág. 25) se muestra un análisis cualitativo de los cultivos energéticos para la producción de biodiesel, la presente tabla fue elaborada en base a la observación de distintos datos estudiados durante la elaboración de esta tesis.

[Para calificar cada parámetro postulado se estableció una escala arbitraria del 1 al 5, donde 1 representa el mínimo y 5 el máximo de los criterios estudiados.

Tabla 11

<i>Tabla comparativa de materias primas</i>						
Insumo	Zonas aptas para el cultivo del insumo	Facilidad de cultivo del insumo en México	Demanda del aceite o insumo para otros fines	Cantidad de Aceite por hectárea cultivada	Facilidad de extracción del aceite	Oferta del aceite o insumo
Aguaje	****	*****	*	**	*****	*
Castaña	**	**	*	**	*	*
Girasol	***	****	***	****	****	***
Palma aceitera	****	****	***	*****	*****	****
Piñon	*****	*****	*	***	****	*
Soya	****	****	*****	****	***	*****
Soja	***	***	***	**	***	**
Colza	***	**	*****	****	****	****
Jatropha/cardo	*****	****	*	***	****	*

Procesos Industriales de Producción de Biodiesel

En este punto se describirán los diferentes procesos para la producción de biodiesel y aunque todas las tecnologías tienen en común ciertos aspectos existen múltiples opciones de operación posibles para la fabricación de biodiesel, muchas de estas tecnologías pueden ser combinadas de diferentes maneras variando las condiciones del proceso y la alimentación del mismo.

En general, plantas de menor capacidad y diferente calidad en la alimentación suelen utilizar procesos Batch o discontinuos. Los procesos continuos, sin

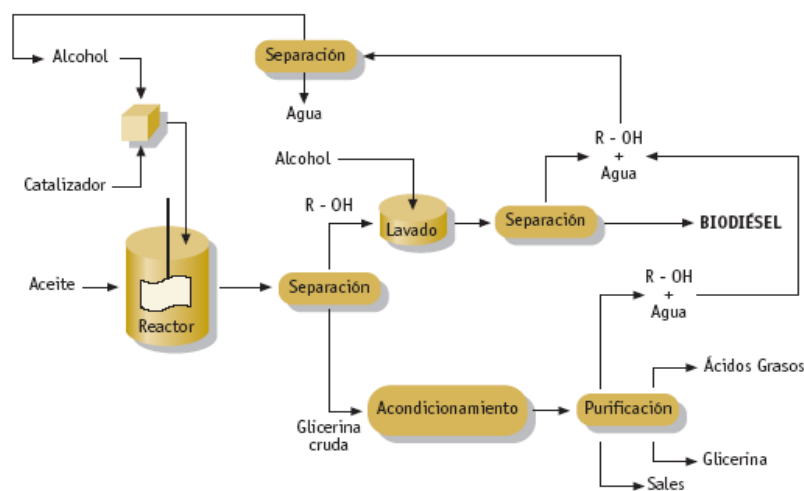
Proceso Continuo

Una variación del proceso discontinuo es la utilización de reactores continuos del tipo tanque agitado, los llamados CSTR del inglés, “Continuous Stirred Tank Reactor”; en donde se produce una reacción para posteriormente entrar a una decantación de glicerol y así, tras la decantación, la reacción en un segundo CSTR es mucho más rápida, con un porcentaje del 98% de producto de reacción.

Un sistema continuo requiere tiempos de residencia menores (del orden de 90 minutos) –con el consiguiente ahorro, al ser los reactores menores para la realización de la reacción. Este tipo de reactor puede operar a elevada temperatura y presión para aumentar el porcentaje de conversión.

En la figura 4, se presenta un diagrama de bloques de un proceso de transesterificación mediante reactores continuos. En este proceso, se introducen los triglicéridos con el alcohol y el catalizador y se somete a diferentes operaciones (se utilizan dos reactores) para dar lugar al éster y la glicerina.

Figura 4 ¹⁴



14

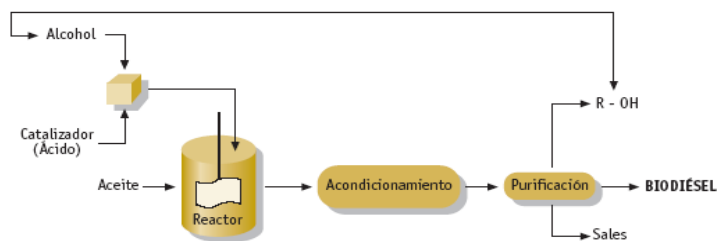
¹⁴ García Camus Juan Manuel, García Laborda José Ángel, *BIOCARBURANTES LIQUIDOS: BIODIESEL Y BIOETANOL*, Comunidad de Madrid, www.madrimasd.org. pág. 51

Proceso de Esterificación

El más común, consiste en el calentamiento de una mezcla del alcohol y del ácido correspondiente. En los procesos de esterificación se suelen utilizar catalizadores ácidos con ácido sulfúrico. El ácido sulfúrico sirve en este caso tanto de catalizador como de sustancia higroscópica que absorbe el agua. A veces es sustituido por ácido fosfórico concentrado. (Figura 5, Pág. 26)

Este proceso tiene un tiempo de reacción de alrededor de 4hrs con una conversión del 97% y una relación metanol aceite con el fin de desplazar el equilibrio a productos de 50:1 y 60°C.¹⁵

Figura 5¹⁶



16

Proceso Combinado de Esterificación y Transesterificación.

Este tipo de procesos refina los triglicéridos, haciendo reaccionar los ácidos grasos libres mediante dos maneras mediante su neutralización o su esterificación, ya que los ácidos grasos presentes en el aceite vegetal pueden reaccionar con el catalizador básico (fundamentalmente NaOH) en presencia de agua, ocurriendo una reacción indeseable “saponificación”. (Figura 6)

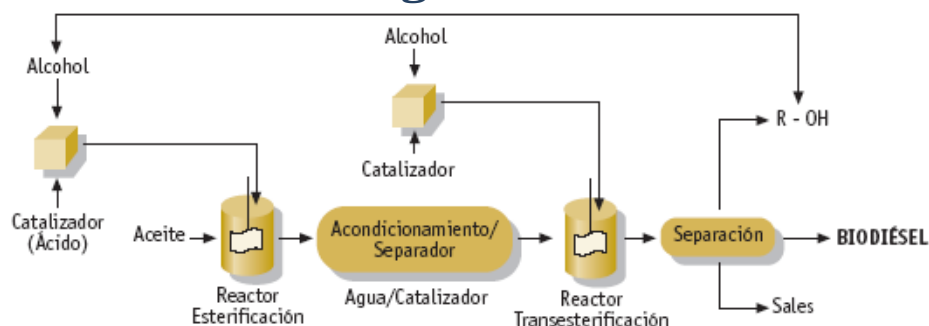
La esterificación de los ácidos grasos y ya que el aceite posee por lo general alrededor de 5%, se requerirá una relación aceite de 6:1 a 70°C y una conversión del 95%. En la transesterificación producida con un catalizador básico NaOH por

¹⁵ Y. Zhang a et. al, *Biodiesel production from waste cooking oil, Process design and technological assessment*. Pág. 11

¹⁶ García Camus Juan Manuel, García Laborda José Ángel, *BIOCARBURANTES LIQUIDOS: BIODIESEL Y BIOETANOL*, Comunidad de Madrid, www.madrimasd.org pág. 52 y 53.

lo general, con una conversión de alrededor de 98%, y una relación metanol – aceite 6:1 a una Temperatura de 60°C con un máximo de 90 min.¹⁷

Figura 6¹⁸

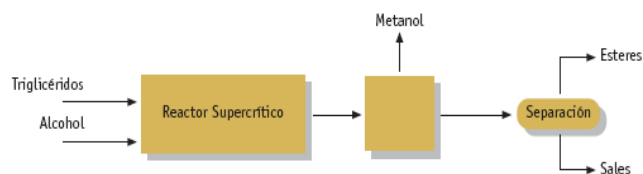


Proceso en Condiciones Supe críticas.

Cuando un fluido o gas es sometido a temperaturas y presiones que exceden su punto crítico, aparecen una serie de propiedades inusuales. Desaparece la diferencia entre la fase líquida y vapor, existiendo sólo una fase de fluido presente. Es un ejemplo de sistema sin catalizadores bajo condiciones supercríticas (350 a 400°C y $P > 80$ atm)¹⁷ la reacción se completa en 4 minutos. Los costos de instalación y los costos de operación son más altos y la energía consumida mayor, por lo que, aunque los resultados, mediante este proceso son muy interesantes, el escalado de estas instalaciones a nivel industrial puede ser difícil.

A continuación se representa el diagrama de bloques (Figura 7) de un proceso en el que se utiliza un reactor supercrítico, sin necesidad de añadir catalizadores.

Figura 7¹⁸



18

¹⁷ Y. Zhang a, et. al , *Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment*,. University of Ottawa, Canada. Pág. 5

¹⁸ García Camus Juan Manuel, García Laborda José Ángel, *BIOCARBURANTES LIQUIDOS: BODIESEL Y BIOETANOL*, Comunidad de Madrid, www.madrimasd.org, pág. 54.

CONCLUSION

En base a lo presentado anteriormente, se ha optado por utilizar el método de Esterificación – Transesterificación, ya que el peligro que los ácidos grasos saponifiquen en la esterificación es mucho menor y a la vez, esos ácidos grasos, son transformados en Biodiesel. El cual se traduce en un proceso más eficiente, así como se ha investigado que la reacción requiere un menor tiempo y tiene una mayor conversión. Finalmente se sabe que la relación de materia prima con el fin de desplazar la reacción a productos metanol – aceite es mucho menor.

Cabe mencionar que esta es una tecnología que se ha estudiado en Canadá, en la Universidad de Ottawa y que fue desarrollada en base al previo estudio de la producción de biodiesel en diversos países.

1.4 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La Planta está localizada en Chiapas, ya que el Aceite utilizado es de Palma, el cual es uno de los cultivos con mayor rendimiento por Hectárea y es un árbol de larga vida, comenzando su vida fructífera a los 3 años y termina alrededor de los 25 años y aun cuando requiere condiciones cálidas, los cuidados requeridos no son grandes. Chiapas es una zona tropical con condiciones ideales para crecimiento y buen rendimiento de cultivo.

Tanto por cuestiones de transporte y adquisición de las materias primas, como por el potencial de desarrollo que esta planta puede generar en el campo, por lo que se ha decidido establecer esta planta en ese estado.

A continuación se presentan algunas características del cultivo de palma de aceite en Chiapas (Tabla 12, Pág.28, Tabla 13, Pág 29 y Tabla 14, Pág 29):

Tabla 12¹⁹

Producción Histórica de la Palma de Aceite en Chiapas (Año 1991-2004)
Miles de Hectáreas por año.

<i>Producción Histórica del Aceite de palma en Chiapas</i>		
Año	Superficie Sembrada	Has plantadas en el ciclo
1991	2,562.00	2,562.00
1997	5,060.00	2,498.00
1998	8,131.50	3,071.50
1999	10,956.75	2,825.25
2000	14,455.50	3,498.75
2001	16,151.50	7,696.00
2002	16,174.50	23.00
2003	16,829.75	655.25
2004	17,756.75	927.00

Tabla 13¹⁹

Superficie Sembrada de Aceite (Año 2002-2003)

Superficie Sembrada en México		
Estado	Superficie (HAS)	%
Chiapas	16,281	44.2
Campeche	6,000	16.2
Tabasco	7,412	20.2
Veracruz	7,178	17.4
Total	36,871	100

Como se puede observar, la zona de cultivo de Chiapas representa alrededor del 44% de la zona cultivada en nuestro país.

¹⁹ COMISION DE LAS COMUNIDADES EUROPEAS, *ESTUDIO DE VIABILIDAD PLANTACIONES DE PALMA AFRICANA EN LA REGIÓN DE LA SELVA*, GOBIERNO DEL ESTADO DE CHIAPAS, Pág. 19 y 29

Tabla 14 ²⁰
Tabla de rendimientos de Aceite en Chiapas

Rendimiento de Aceite por Hectárea			
Cultivo	Tejido con aceite	Contenido de Aceite %	Rendimiento (T/Ha)
Palma de Aceite	Mesocarpio	49	3.39
Nabo	Semilla	38	0.54
Girasol	Semilla	38	0.42
Palmiste	Almendra o Kernel	49	0.4
Soya	Semilla	18	0.35
Coco	Copra	60	0.34
Cacahuete	Semilla	50	0.22
Algodón	Semilla	16.5	0.13

Observamos que la palma es una planta que nos ofrece uno de los mayores rendimientos por hectárea. Y Como ya mencionamos anteriormente, la producción necesaria para cubrir la demanda del D.F al 20 % la producción necesaria es de 180 barriles diarios, por lo cual nuestra producción de Biodiesel, será de 180 barriles diarios, lo que representa:

Tabla 15

HECTAREAS DE PALMA NECESARIAS PARA LA PRODUCCION				
1 Barril	169 L	0.169 M ³	Dbiodiesel 797.4 Kg/m ³	
BIODIESEL (Barriles/día)	BIODIESEL (M3/mes)	BIODIESEL (TON/año)	ACEITE (TON/año)	Hectáreas
180.0	10951.2	8734.7	8560.0	2,525.1

Analizando la superficie sembrada y la superficie requerida, observamos que se generaría un crecimiento de alrededor del 14%, con respecto a 2004.

Así también tendríamos como consecuencia una contribución a la reactivación del sector rural, la generación de empleo y una mejor calidad de vida para la población; en particular las de alta y muy alta marginalidad.

²⁰ COMISION DE LAS COMUNIDADES EUROPEAS, ESTUDIO DE VIABILIDAD PLANTACIONES DE PALMA AFRICANA EN LA REGIÓN DE LA SELVA, GOBIERNO DEL ESTADO DE CHIAPAS, pág. 19 y 29

2.0 Bases de Diseño y Criterios de Diseño

2.1 Bases de Diseño

MATERIAL

Materia prima de una planta refinadora de biodiesel

Una planta refinadora de biodiesel presenta la característica de utilizar como insumos principales los siguientes:

Aceite: palma, seleccionada específicamente de la región de Chiapas, debido a su alta producción.

Alcohol: será el metanol, que no presenta dificultades de disponibilidad.

Catalizador: Hidróxido de sodio en escamas (soda cáustica)

La planta de Biodiesel, poseen un altísimo nivel de aprovechamiento de los insumos, por lo que se las puede considerar de ciclo completo casi al 97-98%, además de ser ecológicas por el hecho de no producir impacto ambiental considerable, ya que los efluentes producidos son de productos totalmente Biodegradables.

Tabla 16

MATERIAL	RECEPCIÓN	FRECUENCIA DE SUMINISTRO	CANTIDAD	COMPOSICIÓN	CANTIDAD
CPO	Carro Tanque	85/mes	10 m ³	100%	850m ³ /mes
Ácido Sulfúrico	m ³ , Tambor	4/mes, 2/mes	1 m ³ , 200L	100%	4.22m ³ /mes
METANOL	Carro Tanque	13/mes	10 m ³	100%	12.8m ³ /mes
NAOH	m ³ , Tambor	7/mes, 2/mes	1 Ton, 200Kg	100%	7.2 Ton/mes
Glicerina	Carro Tanque, m ³	6/mes, 2/mes	10 m ³ 1 m ³	100%	62m ³ /mes

Productos de una planta refinadora de biodiesel

El biodiesel obtenido da cumplimiento con los parámetros indicados en la Norma de Calidad europea EN14214 y su sub-producto (glicerol) es apto para ser procesado por diferentes medios a fin de obtener glicerina del tipo industrial, alimenticia y Grado farmacéutico.

Tabla 17

MATERIAL	SALIDA	FRECUENCIA	CANTIDAD	COMPOSICION	TOTAL
Biodiesel	Carro Tanque	91/mes	10 m ³	99.5%	912.64m ³ /mes
Metanol				14.3%	
Glicerina	Carro Tanque	11/mes	10 m ³	77.7%	113.66m ³ /mes
Ac. Sulfúrico				7.4%	
Agua				0.6%	

PROPIEDADES

Tabla 18

MATERIAL	VISCOSIDAD cP	TEMPERATURA °C	DENSIDA Kg/m3
Metanol	0.5851	20	791.2
Ácido Sulfúrico	26.66	20	1848
CPO	27.58	20	897.7
NaOH	0.1566	20	1492
Biodiesel	0.6612	121.5	797.6
Glicerina-Agua	4.416	123.4	897.6

El proceso de producción de una planta refinadora de biodiesel

En las tablas anteriores se pueden observar las materias primas necesarias para el proceso de producción, así como se presenta el suministro requerido y se propone una presentación de suministro, cabe mencionar que debido al alcance de este trabajo y su objetivo, se plantearon como puros los reactivos necesarios, ya que el considerarlos impuros nos llevaría otra serie de investigaciones, lo cual queda a perfeccionar a futuros trabajos.

En cuanto a los productos planteados en las tablas, son los productos a los que se pretende llegar y obtener de esta planta.

2.2 Criterios de Diseño del Proceso

La reacción que emplearemos para la producción de biodiesel será una transesterificación con catálisis básica y como ya se mencionó el sistema catalizado por álcalis es altamente sensible tanto al agua como a los ácidos grasos libres ya que la presencia de agua puede causar una saponificación bajo condiciones alcalinas en donde el inconveniente de que se lleve a cabo esta reacción de saponificación, no es sólo que consume al catalizador, sino que también los jabones resultantes pueden formar emulsiones, las cuales crean anomalías de flujo en las tuberías, y en los procesos de purificación, así como jabón en el producto final, lo que causará problemas en la combustión del biodiesel.

Es por esto que para el proceso industrial de producción de biodiesel se requieren catalizadores y alcoholes anhidros; así como aceites con una cantidad de ácidos grasos libres menor al 0.5% en peso. Se recomienda un pre-tratamiento para reducir el contenido de los ácidos grasos libres vía una esterificación, con metanol en presencia de ácido sulfúrico como catalizador. En el presente proyecto también se emplea este pre-tratamiento con el propósito de obtener un mayor rendimiento de biodiesel y evitar al máximo la reacción de saponificación.

PRE-TRATAMIENTO

Una catálisis ácida es sensible a cualquier ácido graso libre presente en el aceite, por lo tanto, la unidad de pre-tratamiento incluye la esterificación de los ácidos grasos libres usando una catálisis ácida, así como una sección donde se realiza el lavado del biodiesel con glicerina y una sección de recuperación de metanol. A continuación se describen cada una de las etapas del ya mencionado pre-tratamiento.

Esterificación

La reacción de esterificación es llevada a cabo a una temperatura de 70 °C y 400²¹ kPa. La corriente de metanol limpio, el ácido sulfúrico y el metanol reciclado son mezclados antes de ser bombeados al reactor de esterificación. El aceite de palma es pre-calentado en un intercambiador de calor hasta los 60 °C. Posteriormente en el reactor todos los ácidos grasos libres son convertidos en (biodiesel) metil ésteres. Una vez llevada a cabo la reacción, la corriente de proceso es enfriada en un intercambiador de calor, para enseguida ser enviada a la torre de absorción donde se realiza un lavado con glicerina eliminando todo el ácido sulfúrico y el agua presente en la corriente de proceso.

Lavado con glicerina

El agua y el ácido sulfúrico resultantes de la reacción de esterificación deben ser completamente removidos de la corriente de proceso, esto para evitar pérdidas por la posible reacción de neutralización y de saponificación. A la columna de absorción que funge como una columna de lavado se adiciona glicerina a la temperatura de 25 °C y a una presión de 200 kPa, con ello se logra eliminar en su totalidad el agua presente en la corriente principal; así como el ácido sulfúrico. Una vez hecho esto, la corriente de proceso es enviada a la unidad de transesterificación, mientras que la corriente resultante del lavado es enviada a

²¹ Y. Zhang a, M.A. Dub_e a, D.D. McLean a*, M. Kates b. *Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment*. Department of Chemical Engineering, University of Ottawa

una columna de destilación, donde se recupera la mayor cantidad posible de metanol.

Recuperación de metanol.

En la torre de destilación empleada, se recupera el metanol presente en la corriente de alimentación. Donde finalmente la corriente que se obtiene por los domos del flash es enviada al reactor donde se lleva a cabo la reacción de esterificación. Mientras tanto la corriente obtenida por los fondos no puede ser re-utilizada directamente, debido a su contenido de ácido sulfúrico, por lo que es enviada a una sección de tratamiento donde se realiza una neutralización y posteriormente haciendo uso de los procesos de separación se recupera la mayor cantidad posible de glicerina y agua.

Transesterificación.

Se llevará a cabo un proceso continuo álcali-catalizado, el cual, se ha desarrollado utilizando como materia prima aceite de palma. La reacción fue llevado a cabo con metanol y aceite y con un 1% de hidróxido de sodio (sobre la base de aceite), a condiciones de 60 °C y 400 kPa.

En donde el metanol e hidróxido de sodio anhidro, fueron mezclados previamente de ingresar al segundo reactor. Así como fue precalentado el aceite de palma antes de ser ingresado al reactor para ser mezclado con la sosa y el metanol, para ser llevada a cabo la reacción.

Recuperación de Metanol

La corriente de salida del reactor de transesterificación, es ingresada a un flash, para separar el metanol. Con lo cual se obtendrá una buena separación del metanol y los demás componentes. Este metanol, es mezclado con metanol puro, para posteriormente ser re-circulado al reactor de transesterificación.

Lavado de los fondos.

Por otra parte, los fondos obtenidos en el flash anterior, son enfriados mediante un intercambiador de calor, para ser enviados a una torre de absorción, con el fin de separar el Biodiesel, del metanol restante, glicerol y el catalizador. Es importante

resaltar que utilizar la cantidad adecuada de agua en esta separación, nos llevará a obtener una muy buena separación.

Purificación del Biodiesel

Con el fin de obtener una pureza en el Biodiesel, se usa en la purificación de este, un flash como final del proceso.

Tratamiento de Residuos

Algunas corrientes pequeñas, son tratadas con corrientes de residuos, ya sean gases peligrosos o líquidos residuales. La mejor opción para este tipo de corrientes, es la búsqueda de alternativas, tanto para su recirculación o en caso de ser posible su comercialización.

Esta forma de ver los residuos, crea ventajas y ganancias, ya que se generan una menor cantidad de desperdicios y por lo tanto un menor costo en el tratamiento de los lodos residuales. Cabe mencionar que este tratamiento no entra dentro de los límites de batería de este proyecto.

2.3 Criterios de Diseño de Equipo

El presente proceso fue desarrollado con ayuda del simulador HYSYS versión 3.2 en donde el modelo termodinámico escogido para la simulación del proceso fue el modelo de coeficientes de actividad NRTL (non-random two liquids), ya que se tienen compuestos altamente polares como el metanol y la glicerina.

Tal y como hemos mencionado en documentos anteriores el aceite del cual partiremos para la producción de biodiesel será el aceite de palma, y para simularlo en HYSYS consideramos las siguientes composiciones de ácidos grasos (Estas composiciones fueron reportadas en un estudio realizado por el Instituto de mantecas y aceites comestibles de New York).

Tabla 19²²

Ácido graso	Fracción mol
Trimiristina	0.01
Tripalmitina	0.43
Triestearina	0.04
Trioleina	0.38
Trilinoleina	0.1
Ácidos grasos libres (Ácido palmítico)	0.04 ²²

Cabe señalar que todos los compuestos requeridos en la simulación se encontraban en la librería de HYSYS excepto los triglicéridos mencionados en el recuadro anterior los cuales fueron introducidos como componentes hipotéticos en la librería del simulador. También es importante señalar que los coeficientes de interacción binaria no disponibles en la librería del simulador fueron estimados con el método UNIFAC (Universal Funcional Group Activity Coefficient)²³ para equilibrio líquido-líquido, esto ya que tales coeficientes son necesarios para realizar la simulación de los absorbedores.

Las principales unidades de proceso empleadas para la simulación en estado estacionario fueron bombas, intercambiadores de calor, separadores líquido/líquido, separadores líquido/vapor (flash), reactores de conversión, torres de destilación y de extracción líquida.

En primera instancia se utilizaron enfriadores y calentadores como equipos de intercambio de calor, para después ser simulados como intercambiadores de calor de coraza y tubos. En la simulación no se tuvo en cuenta la eficiencia de platos de las torres, dejándose fija en 100%. Se evitó la operación en vacío, teniendo en cuenta los altos costos operativos que derivan de la misma.

²² Dennis Strayer, Chairman, et.al. Food Fats and Oils, Institute of Shortening and Edible Oils, Pág. 32

²³ Y. Zhang a et. al, Biodiesel production from waste cooking oil, Process design and technological assessment.

El diseño de las torres de extracción líquida y destilación presentes en el proceso, se llevó a cabo en el simulador, especificando en cada una un número de etapas tal que permitiera cumplir, tanto los objetivos de separación deseados para el proceso, como la convergencia numérica de la simulación. Para las torres de destilación, se hizo un estimado, mediante el uso de torres “Short-Cut”, que son bloques de cálculo contenidos dentro del simulador, basados en el método Fenske-Underwood-Gilliland²⁴ y que están orientados específicamente al diseño de torres de destilación.

Las condiciones de operación de los procesos diseñados estuvieron sujetas a las restricciones de descomposición térmica de los compuestos, considerando una temperatura de 250°C para el biodiesel y para la glicerina, una temperatura de 204.44°C.

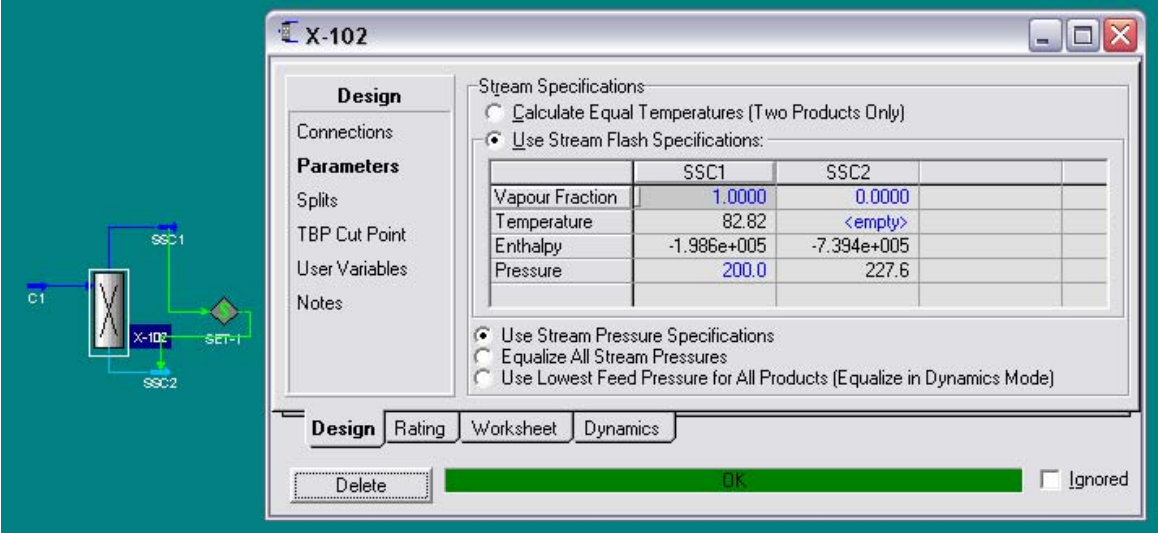
A continuación se ejemplifica la simulación de algunos de los equipos de proceso en HYSYS.

²⁴ Y. Zhang a et. al, *Biodiesel production from waste cooking oil, Process design and technological assessment*

TORRE DE DESTILACIÓN TD-1

Esta torre se diseñó con ayuda del simulador HYSYS 3.2. Para ello lo primero que se hizo fue determinar la presión en el reboiler y en condensador con ayuda de la herramienta “Component Splitter” para lo cual fijamos una caída de presión. Se ejemplifica en la imagen 1 y 2 los pasos en el simulador.

Imagen 1

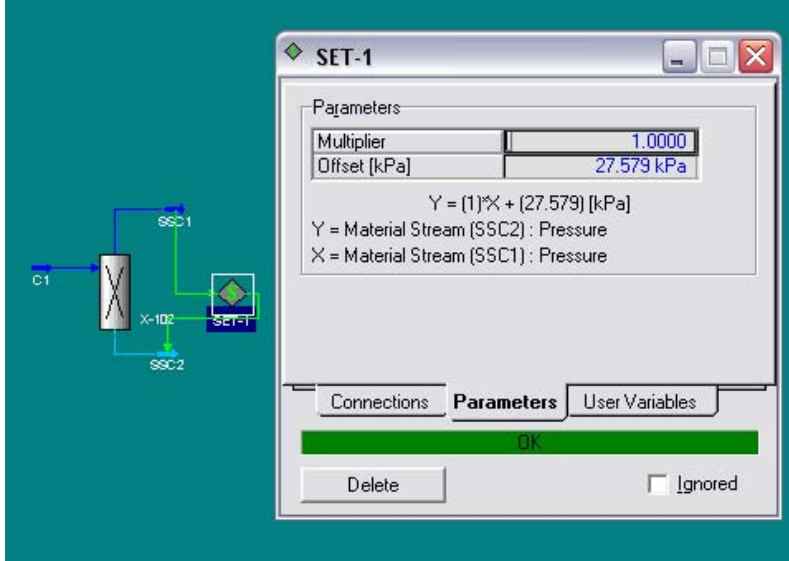


The screenshot shows the design window for component X-102. On the left, a small process diagram shows a distillation column with feed stream C1, top product stream SSC1, and bottom product stream SSC2. The design window is divided into sections: Design, Parameters, Connections, Splits, TBP Cut Point, User Variables, and Notes. The Stream Specifications section is active, showing two options: 'Calculate Equal Temperatures (Two Products Only)' (unselected) and 'Use Stream Flash Specifications:' (selected). Below this is a table with the following data:

	SSC1	SSC2
Vapour Fraction	1.0000	0.0000
Temperature	82.82	<empty>
Enthalpy	-1.986e+005	-7.394e+005
Pressure	200.0	227.6

Below the table are three radio button options: 'Use Stream Pressure Specifications' (selected), 'Equalize All Stream Pressures', and 'Use Lowest Feed Pressure for All Products (Equalize in Dynamics Mode)'. At the bottom of the window are tabs for Design, Rating, Worksheet, and Dynamics, and buttons for Delete, OK, and Ignored.

Imagen 2



The screenshot shows the parameter window for component SET-1. On the left, a small process diagram shows the same distillation column as in Imagen 1, but with the SET-1 component connected to the bottom product stream SSC2. The parameter window has tabs for Connections, Parameters, and User Variables. The Parameters tab is active, showing the following settings:

- Multiplier: 1.0000
- Offset [kPa]: 27.579 kPa

Below the settings is the equation: $Y = (1) * X + (27.579) \text{ [kPa]}$. The definitions are: Y = Material Stream (SSC2): Pressure and X = Material Stream (SSC1): Pressure. At the bottom of the window are buttons for Delete, OK, and Ignored.

Posteriormente con ayuda de la herramienta “Short Cut Distillation” determinamos, el número de platos de la columna, el plato de alimentación, el reflujo mínimo, la temperatura y presión tanto en el reboiler como en el condensador, todo ello, con introducir la composición del componente ligero en los fondos y la composición del componente pesado en los domos, además de introducir la presión en el condensador y en el reboiler las cuales fueron calculadas en el paso anterior. Ejemplo en las imágenes 3 y 4.

Imagen 3

T-102

Design

Connections

Parameters

User Variables

Notes

Components

Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms Methanol	0.0000
Heavy Key in Distillate H2O	0.0000

Pressures

Condenser Pressure	227.000 kPa
Reboiler Pressure	200.000 kPa

Reflux Ratios

External Reflux Ratio	1.075
Minimum Reflux Ratio	0.543

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete OK Ignored

Imagen 4

T-102	
Minimum Reflux	0.5427
Minimum Trays	23.21
Actual Trays	40.32
Optimal Feed	8.063
Condenser Duty	-5.303e+005 kJ/h
Reboiler Duty	5.668e+005 kJ/h
Condenser Temperature	86.48 C
Reboiler Temperature	277.5 C
Condenser Pressure	227.0 kPa
Reboiler Pressure	200.0 kPa
External Reflux	1.075

TORRES DE ABSORCIÓN TA-1 Y TA-2

Para determinar las dimensiones de las torres de absorción con el simulador lo que se hizo fue alimentar la corriente de proceso por los fondos y por los domos el solvente, luego iteramos el número de platos hasta obtener una convergencia y la separación deseada. De igual manera para obtener una estimación más precisa, iteramos el flujo de solvente de tal manera que ocupáramos la menor cantidad posible de este para obtener la separación deseada. (Ejemplo: Imagen 5 y 6)

Imagen 5

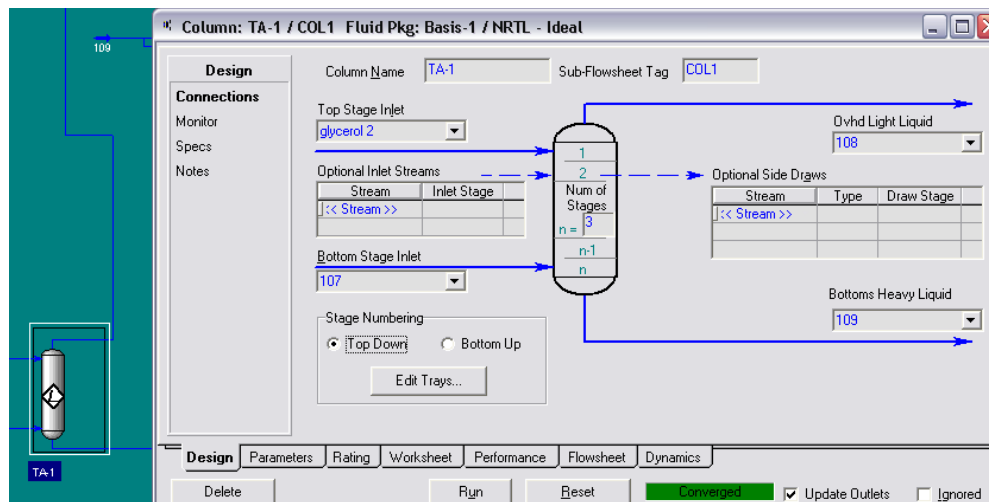
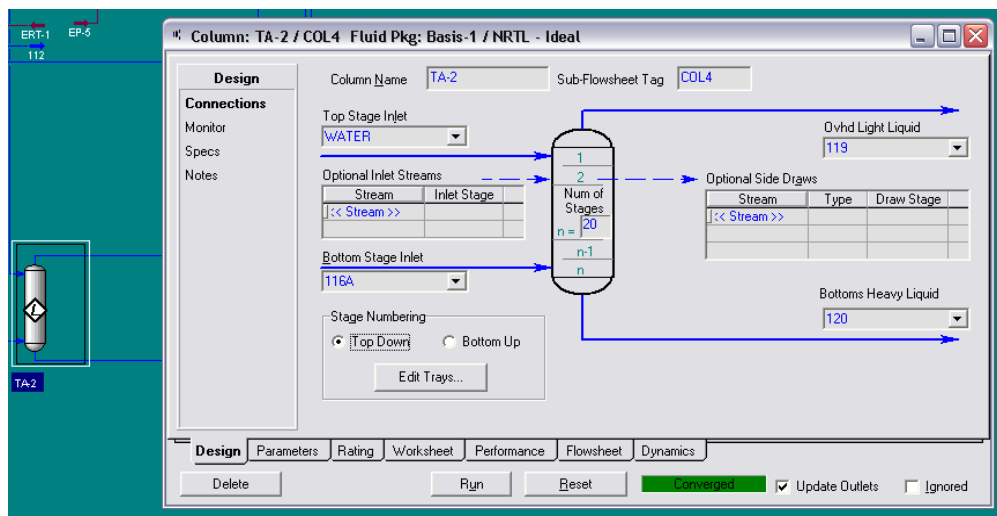


Imagen 6



CONDICIONES DEL PROCESO

Tabla 20

<i>EQUIPOS PROPUESTOS</i>	<i>Temperatura °C</i>	<i>Presión KPA</i>	<i>PRESIÓN DE DESCARGA PSIA</i>
TA-1 Extractor	55	200	
TD-1 Destilador	123.4	227	
R-1	70	400	
R-2	60	400	
V-1 Flash	95.79	169.3	
TA-2 Extractor	93	151.9	
V-2 Flash	125	101.3	
P-1			58
P-2			58
P-3			78
P-4			29
P-5			58
P-6			58
P-7			68
P-8			68
P-9			68
P-10			36
P-11			36
P-12			36
P-13			22

Tabla 21

<i>Equipo</i>	<i>UA KJ/°C h</i>	<i>Q KJ/h</i>
E-100	1430	43800
E-102	3304	125900
E-103	390.1	16210
E-104	10.45	472.8
E-105	515.7	26030
E-106	943.4	43480
EV-1	4866	225700
EV-2	3155	171700
Reboiler	8475	318800
Condensador	168.8	5012

MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN

Tabla 22

<i>Equipo</i>	<i>Material</i>
TA-1 Extractor	SS (Ni, Mo)
TD-1 Destilador	SS (Ni, Mo)
R-1	SS (Ni, Mo)
R-2	SS (Ni, Mo)
V-1 Flash	SS (Ni, Mo)
TA-2 Extractor	SS (Ni, Mo)
V-2 Flash	SS

P-1	SS
P-2	SS
P-3	SS
P-4	SS
P-5	SS
P-6	SS
P-7	SS
P-8	SS
P-9	SS
P-10	SS
P-11	SS
E-100	SS (Ni, Mo)
E-102	SS
E-103	SS
E-104	SS

25

Se ha recomendado en la tabla 22 (Pág. 45 y 46) para los equipos en contacto con Ácido Sulfúrico, se utilice una aleación de acero inoxidable con níquel y molibdeno; ya que esto proveerá de resistencia al equipo. Las especificaciones a detalle tendrán que ser evaluadas y recomendadas por el fabricante y proveedor del equipo.

²⁵ Willia D. Baasel, *PRELIMINARY CHEMICAL PLANT DESINGS*, Ohio University, Pág. 440, Tabla A1 Apendice.

Continuación Tabla 23

Corriente	107	108	109	110	111	111A	112	113	100	101.2
Temperatura °C	56	49.07	56.13	58	83	83	123.4	58	20	20
Presión (Psia)	48	29.01	29.01	29.01	29.01	58.02	32.92	58.02	68	68
Flujo másico (Kg/h)	1305	1051	364.7	1051	223	223	141.7	1050	154.3	164.3
Flujo molar (kmol/hr)	9.025	1.274	8.946	1.274	6.96	6.96	1.985	1.274	4.815	5.066
<i>Fracción Masa</i>										
Metanol	0.1863	-	0.667	-	0.999	0.999	0.1433	-	1	0.9391
H2SO4	0.008	-	0.0288	-	-	-	0.074	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.06087
H2O	1.0007	-	0.0025	-	0.001	0.001	0.0063	-	-	-
Glicerol	-	-	0.3016	-	-	-	0.7764	-	-	-
Ácidos Grasos Libres	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Triglicéridos	0.795	0.987	-	0.987	-	-	-	0.987	-	-
Biodiesel	0.0105	0.013	-	0.013	-	-	-	0.013	-	-

Continuación Tabla 23

Corriente	102-T	102-T2	115-R	114	116	119	120	121	WR-3	W1
Temperatura °C	33.96	60	55	60.07	96.05	125	96	125	125	40
Presión (Psia)	68	58	24.55	58.01	36	21.76	21.76	15.95	15.95	14.69
Flujo másico (Kg/h)	270	270	106	1321	1215	1008	567.4	1008	0.1866	0.1866
Flujo molar (kmol/hr)	8.382	8.382	3.317	9.655	3.338	3.601	41.63	3.587	0.0103	0.0103
<i>Fracción Masa</i>										
Metanol	0.943	0.943	0.998	0.112	0.0346	-	0.074	-	-	-
H2SO4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NaOH	0.04	0.04	-	0.0076	0.00823	-	0.0176	-	-	-
H2O	-	-	-	-	-	0.00068	0.633	0.00068	0.995	0.995
Glicerol	0.008	0.008	0.0168	0.0813	0.0884	-	0.189	-	-	-
Ácidos Grasos Libres	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Triglicéridos	0.003	0.003	0.001	0.0363	0.04	-	0.0864	-	-	-
Biodiesel	0.006	0.006	0.001	0.7628	0.7894	0.99948	-	0.99948	0.005	0.005

3.2 Diagrama de Flujo de Proceso

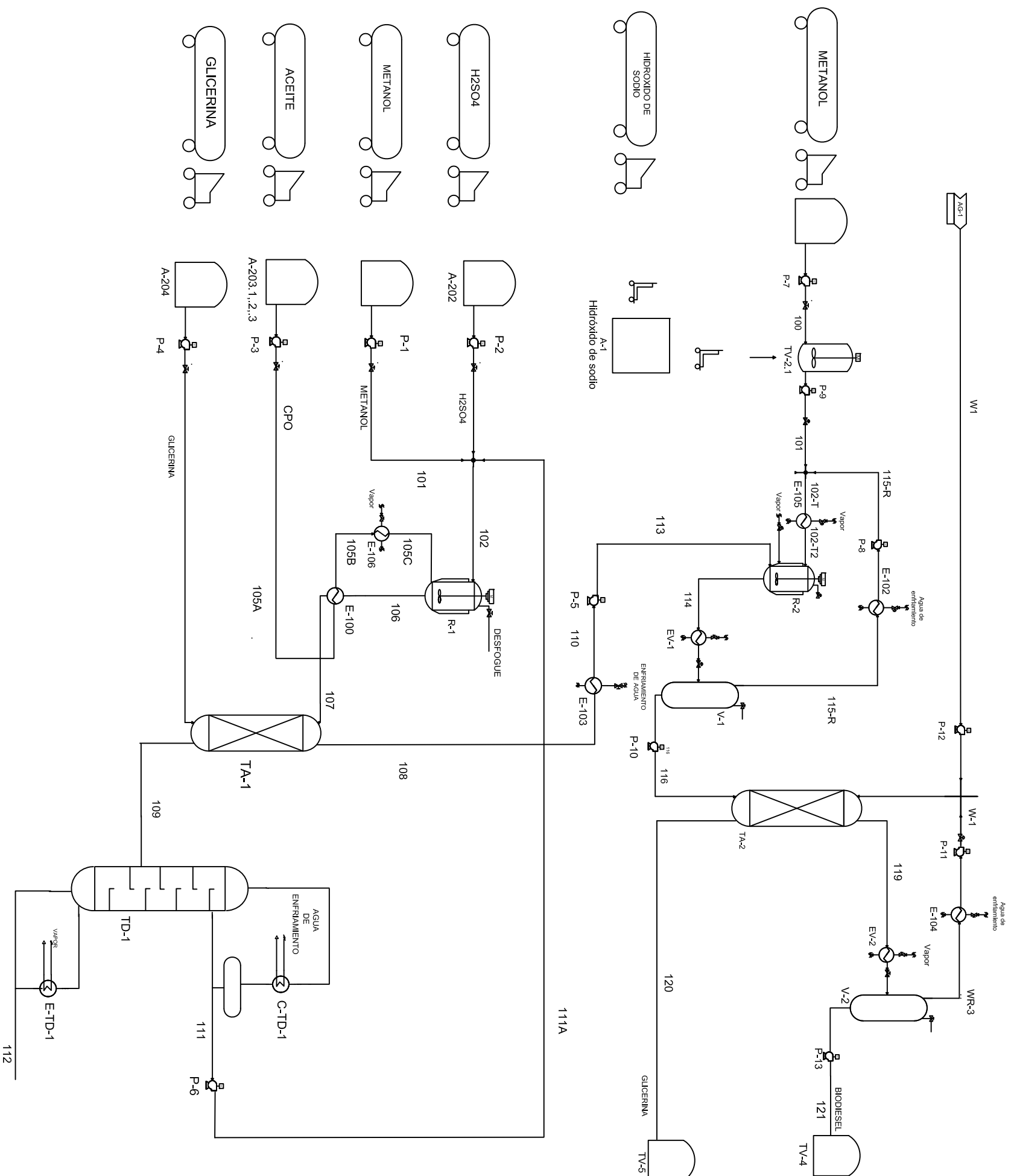
El diagrama de flujo de proceso (DFP, Diagrama 1) fue elaborado en varios pasos, ya que fue ideado mediante la implementación de las etapas necesarias tanto de transformación como de separación. En el diagrama podemos observar que el proceso ya está definido, junto con las corrientes y los equipos que llevará el proceso, pero su elaboración fue mediante una serie de pasos en donde se propusieron distintos equipos y diferentes arreglos al proceso y aun cuando ya se tenía una idea definida debido a la simulación elaborada anteriormente, el proceso de elaboración llevo varias etapas en las que incluso se propusieron distintos diagramas de flujo de proceso que finalmente se fueron perfeccionando hasta llegar al que actualmente se presenta; con lo cual, los pasos mencionados en capítulos anteriores, es decir, el proceso toma forma y se define de manera concreta el proceso base de este proyecto.

El DFP, tuvo como base la simbología de “Instrument Society of America” (ISA)²⁶ y en algunos casos la simbología de PEMEX²⁷, siendo esta última la mínima, debido a que únicamente se utilizo para los equipos en los que no se encontró un símbolo definido por la ISA.

En el DFP, se definen las corrientes, sin embargo, no se ha incluido en el diagrama el balance de materia, ya que se ha optado por colocarlo en las páginas anteriores por cuestiones de espacio en el diagrama. A continuación se menciona la descripción del proceso, la cual menciona a detalle cada paso del proceso totalmente basado en el presente DFP. Finalmente podemos mencionar que este DFP representa el proceso propuesto, mediante el cual se pretende elaborar el biodiesel a partir de aceite de palma. Y el cual se propone como proceso inicial para la implementación de biodiesel en México.

²⁶ Instrument Society of America (ISA), 2002, *ISA-S5.5-1985, Graphic Symbols for Process Displays* Pág. 17-34

²⁷ Pemex Exploración y Producción, UNIDAD DE NORMATIVIDAD TECNICA, (1999) *ESPECIFICACIÓN TÉCNICA PARA PROYECTO DE OBRAS, SIMBOLOGÍA DE EQUIPO DE PROCESO* Pág. 9,15,17,19



 <p>UNAM FACULTAD DE QUIMICA</p>	TITULO:	PLANO:
	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ELABORO: ESCOBAR PÉREZ IVAN DE NICOLAS DIAGRAMA 1	1
	FECHA: 07-Marzo-09	
	REVISION: 1	
	ACOT.: S/C	

4.0 Descripción Del proceso

Proceso de síntesis de Biodiesel A partir de Aceite de Palma.

Proceso

Podemos iniciar por especificar nuestra capacidad, ya que esta es de 8,860 Ton/año y fue determinada de acuerdo a las necesidades del mercado y a la disposición de materia prima, tal justificación se encuentra descrita en el estudio de mercado. Comenzamos por decir que la síntesis de biodiesel se lleva a cabo a partir de los ácidos grasos libres y de los ácidos grasos en forma de triglicéridos que componen el aceite.

4.1 Esterificación

La esterificación inicia con la llegada de las materias primas metanol, ácido sulfúrico y aceite (CPO) las cuales son bombeadas por las bombas P-1, P-2 y P-3 respectivamente. Posteriormente, el ácido sulfúrico y el metanol son mezclados junto con la recirculación 111A de la bomba P-6, la cual se obtiene como corriente vapor de la torre de destilación P-6, en donde se realiza la purificación del metanol, por lo cual, esta corriente es 99.9% metanol. Posteriormente estas 3 corrientes al ser mezcladas forman la corriente 102 que entra al reactor de pre esterificación R1.

El CPO entrante (corriente 105 A) de la bomba P-3 es precalentado (en el intercambiador de calor E-100) y se define como la corriente 105B, para posteriormente ingresar al reactor R1 y llevar a cabo la esterificación de los ácidos grasos libres en este aceite. La reacción es llevada a cabo y la corriente de salida del reactor 106, la cual lleva como productos, gran parte de los reactivos como ácido Sulfúrico, Metanol, CPO, Agua y ya un 1 % de Biodiesel. Esta corriente entra al intercambiador de calor E-100, para enfriarse y calentar la corriente antes mencionada 105A del CPO entrante; por lo cual, entra como corriente 106 y sale

como 107. (La corriente 105 es precalentada junto con el intercambiador de calor E-106 para entrar al reactor R1 a la temperatura de reacción de 70 °C).

La corriente 107 entra a una de las torres de extracción Líquido – Líquido (TA-1) en donde se realizara el proceso de separación del CPO y biodiesel ya formado, de los demás reactivos y productos, los cuales son Metanol, ácido sulfúrico y glicerina. Esta extracción es realizada con Glicerina, la cual es recibida como materia prima y es bombeada por la bomba P-4 a la torre de extracción TA-1; obteniendo como productos de esta extracción, las corrientes 108 y 109 con una composición del 96% de CPO y 4% de Biodiesel ya formado, en cuanto a la corriente 109, el 66.7% de Metanol, 2.9% de ácido Sulfúrico, 30.2% de Glicerina y 0.2% de Agua. La corriente 109 entra a la siguiente torre de destilación TD-1, en la cual se separa gran parte del metanol, que da como resultado de la destilación, la corriente 111 A con una composición de metanol del 99.9%; como recordaremos, este metanol es usado para ser mezclado en la parte inicial del proceso y poderse aprovechar nuevamente en la pre esterificación. En cuanto a los demás productos de la destilación, de la corriente 109, se obtiene la corriente 112, la cual contiene una composición del 14.4% de Metanol, 7.4% de ácido Sulfúrico, 0.6% de agua y 77.6% de Glicerina. Esta corriente puede ser enviada a un proceso de purificación de Glicerina, con el fin de recirculación de la glicerina en el proceso de extracción y/o el excedente, con fines de venta, principalmente farmacéuticos o de uso en el mismo proceso. Sin embargo el proceso de purificación de la glicerina, no se encuentra dentro de nuestros límites de batería.

4.2 Transesterificación

Por otro lado observamos que la corriente 108 entra a un intercambiador de calor, con uso de servicio de vapor, para ser precalentada a una temperatura alrededor de los 60 °C. A partir de este punto hemos nombrado a esta corriente como la 110; la cual es bombeada por la bomba P-5 al reactor de esterificación R-2.

En este reactor R-2 también es recibido Metanol como materia prima bombeado por la bomba P-9 y previamente mezclado con sosa, la cual también es recibida

como materia prima, y mezclada en el mezclador TV-2.1 para posteriormente llevar esta mezcla sosa-metanol por la corriente 101.2 a ser mezclada con el metanol de recirculación de este mismo reactor, el cual describiremos más adelante (impulsada por la bomba P-8). Al ser mezcladas estas 2 corrientes, se da origen a la corriente 102-T, la cual es llevada a 60°C (mediante el intercambiador E-105) y posteriormente entrar al reactor de transesterificación R-2.

La reacción de transesterificación es llevada a cabo en este reactor R-2, dando como producto la corriente 114 formada por 77% de Biodiesel, 10% de Metanol, 0.76% de Sosa, 8.4% de Glicerina y 3.84% de CPO.

En este punto hemos transformado el CPO en Biodiesel, con lo cual, únicamente nos falta separarlo de la mezcla, y para lograr esto, primeramente la corriente 114 entra a un flash (V-1) en donde separamos la mayor cantidad de metanol de dicha corriente (La corriente 114 tiene un previo calentamiento en el intercambiador EV-1 para poder llevar la separación en el Flash), obteniendo una composición del 99.8% de Metanol en la corriente 115-R que posteriormente es enfriada por el intercambiador E-102 y bombeada por la bomba P-8 para recirculación en el reactor R-2. En cuanto los productos finales y los reactivos sin reaccionar, ambos en la corriente 116, con una composición de salida de este flash del 79% de Biodiesel y 21% de los demás reactivos sin reaccionar, productos y restantes del catalizador.

La corriente 116, debe de seguir siendo purificada, para lo cual, es bombeada por la bomba P-10 y entra a la torre de extracción TA-2, en donde es extraído casi el 15% de los demás reactivos sin reaccionar, productos y restantes del catalizador, antes mencionados y dando origen a la corriente 120, la cual es enviada a un proceso de purificación de glicerina, ya que su composición es de 62% de Agua, un 19% de Glicerina y un 19% de aceite que no reacciono, sosa y metanol. En cuanto a la otra corriente saliente de la torre TA-2, la cual nombraremos 119, contiene una composición de Biodiesel del 99%, únicamente limitada por el porcentaje de agua que fue absorbido en la torre de extracción y los remanentes casi imperceptibles de la reacción, por lo cual es precalentada en el intercambiador EV-2 y así poder ser enviada a separación en el Flash V-2.

En este flash es separada casi toda el agua de la corriente 119, con lo cual, obtenemos una composición de más del 99% de Biodiesel en la corriente saliente y la cual es la que utilizaremos para comercializar con el nombre de Biodiesel. Este último flash es utilizado para dar un mayor grado de pureza en el biodiesel, ya que en sí, sale con una excelente composición de la torre de absorción.

En cuanto a la corriente de agua saliente del flash, es enfriada por el intercambiador E-103 y bombeado por la bomba P-11, para ser re-circulada en la torre de extracción TA-2 en donde previamente se une con el agua de entrada.

4.3 Lista de Equipo con Pre Dimensionamiento

*Lista de equipo en el formato y claves establecidas para
DFP y DTI*

TABLA 24

<i>General</i>	<i>Equipo</i>	<i>Descripción</i>	<i>Capacidad</i>	<i>Unidad</i>
Bomba	P1	Bomba del Metanol al reactor R1, corriente 101.	0.5	Hp
	P2	Bomba del Ácido Sulfúrico al Reactor r-1, Corriente H2SO4	0.5	Hp
	P3	Bomba del Aceite al Intercambiador E-100 y posteriormente al reactor R-1, corriente CPO-105	1	Hp
	P4	Bomba de la Glicerina a la torre de Absorción TA- 1 Corriente Glicerina	0.5	Hp
	P5	Bomba de condensados del Intercambiador E-103 al reactor de Transesterificación R-2	1	Hp
	P6	Bomba de Condensados de la Torre al reactor R-1, corriente 111	0.5	Hp
	P-7	Bomba para la alimentación del metanol al tanque mezclador	0.5	Hp
	P-8	Bomba de reciclo de metanol efluente del intercambiador F-2 al reactor R-2	0.5	Hp
	P-9	Bomba para la alimentación de la corriente de proceso efluente del tanque mezclador TV-2.1 al reactor R-2	0.5	Hp
	P-10	Bomba que alimenta la corriente de proceso efluente del flash V-1 a la torre de extracción TA-2	1	Hp
	P-11	Bomba de recirculación de agua de proceso proveniente del equipo F-3 y que es alimentada a la torre de extracción TA-2	0.5	Hp
	P-12	Bomba que alimenta el agua de proceso a la torre de extracción TA-2	0.5	Hp
	P-13	Bomba que alimenta el efluente del Flash V-2 al tanque de almacenamiento TV-4	0.5	Hp

Continuación Tabla 24

General	Equipo	Descripción	Capacidad	Unidad
Tanques de Almacenamiento	A-1	Almacén del hidróxido de sodio	4	m ³
	A-201	Almacén del Metanol	16	m ³
	A-202	Almacén del Acido Sulfúrico	8	m ³
	A-203.1,,2,,3	Almacén del Aceite	255	m ³
	A-204	Almacén de la Glicerina	8	m ³
	TV-1	Tanque de almacenamiento metanol	25	m ³
	TV-4	Tanque de almacenamiento de biodiesel	250	m ³
	TV-5	Tanque de almacenamiento de glicerina	200	m ³
Vessel	V-1	Equipo de separación liquido-gas	0.4128	m ³
	V-2	Equipo de separación liquido-gas	0.4128	m ³
Mezclador	TV-2.1	Tanque mezclador de hidróxido de sodio y metanol	1	m ³

Continuación Tabla 24

General	Equipo	Descripción	Capacidad	Unidad
Intercambiadores	E-100	Intercambiador de Calor entre las corrientes 105 (Aceite) y 106 (Productos del Reactor R1), Enfriamiento de la corriente 106 y calentamiento de la corriente 105.	13800	KJ/h
	E-102	Equipo de intercambio de calor para enfriara la corriente 115-R (metanol de reciclo)	125900	KJ/h
	E-103	Equipo de intercambio de calor para aumentar la temperatura de la corriente 108	16200	KJ/h
	E-104	Equipo de intercambio de calor para enfriar la corriente 120 (Agua de proceso de reciclo)	472.8	KJ/h
	E-105	Calentamiento de la corriente 102T de entrada del reactor R-2 a temperatura de reacción.	26030	KJ/h
	E-106	Calentamiento de la corriente de entrada al reactor R-1	43480	KJ/h
	EV-1	Equipo de intercambio de calor para aumentar la temperatura de la corriente 114	22570	KJ/h
	EV-2	Equipo de intercambio de calor para aumentar la temperatura de la corriente 119	17170	KJ/h
	E-TD-1	(intercambiador) calentador de los fondos torre de la destilación TD-1	318800	KJ/h
Condensador	C-TD-1	Condensador de los gases de salida de la torre de destilación TD-1	4.90E+05	KJ/hr
Reactor	R-2	Reactor CSTR de transterificación	-	-
	R-1	Reactor CSTR de Esterificación	0.4129	m ³
Extractor	TA-2	Torre de extracción (torre de lavado) de biodiesel	19.44	m ³
	TA-1	Torre de Extracción del Aceite y del Biodiesel, (corriente 108) del metanol, Acido sulfúrico, Glicerina y Agua (corriente 109).	1415	Kg/hr

5.0 Servicios Auxiliares

Los diagramas de servicios auxiliares desarrollados en el presente estudio, se limitan a los servicios de aire, vapor y agua.

Describiremos de manera muy general dichos servicios, ya que el diagrama describe de manera detallada los datos técnicos necesarios que cada servicio implica.

Diagrama de Aire

El servicio de aire comprimido únicamente se ha utilizado para las válvulas de control, ya que ningún otro equipo requirió de servicio de aire comprimido.

Las válvulas de control seleccionadas, funcionan mediante una señal neumática, el cual empuja un vástago y realiza la función de control.

En el diagrama 2 se puede observar que un cabezal de aire comprimido distribuye a todos los actuadores el aire de servicio necesario, refiriéndose a estos como VLS-XX de acuerdo al número de válvula y en el recuadro de la derecha, se relaciona con la válvula de control del equipo correspondiente controlado.

Es importante mencionar que los compresores necesarios para alimentar esta línea, no entran dentro de los límites de batería de este estudio.

Diagrama de Agua

En cuanto al Servicio de Agua de enfriamiento, se ha utilizado como agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor de distintas corrientes así como agua de enfriamiento para condensación de los gases de salida de la torre de destilación. En el diagrama 3 se hace referencia al equipo al cual se le está suministrando el servicio.

Como se puede observar en el diagrama, el agua también es alimentada por un solo cabezal, ya que las especificaciones requeridas de entrada del agua, son las mismas para su función de enfriamiento y condensación. Así también se ha realizado un balance y una estimación de la corriente de las características de la corriente de salida. Con el fin de únicamente proponer una torre de enfriamiento

para el uso continuo del agua o mínima contaminación por temperatura del agua de descarga. Sin embargo, el cálculo de la torre y el posible reciclaje del agua, no entran dentro de los límites de batería de este estudio.

Diagrama de Vapor

En cuanto al servicio de vapor, se ha utilizado únicamente para los equipos a los que se les requirió suministrar calor, debido a los requerimientos de calentamiento, únicamente se ha utilizado una caldera, que suministra a un solo cabezal vapor de baja. En el diagrama 4 se indican los equipos a los que se les suministra el servicio.

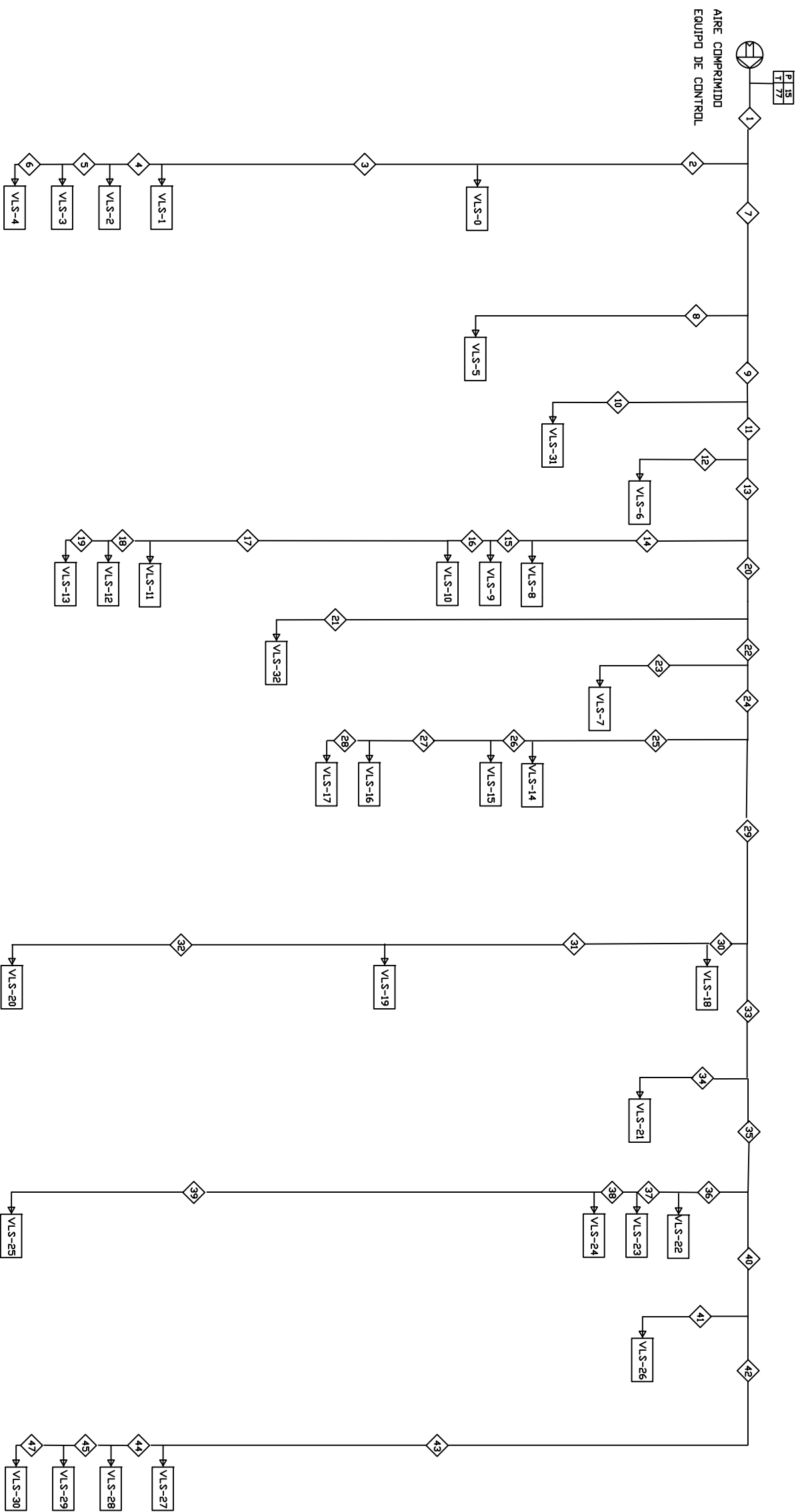
Así también se indica una sola salida, para la posible recirculación de los condensados, sin embargo, se tiene que suministrar agua a la caldera continuamente, ya que existen fugas y pérdidas de vapor, con lo cual, se puede decir, que el vapor da únicamente 2.5 vueltas. Es decir, se tiene un 40% de pérdidas en masa por vuelta que da el vapor al sistema de calentamiento.

NOTAS

3.	P	Presión
	T	Temperatura

SIMBOLÓGICA

— AIRE COMPRIMIDO



CLAVE	DESCRIPCIÓN
VLS-0	Válvula de control equipo TV-1
VLS-1	Válvula de control equipo A-201
VLS-2	Válvula de control equipo A-202
VLS-3	Válvula de control equipo A-203
VLS-4	Válvula de control equipo A-204
VLS-5	Válvula de control equipo TV-21
VLS-6	Válvula de control equipo P-8
VLS-7	Válvula de control equipo E-102
VLS-8	Válvula de control equipo R-2
VLS-9	Válvula de control equipo R-2
VLS-10	Válvula de control equipo R-2
VLS-11	Válvula de control equipo R-1
VLS-12	Válvula de control equipo R-1
VLS-13	Válvula de control equipo E-100
VLS-14	Válvula de control equipo EV-1
VLS-15	Válvula de control equipo V-1
VLS-16	Válvula de control equipo P-5
VLS-17	Válvula de control equipo E-103
VLS-18	Válvula de control equipo P-12
VLS-19	Válvula de control equipo V-1
VLS-20	Válvula de control equipo TA-1
VLS-21	Válvula de control equipo P-11
VLS-22	Válvula de control equipo E-103
VLS-23	Válvula de control equipo EV-2
VLS-24	Válvula de control equipo V-2
VLS-25	Válvula de control equipo TD-1
VLS-26	Válvula de control equipo V-2
VLS-27	Válvula de control equipo C-1D-1
VLS-28	Válvula de control tanque de separación para la torre TD-1
VLS-29	Válvula de control equipo E-11D-1
VLS-30	Válvula de control equipo TD-1
VLS-31	Válvula de control equipo E-105
VLS-32	Válvula de control equipo E-106



UNAM
FACULTAD DE QUÍMICA

TÍTULO:
DIAGRAMA DE SERVICIOS DE AIRE COMPRIMIDO

ELABORO:
ESCOBAR PÉREZ IVAN DE NICOLAS

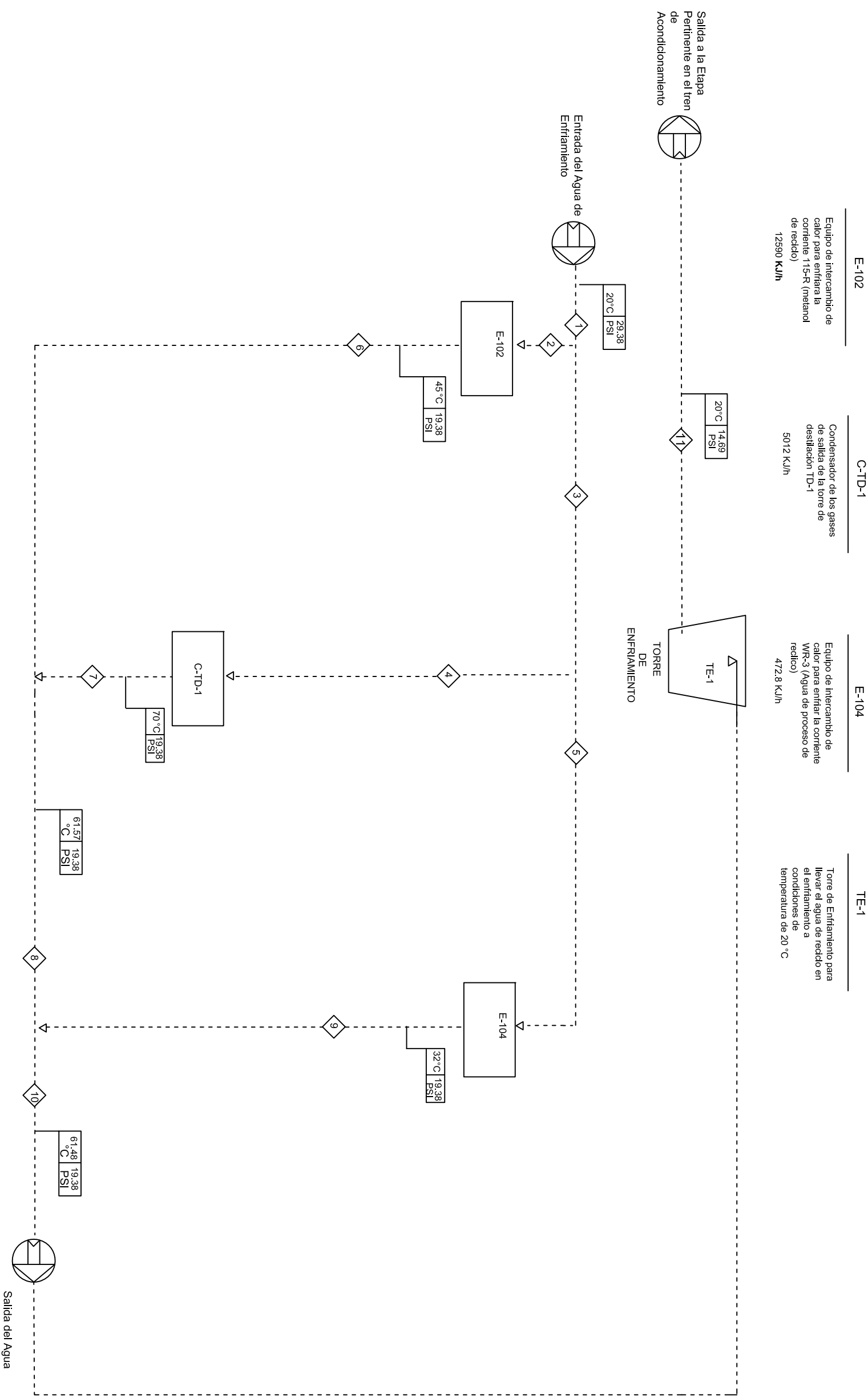
FECHA:
20-Marzo-09

REVISIÓN:
1

PLANO:
1

ACOT.:
S/C

DIAGRAMA 2



E-102 Equipo de intercambio de calor para enfriar la corriente 115-R (metanol de reciclo)
12590 KJ/h

C-TD-1 Condensador de los gases de salida de la torre de destilación TD-1
5012 KJ/h

E-104 Equipo de intercambio de calor para enfriar la corriente WR-3 (Agua de proceso de reciclo)
472.8 KJ/h

TE-1 Torre de Enfriamiento para llevar el agua de reciclo en el enfriamiento a condiciones de temperatura de 20 °C

		CORRIENTES										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Agua de Enfriamiento												
Flujo kg/h	4734	1193	3541	2348	10	1193	2348	3541	10	4734	4260.6	
Presión PSI	26.38	26.38	26.38	26.38	20	19.38	19.38	19.38	19.38	19.38	14.69	
Temperatura °C	20	20	20	20	20	45	70	61.57	32	61.48	20	

NOTAS: Se ha considerado un 10% de pérdidas por el arrastre de vapor en la torre de enfriamiento, por lo tanto esta parte es ingresada al proceso mediante un tren de acondicionamiento.



UNAM
FACULTAD DE QUIMICA

TITULO:
DIAGRAMA DE SERVICIOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

LABORO:
ESCOBAR PÉREZ IVAN DE NICOLAS

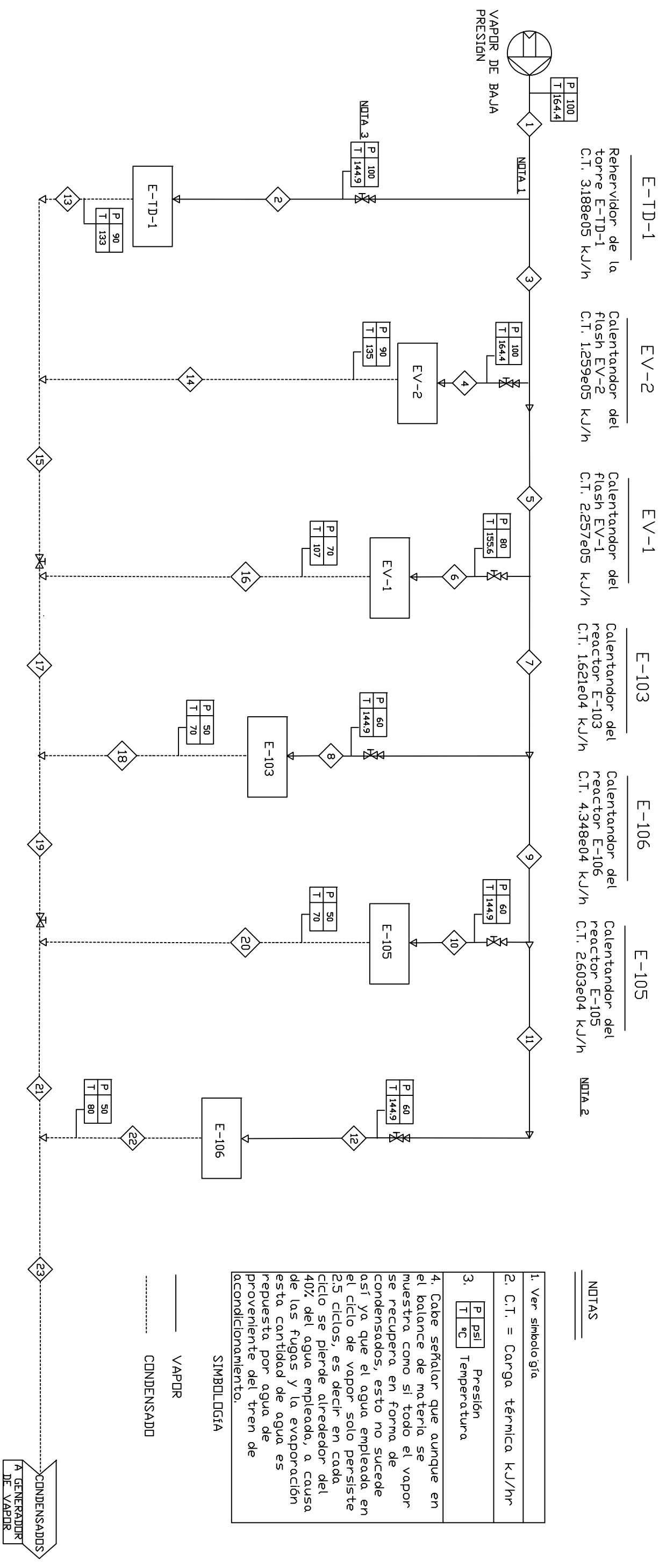
DIAGRAMA 3

PLANO:
1

FECHA:
20-Abril-09

REVISIÓN:
1

ACOT.:
S/C



	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	
Fluido	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	CONDENSADO	
Flujo Kg/h	356.383	144.8	211.583	78.26	133.323	98.04	35.283	6.633	28.65	10.65	18	18	144.8	78.26	223.06	98.04	321.1	6.633	327.733	10.65	338.383	18	356.383	
Presión PSI	100	100	100	100	100	80	100	60	100	60	100	60	90	90	90	70	70	50	50	50	50	50	50	
Temperatura °C	164.4	164.4	164.4	164.4	164.4	155.6	164.4	144.9	164.4	144.9	164.4	144.9	133	125	130	107	123	70	70	122	70	120.3	80	118

- NOTAS**
1. Ver simbología
 2. C.T. = Carga térmica KJ/hr
 3.

P	psi
T	°C

 Presión
Temperatura
 4. Cabe señalar que aunque en el balance de materia se muestra como si todo el vapor se recupera en forma de condensados, esto no sucede así ya que el agua empleada en el ciclo de vapor solo persiste 2.5 ciclos, es decir en cada ciclo se pierde alrededor del 40% del agua empleada, a causa de las fugas y la evaporación esta cantidad de agua es repuesta por agua de proveniente del tren de acondicionamiento.



UNAM
FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA 4

TITULO: DIAGRAMA DE SERVICIOS DE VAPOR	PLANO: 1
ELABORO: ESCOBAR PÉREZ IVAN DE NICOLAS	FECHA: 20-Marzo-08
REVISIÓN: 1	ACOT.: S/C

6.0 Diagrama Preliminar de Tubería e Instrumentación

En el diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI, Diagrama 5), se ha elaborado principalmente en base a la teoría de lazo de control feedback, aunque algunos de los equipos, han requerido feedforward. El sistema de control utilizado para cada equipo, puede verse con más detalle en el diagrama preliminar de tubería e Instrumentación, así como las variables controladas.

En cuanto al funcionamiento del lazo de control, se han seleccionado elementos de medición primarios de señal eléctrica con un controlador, el cual envía una señal neumática al actuador y que ejerce sobre el vástago la respuesta de control, la cual, físicamente denotamos como una apertura y cierre de la válvula.

Las tuberías se han calculado en base a la velocidad recomendada de 6 ft/seg²⁸ en el libro de "Rules of Thums", para aceites. A Continuación se muestra un ejemplo de cálculo.

$$6 \text{ ft/s} = 6583.68 \text{ m/h} \qquad 1\text{m}^2 = 0.0929\text{ft}^2$$

La corriente CPO tiene 1050 Kg /hr:

$$\frac{\left(\frac{1050 \text{ Kg/h}}{897.7 \text{ Kg/m}^3} \right)}{6583.68 \text{ m/h}} = 0.0001777\text{m}^2$$

$$0.0001777\text{m}^2 \left(\frac{1\text{ft}^2}{0.0929\text{m}^2} \right) (144\text{in}^2/1\text{ft}^2) = 0.27538\text{in}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{0.27538\text{in}^2 * 4}{\pi}} = 0.592 \text{ in}$$

²⁸Carl R. Branan, Editor, Gulf Professional, *Rules of Thumes for Chemical Engineers*, Pág. 6

Tomando el siguiente diámetro fabricado realmente el diámetro nos da de 1 in y tomando el siguiente diámetro al mínimo fabricado, nos da de 2 in, por lo cual el diámetro a seleccionar será de 2 in para esa tubería.

Todos los diámetros de las tuberías, de acuerdo a las líneas, están especificados en el DTI.

En cuanto al material de construcción de la tubería, ésta se recomienda sea de acero inoxidable, con una aleación de níquel y molibdeno al igual que los equipos que entran en contacto con el ácido sulfúrico, ya que esto proveerá resistencia a la corrosión.

Para términos prácticos, se ha seleccionado una tubería 18Cr-3Ni-3Mo, con especificación de la “American society of mechanical engineers” (ASME) A40921 para todas aquellas líneas que entran en contacto con ácido sulfúrico.

Es importante señalar que aún cuando se ha seleccionado esta tubería, ya que cubre con las especificaciones de níquel y molibdeno, es importante saber que el fabricante y proveedor del equipo nos proporcionara tanto la tubería como la especificación más adecuada de acuerdo a la necesidad presentada.

En cuanto a las tuberías que no entran en contacto con ácido sulfúrico, se ha seleccionado una tubería de acero inoxidable, para términos prácticos, se ha especificado una aleación 23Cr-13Ni, con especificación ASME A451²⁹ ya que esta se verá reforzada por la aleación, sin embargo no es necesaria esta aleación. Al igual que en el caso anterior, se ha seleccionado de manera práctica, pero el fabricante y proveedor nos proporcionará la aleación necesaria y más adecuada a nuestro caso.

²⁹The American society of mechanical engineers, (2008). *ASME B31.3-2006, Process Piping Code for Pressure Piping*, B31. Tabla Apendice A2.

7.0 Factibilidad Económica.

Inversión, Costos y Ventas

A continuación se presenta un análisis económico, general de la rentabilidad de una planta de producción de Biodiesel a partir de aceite de palma. Es importante señalar que la estimación se basó en el artículo “Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic”,³⁰ en el cual se estudia una planta de iguales dimensiones a las estudiadas anteriormente, realizado en el 2002 y el cual fue actualizado mediante índices de Marshall e índices de costos. A continuación se presentan la inversión inicial y los costos.

Tabla 25

INVERSION INICIAL¹⁵

		Costo
		USD (2008)
Reactores		
	Esterificación	\$123,451.87
	Transesterificación	\$527,550.62
Columnas		
	Destilación de metanol	\$550,903.96
	Columna de lavado glicerina	\$436,593.62
	Columna de lavado agua	\$143,326.63
Separadores líquido-vapor		
	Recuperación de metanol	\$159,223.19
	Purificación de biodiesel	\$201,821.77
Intercambiadores de calor		\$29,106.24
Bombas		\$92,555.21
Costo total del equipo (Cbm)		\$2,264,533.11
Contingencias y honorarios (Ccf)		\$407,615.96
Costo total del módulo (Ctm=Cbm+Ccf)		\$2,672,149.07
Auxiliary facility cost (Cac=0.3Cbm)		\$679,359.93
Fixed capital cost (Cfc=Ctm+Cac)		\$3,351,509.00
Capital de trabajo (Cwc=0.15Cfc)		\$502,726.35
Inversión total (Ctc=Cfc+Cwc)		\$3,854,235.35

³⁰ Y. Zhang a, M.A. Dub_e a, D.D. McLean a,*, M. Kates b. *Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic, assessment and sensitivity analysis*. Pág 4-8.

Tabla 26

COSTOS TOTALES DE PRODUCCIÓN ³¹	
COSTOS DIRECTOS (AÑO 2008 USD)	
ACEITE	\$6,218,975.63 ³²
METANOL	\$257,039.45
CATALIZADOR	\$1,971,840.07
MANO DE OBRA DE OPERACIÓN	\$1,044,599.36
SUPERVISORES	\$152,126.12
TOTAL	\$9,644,580.62
SERVICIOS	
VAPOR	\$156,955.75
ELECTRICIDAD	\$29,511.92
AGUA DE ENFRIAMIENTO	\$11,034.67
OTROS	
DEPOSITOS DE DESPERDICIOS	\$383,723.81
MANTENIMIENTO Y REPARACIÓN (6% de Cfc)	\$231,254.12
SUMINISTROS DE OPERACIÓN (15% de mantenimiento y reparación)	\$34,688.12
CARGOS DE LABORATORIO (15% de mano de obra de operación)	\$156,689.90
PATENTES Y REGALIAS (3% del costo total de operación)	\$345,734.94
TOTAL	\$1,152,090.89
TOTAL COSTOS DIRECTOS	\$10,994,173.86
COTOS INDIRECTOS	
GASTOS GENERALES DE EMPAQUETADO Y ALMACENAMIENTO (60% de la suma de mano de obra de operación supervisión y mantenimiento)	\$856,787.76
SEGUROS (0.5% de Cfc)	\$19,271.18
TOTAL	\$876,058.94

³¹ Y. Zhang a, M.A. Dub_e a, D.D. McLean a,* , M. Kates b. *Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic, assessment and sensitivity analysis*, Pag, 4-8, & CHEMICAL ENGINEERING, *Economic Indicators, MARSHALL & SWIFT and EQUIPMENT COST INDEX, 2008, 2004, 2002.*

³² ESTUDIO DE VIABILIDAD PLANTACIONES DE PALMA AFRICANA EN LA REGIÓN DE LA SELVA, GOBIERNO DEL ESTADO DE CHIAPAS Pág. 19

Continuación Tabla 26

OTROS COSTOS ¹⁶		(2008 USD)
COSTOS ADMINISTRATIVOS (0.25% de costos directos e indirectos)		
		\$29,675.58
COSTOS DE VENTAS Y DISTRIBUCIÓN (10% de los costos total de operación)		
		\$1,152,449.79
INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO (5% de los costos totales de operación)		
		\$576,224.89
	TOTAL	\$1,758,350.26
COSTO TOTAL DE OPERACIÓN		
		\$11,524,497.86
COSTOS TOTALES (Ate)		\$13,282,848.12

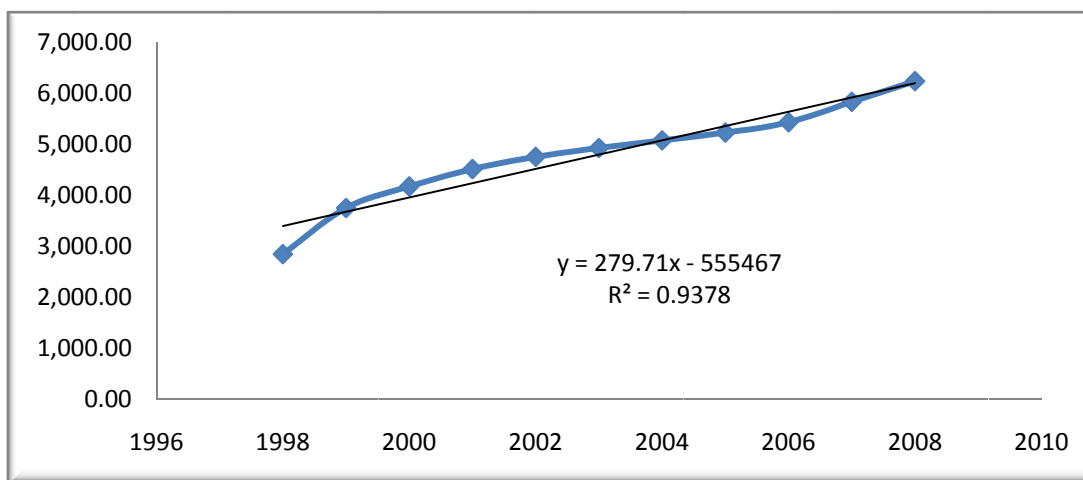
Ya que se han presentado los costos, se requiere conocer el precio de venta del Diesel en México, para poder estimar un ingreso debido a las ventas. A continuación se presenta una tabla con la evolución del precio en México.

Tabla 27

PRECIO DE VENTAS PROMEDIO EN MEXICO (PESOS/M3) ³³											
	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
DIESEL	2,843.26	3,746.93	4,169.06	4,508.26	4,748.00	4,921.31	5,071.09	5,222.34	5,425.24	5,826.07	6,229.62

Gráfica 13

Evolución del Precio



³³ SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA SECCIÓN: Información estadística; Hidrocarburos; petrolíferos. www.sie.energia.gob.mx

Con esta evolución del precio, se puede estimar un aproximado de precio promedio a lo largo del 2009 y en el futuro, es importante señalar que únicamente se utilizará el precio del 2009 para el análisis.

Tabla 28

PROYECCIONES AL PRECIO DE VENTAS PROMEDIO EN MEXICO (PESOS/M3)											
	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019
DIESEL	6,470.39	6,750.10	7,029.81	7,309.52	7,589.23	7,868.94	8,148.65	8,428.36	8,708.07	8,987.78	9,267.49

De acuerdo a la capacidad de planta establecida anteriormente y al precio proyectado en el 2009:

Volumen de ventas al año de Biodiesel	10,951.20	m ³ /año
--	-----------	---------------------

Así también, se ha tomado un tipo de cambio promedio Pesos/USD:

Tipo de Cambio al 14 de Marzo del 09	14.395
---	--------

Tabla 29

INGRESOS POR AÑO	
	2009
MILLONES DE PESOS	70.86
MILLONES DE DOLARES	4.92

Ahora y con lo obtenido anteriormente, se realizó una tabla de flujo de efectivo dando una TREMA del 12%.

TABLA DE FLUJO DE EFECTIVO.
Tabla 30 (USD)

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
<i>Inversión (USD)</i>	3,854,235.35										
<i>Costo directos (USD)</i>		10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174	10,994,174
<i>Costos indirectos (USD)</i>		876,059	876,059	876,059	876,059	876,059	876,059	876,059	876,059	876,059	876,059
<i>Gastos generales (USD)</i>		1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350	1,758,350
<i>Ventas</i>		4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441	4,922,441
<i>Utilidad bruta (USD)</i>		-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142	-8,706,142
<i>Depreciación (USD)</i>		385,424	385,424	385,424	385,424	385,424	385,424	385,424	385,424	385,424	385,424
<i>Utilidad neta (USD)</i>		-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566	-9,091,566
<i>ISR (30%)</i>		2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470	2,727,470
<i>RUT (10%)</i>		909,157	909,157	909,157	909,157	909,157	909,157	909,157	909,157	909,157	909,157
<i>Utilidad final (USD)</i>		-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769	-12,342,769
<i>VPN₀</i>	-3,854,235.35	-	-9,839,580	-8,785,339	-7,844,053	-7,003,618	-6,253,231	-5,583,242	-4,985,037	-4,450,926	-3,974,041
<i>TREMA</i>	12.00%		<i>TIR</i>	<i>NO HAY</i>				<i>VPN TOTAL</i>	-73,593,631		

Como se puede observar (Tabla 30, Pág. 67) el proyecto no es rentable, ya que se puede observar que los costos son muy elevados, con lo cual no se ha logrado obtener una TIR y se ha obtenido un VPN negativo el cual representa pérdidas. A continuación se presenta un análisis de sensibilidad.

Análisis de Sensibilidad

Tabla 31

Sensibilidad con Respecto a la Inversión (USD)		
<i>Porcentaje de Cambio</i>	<i>Inversión</i>	<i>TREMA 12</i>
30%	-5,010,505.96	-74,749,901
25%	-4,817,794.19	-74,557,190
20%	-4,625,082.43	-74,364,478
15%	-4,432,370.66	-74,171,766
10%	-4,239,658.89	-73,979,054
5%	-4,046,947.12	-73,786,343
0%	-3,854,235.35	-73,593,631
-5%	-3,661,523.59	-73,400,919
-10%	-3,468,811.82	-73,208,207
-15%	-3,276,100.05	-73,015,495
-20%	-3,083,388.28	-72,822,784
-25%	-2,890,676.52	-72,630,072
-30%	-2,697,964.75	-72,437,360
-50%	-1,927,117.68	-71,666,513
-70%	-1,156,270.61	-70,895,666

Gráfica 14

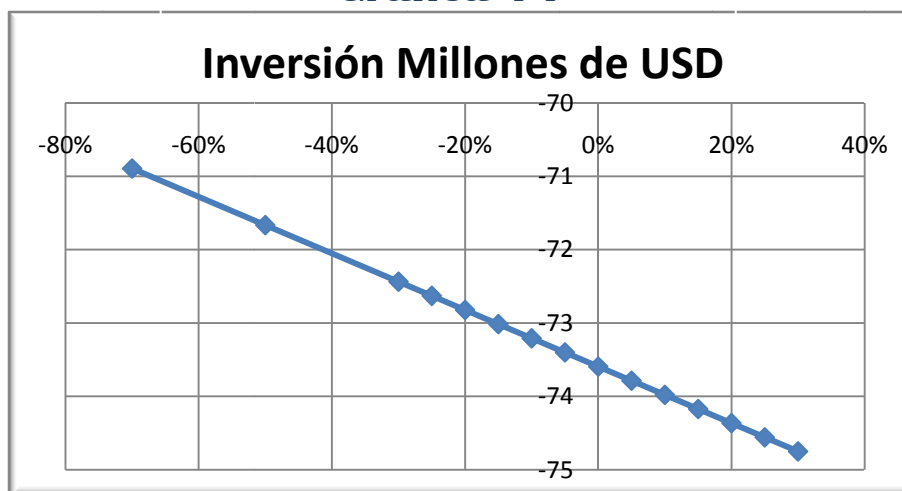


Tabla 32**Sensibilidad con Respecto a los Costos (USD)**

Porcentaje de Cambio	costos	TREMA 12
30%	-17,717,157.98	-105,935,535.01
25%	-17,035,728.82	-100,545,217.64
20%	-16,354,299.67	-95,154,900.27
15%	-15,672,870.52	-89,764,582.90
10%	-14,991,441.36	-84,374,265.53
5%	-14,310,012.21	-78,983,948.16
0%	-13,628,583.06	-73,593,630.79
-5%	-12,947,153.91	-68,203,313.42
-10%	-12,265,724.75	-62,812,996.05
-15%	-11,584,295.60	-57,422,678.68
-20%	-10,902,866.45	-52,032,361.32
-25%	-10,221,437.29	-46,642,043.95
-30%	-9,540,008.14	-41,251,726.58
-50%	-6,814,291.53	-19,690,457.10
-60%	-5,451,433.22	-8,909,822.36
-70%	-4,088,574.92	-156,226.94
-80%	-2,725,716.61	4,464,045.10

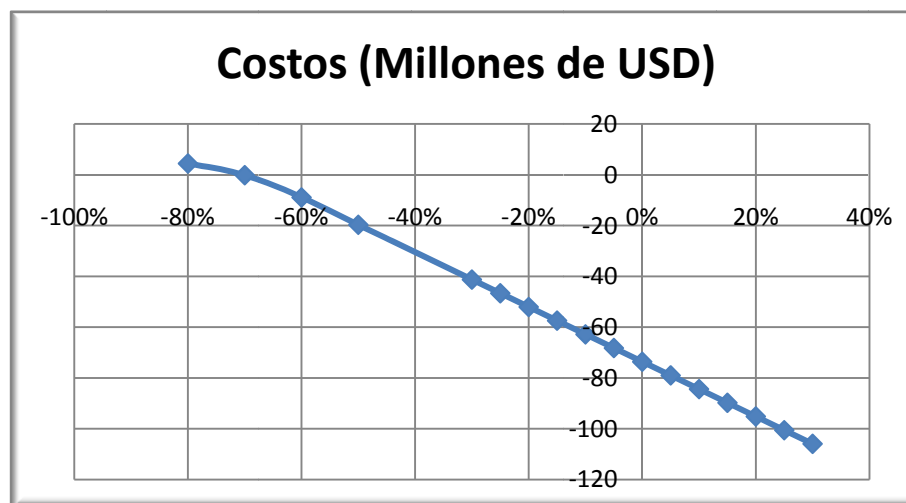
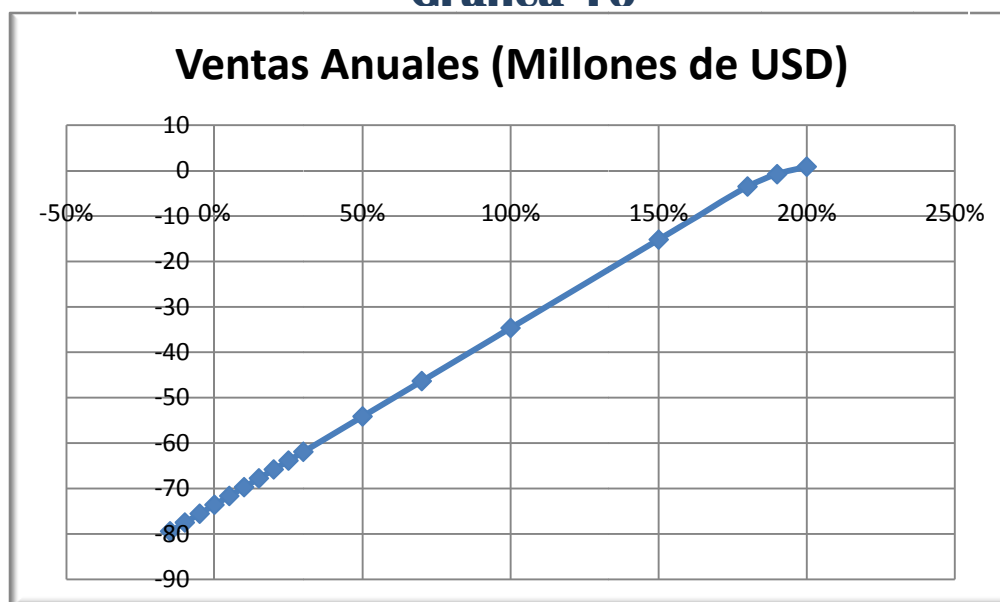
Gráfica 15

Tabla 33

Sensibilidad con Respecto a las ventas (USD)		
<i>Porcentaje de Cambio</i>	<i>Ventas Anuales</i>	<i>TREMA 12</i>
200%	14,767,322.33	877,334.72
190%	14,275,078.25	-791,438.57
180%	13,782,834.17	-3,505,152.46
150%	12,306,101.94	-15,186,565.51
100%	9,844,881.55	-34,655,587.27
70%	8,368,149.32	-46,337,000.33
50%	7,383,661.16	-54,124,609.03
30%	6,399,173.01	-61,912,217.74
25%	6,153,050.97	-63,859,119.91
20%	5,906,928.93	-65,806,022.09
15%	5,660,806.89	-67,752,924.26
10%	5,414,684.85	-69,699,826.44
5%	5,168,562.81	-71,646,728.62
0%	4,922,440.78	-73,593,630.79
-5%	4,676,318.74	-75,540,532.97
-10%	4,430,196.70	-77,487,435.14
-15%	4,184,074.66	-79,434,337.32

Gráfica 16

Como se puede observar, la evaluación económica de un planta de producción de biodiesel nos dice que actualmente la rentabilidad del proyecto es nula y que al contrario se requeriría un subsidio muy grande o una disminución de los costos muy fuerte y esto es debido, a que el precio de la materia prima es demasiado alta comparada con el precio de venta del diesel de petróleo. Lo que nos lleva a pensar en la posibilidad de algún acuerdo con el gobierno de Chiapas y el campo chiapaneco, a fin de poder obtener un mejor precio en la materia prima, principalmente en el aceite a cambio de poder dar crecimiento y activación del campo en Chiapas. Así también, se requeriría un análisis más a fondo de las regulaciones que nos podrían permitir la disminución de costos.

De igual forma y analizando la gráfica 16 (Pág. 70) de análisis con respecto a la variación de las ventas, observamos que se tendrían que incrementar las ventas en un 200%, pero sabemos que es imposible debido a que el análisis se encuentra realizado considerando que la planta está produciendo a su máxima capacidad, pero esto nos da una visión interesante del precio, ya que si lo que necesitamos es un aumento en los ingresos sin variar los costos, observamos que la mejor alternativa es el precio, por lo cual, se necesitaría un incremento del 200% en el precio de venta del biodiesel para obtener una rentabilidad mínima.

Lo cual nos lleva a analizar el precio dando los siguientes resultados (Tabla 34 Pág. 71):

Tabla 34

<i>PRECIO DEL BIODIESEL (pesos/m3)</i>	
	<i>2009</i>
PRECIO 200% ARRIBA	19,411.2
PRECIO 80/20	9,058.5
Incremento al Precio Necesario	2,588.16

Podemos observar en la tabla que el precio del biodiesel tendría que ser de 19,411.2 por metro cúbico, con lo cual, tendríamos rentabilidad y en cuanto al precio de la mezcla, tendría que ser de 9,058.5 por metro cúbico, con lo cual comparado con el precio al 2009, se requeriría un aumento de 2,588.16 pesos por metro cúbico, lo cual nos da la idea de que no es un precio muy alto, pero

acumulado con el consumo, si es un aumento considerable que el mercado no pagaría si puede tenerlo al precio de 6,470.39 pesos por metro cúbico, sin embargo, se podrían negociar algunos beneficios en multas e impuestos a empresas que consuman esta mezcla mas ambientalmente amigable.

Por otro lado, se sabe que el diesel de petróleo importado cuenta con un subsidio y se puede pensar en la posibilidad de sustituir ese diesel importado por biodiesel, y aun cuando los resultados arrojados en este estudio presentan que se requeriría un subsidio mayor, a cambio de éste, se estarían teniendo beneficios en la región chiapaneca, lo cuales son la generación de empleos y por lo tanto un mejor nivel de vida de la gente de esa región. Así como la activación industrial del mercado de los bioenergéticos.

Tabla 35

IMPORTACIONES Y VALOR DE LAS IMPORTACIONES ³⁴	
	2008
IMPORTACIONES M ³	4,196,766.6
VALOR DE LAS IMPORTACIONES MMdII	3,378.8
PRECIO POR M ³ DIESEL IMPORTADO dII/m ³	805.1
PRECIO POR M ³ DIESEL IMPORTADO \$/m ³	11,589.3

Tomando los datos históricos del precio de las importaciones (Tabla 35 Pág. 72), podemos proyectar un precio de importación de diesel promedio para el 2009, teniendo un resultado de 12,048.98 pesos por metro cúbico. Con lo cual, observamos que el subsidio al diesel está presente y que si combinamos esto con una reducción de costos, podremos llegar a un precio, en el cual se puede considerar una muy buena opción el comenzar con la comercialización de biodiesel. Así también, hay que considerar que esta evaluación es sensible a el tipo de cambio del dólar, ya que todos los costos son reportados y analizados en dólares y se ha tomado un precio de referencia de dólar de alrededor de los 14

³⁴ Secretaria de Energía; SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA Sección: Información estadística; Hidrocarburos, petrolíferos, Volumen de Ventas. www.sie.energia.gob.mx

pesos y si en algún momento la economía de nuestro país pudiera tener una mejor competencia con el dólar, nuestro proyecto se vería afectado de forma positiva.

Otra posibilidad a considerar y la cual se propone como estudio futuro para alcanzar la factibilidad económica, es la posibilidad de exportación del biodiesel, ya que en otros países principalmente europeos, el precio del diesel es sumamente alto, con lo cual, aún comercializando el diesel a 19,411.2 \$/m³, se tendría factibilidad económica. A continuación se muestran dos tablas comparativas de los precios del diesel en distintos países europeos, México y Estados Unidos.

Tabla 36³⁵

<i>PRECIOS INTERNACIONALES DE DIESEL POR LITRO (PROMEDIO 2008)</i>								
	Belgium	France	Germany	Italy	Netherlands	UK	US	México
USD/GALLON	6.77	7.17	7.43	7.57	7.29	8.38	3.86	1.72
PESOS/LITRO	24.59	26.04	26.99	27.50	26.48	30.44	14.02	6.23

Como se puede ver (Tabla 36 Pág. 73), en los países europeos se presenta un valor promedio de venta de diesel muy alto, siendo Inglaterra el más alto, ya que alcanzo el valor promedio de 30.44 pesos por litro o 8.38 dólares por galón. Lo que nos lleva a ver que la exportación a estos países con un precio de 19.42 pesos por litro de biodiesel, es un muy buen precio de exportación y una alternativa de negocio y factibilidad económica al proyecto, sin embargo esta deberá estudiarse con más detalle para determinar, si es la mejor opción de negocio.

Tabla 37³⁶

<i>PRECIOS INTERNACIONALES DE DIESEL POR LITRO (PROMEDIO 2009)</i>								
	Belgium	France	Germany	Italy	Netherlands	UK	US	México
USD/GALLON	4.58	4.78	5.07	5.15	4.81	5.45	2.20	2.06
PESOS/LITRO	16.64	17.36	18.42	18.71	17.47	19.80	7.99	7.47

³⁵ Energy Information Administration (EIA), *Official Energy Statistics from the U.S. Government*
<http://www.eia.doe.gov/emeu/international/prices.html#Diesel>, 2008

³⁶ Energy Information Administration (EIA), *Official Energy Statistics from the U.S. Government*
<http://www.eia.doe.gov/emeu/international/prices.html#Diesel>, 2009

En la tabla 37 (Pág. 73), se han presentado los precios promedio de lo que llevamos del 2009, en la cual se ve claramente una disminución significativa en los precios de venta del diesel, lo cual nos dice que aun cuando el precio del biodiesel es competitivo, y aun cuando podemos pensar en su exportación para mezcla o exportar, ya como mezcla al 20% con diesel importado, la búsqueda canales de distribución y negocio debe de seguir, ya que el continuo cambio y la adaptación que se debe tener a este, es parte de la realidad actual. Por lo tanto, no hay que olvidar la situación económica actual y la crisis que estamos viviendo y que es parte de nuestra realidad, ha hecho caer los precios del petróleo crudo, lo que vemos reflejado en esta disminución en los elevados precios europeos, sin embargo, con la esperada recuperación económica mundial, podemos esperar que estos precios aumenten, lo que daría nuevamente valores más altos en los precios europeos de diesel y por lo tanto nos incluiría nuevamente en un panorama de exportación altamente competitivo.

Es muy importante recordar que la idea principal de esta evaluación es dar una visión de la situación actual y dar ideas y alternativas para una futura investigación y así poder tener una idea de que factores afectan a la rentabilidad de nuestro proyecto. Por lo cual, es importante saber que aún cuando pareciera que actualmente, no es factible económicamente el proyecto. Existen muchas alternativas que pueden estudiarse a fondo y aplicarse juntas, de tal forma que se encuentre el camino correcto para avanzar y adentrar a nuestro país en la competencia de los bioenergéticos.

DISCUSION DE RESULTADOS

Hemos observado debido a la investigación realizada que el biodiesel es un combustible que técnicamente sirve en motores diesel y que nos ofrece beneficios ambientales, así como se ha mostrado que el sector transporte es el sector con mayor demanda de diesel en el país, por lo cual, el biodiesel es un perfecto biocombustible para este sector.

Vemos que otros países ya se han adentrado en la producción de este bioenergético, en el mismo sector al que nos estamos enfocando y ha tenido éxito, de lo contrario, ya se hubiera optado por descartarlo como opción energética medioambientalmente amigable.

Por lo que en este estudio se ha optado por proponer la introducción de este bioenergético a México, mediante su introducción al Distrito Federal, con su función como aditivo al 20%, ya que es un excelente lugar para probar su efectividad, así como, la demanda que se requiere en esta entidad, es una demanda que se puede cubrir con producción de materia prima nacional, es decir, se requiere el 14% de la producción nacional de aceite de palma para cubrir la producción de biodiesel del D.F, en cambio, si se pretendiera cubrir el 20% o incluso el 5% de la demanda total del sector transporte a nivel nacional, sería imposible cubrirla, aún destinado la producción total nacional de aceite de palma a la producción de biodiesel y aún cuando se pensara en algún panorama en el cual se pudiera cubrir esta demanda, la introducción de biodiesel en México se podrá evaluar de mejor forma, si se va desarrollando con una introducción paulatina.

Así también, hemos observado que mediante el consumo de producción nacional de aceite de palma, directamente se impacta al crecimiento del campo mexicano, específicamente a Chiapas en el sector de la palma de aceite, con un crecimiento del 14%.

Adentrándonos en el proceso, se ha optado por el proceso continuo con una esterificación ácida como pre-tratamiento, para una posterior transesterificación básica ya que nos ofrece algunas ventajas con respecto a otros procesos

considerados, como disminución de la posibilidad de saponificación debido a la disminución de los ácidos grasos y nos evita trabajar con condiciones críticas, lo cual implícitamente crea un proceso más seguro y equipos más económicos ya que a condiciones extremas se requieren equipos diseñados especialmente para las condiciones.

En cuanto a las materias primas, se ha sugerido un método de recepción, de acuerdo a los métodos comúnmente utilizados, sin embargo, esto no entra dentro de los límites de batería de este proyecto.

Así también se ha simulado el proceso para tener una noción más clara del proceso y conocer un poco más a fondo las demandas del proceso y las demandas de los equipos.

Se ha propuesto material de fabricación del equipo de acuerdo a las necesidades del proceso y debido a que en algunos se maneja ácido sulfúrico con una concentración menor al 10%, se ha tenido que sugerir una aleación que sea lo suficientemente resistente para la corrosión que el ácido sulfúrico a esta concentración provoca, obteniendo una aleación que contenga molibdeno, así también, se ha sugerido el níquel ya que este es resistente con ciertas consideraciones, las cuales serán mejor sugeridas y especificadas por el fabricante y proveedor del equipo.

Se ha creado un diagrama de flujo de proceso para tener una clara visión de proceso, ya que este nos concreta de manera clara el proceso y se ha propuesto una lista de equipo dimensionada de acuerdo a las necesidades del proceso y obtenidas de la simulación.

Se han estimado de manera básica, los requerimientos de los servicios auxiliares y en base a eso se han creado los diagramas de los servicios correspondientes.

Se hizo un diagrama preliminar de tubería e instrumentación en donde se proponen los controladores necesarios para dar estabilidad al proceso, así como se seleccionó el material de tubería necesario que al igual que los equipos, requieren una aleación resistente a la alta corrosión del ácido sulfúrico y se ha propuesto un material que al igual que en los equipos, será perfeccionado de acuerdo a la mejor recomendación del fabricante y proveedor del material.

En cuanto al estudio de factibilidad económica, observamos que al momento, no es rentable el proyecto debido a los altos costos que implica el proceso y los altos costos que actualmente tienen las materias primas. Sin embargo, se han propuesto algunas alternativas de futuro estudio y trabajo, mediante los cuales, se podría adquirir algún tipo de solvencia económica y aún cuando esta solvencia fuera mínima o se requiriera un subsidio similar al de las importaciones, los beneficios que crearán en el campo y el crecimiento industrial que esta planta puede generar al país, es un excelente factor que nos ayudaría a justificar en algún punto la solvencia económica mínima. Así como sería importante considerar la factibilidad social que esta planta nos podría dar al elevar el nivel de vida de las personas de la zona.

Finalmente, es importante aclarar que el Plano de Localización del Equipo, no se desarrollará, ya que el detalle al que se requiere llegar, para poder ubicar a los equipos dentro de un espacio determinado, es un trabajo que se requerirá perfeccionar en trabajos futuros.

Conclusiones

En este estudio se desarrollaron una gran cantidad de temas basados en la ingeniería de proyectos, ya que la implantación y desarrollo de una planta de transformación química, es un tema que implica un extenso trabajo e investigación, así como una gran cantidad de especialidades y profesiones técnicas, administrativas e incluso humanísticas.

De acuerdo a los temas desarrollados, observamos que este proyecto está realizado en base a un tema muy controversial, sin embargo, es un proyecto que ya se ha ejecutado en otros países como Estados Unidos, España, Brasil, Alemania, etc. En los cuales, la producción de biodiesel y su implantación en dichos países, se ha llevado a cabo mediante su uso como aditivo al diesel de petróleo como se propone en el presente estudio. Generando un indudable crecimiento económico y agrícola en cada uno de estos países, traducido a un mejor nivel de vida en la gente.

Por lo cual, iniciar el desarrollo de una planta de biodiesel en México, es un pequeño paso al que es indispensable sumarnos en el desarrollo y competencia industrial que actualmente se ha llevado a cabo en el mundo y lo que ha llevado a los países a un nivel más industrializado. El adentrarnos en la producción de biodiesel, comienza por generar industria en nuestro país, una alternativa energética que incluso puede llevar a la sustitución del diesel de petróleo a largo plazo o simplemente para la sustitución de las importaciones de diesel de petróleo que cada vez son más grandes. Pero principalmente nos da una alternativa para generar crecimiento agrícola e industrial y por consecuencia, un mejor nivel de vida.

Este proyecto, nos da una visión de los pasos básicos de ingeniería de proyectos y una idea general del trabajo de ingeniería que implica la implantación de una planta de biodiesel en México, así como los principales problemas a resolver en la implantación y vida de la planta.

Así como propone un método de implantación probado en otros países, que es el aditivo al 20% con el diesel de petróleo, nos da un sector para su implantación y prueba, el Distrito Federal, el cual incluso se ve beneficiado por lo medioambientalmente amigable que el biodiesel puede llegar a ser.

Nos propone una localización de la planta, generando un desarrollo al gran potencial del campo de esa región y a la ayuda que necesita la gente en esa zona. Así también, nos propone un proceso, el cual es eficiente y efectivo; y una base de la estructura que la planta debe tener.

Y aun cuando bajo la rentabilidad estudiada en el presente trabajo, nos diría que es un proyecto no rentable, la realidad en nuestro país, es que el diesel de petróleo es relativamente más barato comparado con los países europeos, debido a los subsidios que el gobierno nos da. Y por lo tanto, el estudio de las soluciones propuestas y la búsqueda de nuevas soluciones para la factibilidad económica del proyecto es parte del trabajo que se requiere realizar para poder adentrarnos en la producción de biodiesel.

Con lo cual, podemos decir que este estudio nos ha dado esa visión básica de lo que implica un trabajo de ingeniería de proyectos en la implantación de la planta de Biodiesel México, así como nos da una serie de propuestas e ideas tanto de introducción al mercado, como de proceso y producción, y de los problemas necesarios a resolver, lo cual nos da una visión y un conjunto de ideas, para iniciar a México en la producción de los bioenergéticos, específicamente en el biodiesel.

Bibliografía

CORPORACIÓN PARA EL DESARROLLO INDUSTRIAL DE LA BIOTECNOLOGÍA (CORPODIB), “ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS DE PRODUCCION DE BIODIESEL”, Avenida 15 No. 106 – 50. Oficina 401. Bogota, Colombia, . (PAG 324 y 325.) www.corpodib.com

Omar Masera Cerutti (Coordinador de los Consultores), et al. (Noviembre 2006), “POTENCIALES DE VIABILIDAD DEL USO DE BIOETANOL Y BIODIESEL PARA EL TRASPORTE EN MEXICO”, (Proyectos ME-T1007 – ATN/DO-9375-ME y PN 04.2148.7-001.00), Secretaría de Energía, (pág. 56, 58 y 59). www.sener.gob.mx/ Secretaria de Energía; “SISTEMA DE INFORMACION ENERGETICA SECCION: Información estadística; Hidrocarburos; petrolíferos”, 1996-2008, Abril 2009, www.sie.energia.gob.mx

COMISION DE LAS COMUNIDADES EUROPEAS PRODESIS-SDS (2005), “ESTUDIO DE VIABILIDAD PLANTACIONES DE PALMA AFRICANA EN LA REGIÓN DE LA SELVA”, GOBIERNO DEL ESTADO DE CHIAPAS, (Pág. 19, 29), www.chiapas.gob.mx/

Ing. J. Larosa Rodolfo, “PROCESOS PARA LA PRODUCCION DE BIODIESEL”, Instituto Nacional de Investigación agropecuaria (INIA), Uruguay, <http://www.inia.org.uy> (PAG. 5)

Schuchardt, U., Sercheli, R. & Vargas, R.M., (1998). “*Transesterification of Vegetable Oils*” . J. Braz. Chem Soc. Vol. 9 N° 1 .

García Camus Juan Manuel, García Laborda José Ángel, “BIOCARBURANTES LIQUIDOS: BIODIESEL Y BIOETANOL”, Dirección General de Universidades e

Investigación, Comunidad de Madrid, M-30985-2006, (Pág. 50, 51, 52, 53, 54)
www.madrimasd.org

Norma-Europea-EN14214 CARACTERISTICAS BIODIESEL

Dennis Strayer, Chairman, et.al, "*FOOT AND FAT OILS*", Novena edición,
 Institute of Shortening and Edible Oils, 1750 New York Avenue, NW, Suite 120,
 Washington, DC 20006, (Pág. 32) <http://www.iseo.org/foodfats.htm>.

Willia D. Baasel, "*PRELIMINARY CHEMICAL PLANT DESINGS*", Ohio University,
 Elsevier, (Pág 164,165).

Carl R. Branan, Editor, Gulf Professional, "*Rules of Thumes for Chemical
 Engineers*", Third Edition, British Library Cataloguing-in-Publication Data, Pág 6.

Y. Zhang a, M.A. Dub_e a, D.D. McLean a,* , M. Kates b. "*Biodiesel production
 from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment*".
 Department of Chemical Engineering, University of Ottawa, Ottawa, Ont., Canada
 K1N 6N5. ELSEVIER.

Y. Zhang a, M.A. Dub_e a, D.D. McLean a,* , M. Kates b. "*Biodiesel production
 from waste cooking oil: 2. Economic, assessment and sensitivity analysis*",
 Department of Chemical Engineering, University of Ottawa, Ottawa, Ont., Canada
 K1N 6N5. ELSEVIER. Pag, 4-8

Peters Klaus D. Timmerhaus, "*PLANT DESING AND ECONOMICS FOR
 CHEMICAL ENGINEERS*", Mc GRAW HILL INTERNATIONAL EDITIONS,
 Chemical and Petroleum Engineering series, Fourth Edition, Max S., University of
 Colorado. Pág 440.

The American society of mechanical engineers, (2008). “ASME B31.3-2006, *Process Piping Code for Pressure Piping, B31*”, Three Park Avenue • New York, NY 10016 Pág 165.

Instrument Society of America (ISA), 2002, “ISA–S5.5–1985, *Graphic Symbols for Process Displays*”, Document provided by (License) INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO/3139900100, The Instrumentation, Systems, and Automation Society Triangle Park, North Carolina 27709, ISBN 0-87664-935-5. Pág, 17-37.

Pemex Exploración y Producción, UNIDAD DE NORMATIVIDAD TECNICA, (1999) “*ESPECIFICACIÓN TÉCNICA PARA PROYECTO DE OBRAS, SIMBOLOGÍA DE EQUIPO DE PROCESO (PROCESS EQUIPMENT SYMBOLS)*”, PRIMERA EDICION Petróleos Mexicanos (Pemex), Col. Verónica Anzures, México, D.F. C.P. 11300, P.2.0401.01, Pág., 8,9, 15-17, 19.

CHEMICAL ENGINEERING, “*Economic Indicators, MARSHALL & SWIFT and EQUIPMENT COST INDEX, 2008, 2004, 2002*”; CHEMICAL ENGINEERING PLANT, COST INDEX (CEPCI). <http://www.che.com/>

Energy Information Administration (EIA), “*Official Energy Statistics from the U.S. Government*” (1998 – 2008), Mayo 2009.

<http://www.eia.doe.gov/emeu/international/prices.html#Diesel>,

<http://www.eia.doe.gov/>

APÉNDICE

Imágenes de la simulación del proceso de producción del Biodiesel a partir de aceite de palma.

El simulador ha sido muy útil en el proceso, ya que mediante este se realizó gran parte del trabajo de cálculo y dimensionamiento necesario para este estudio, al igual, nos dió una visión más clara y estructurada del proceso, y de igual forma, nos da un balance de materia y energía.

La simulación en nuestro estudio, fue el primer paso para generar en base a los datos encontrados, el proceso, DFP, DTI, los servicios auxiliares e incluso el plano de arreglo general.

Debido a la gran cantidad de temas desarrollados, la simulación fue una excelente herramienta para generar la base de este estudio. Y aún cuando gran parte de lo calculado se tiene que detallar esto quedara para trabajos posteriores y el simulador nos da parámetros con los cuales podemos iniciar un estudio como este, ya que como se menciona al inicio, el fin de este trabajo es dar una idea del trabajo de ingeniería necesario para el desarrollo de una planta de Biodiesel así como la propuesta de un mercado para su introducción.

Durante la simulación, se requirió usar de cajas hipotéticas, ya que en la literatura se encontró que la extracción en la esterificación se realiza al totalmente³⁷, pero Hysys, no logra simular de manera correcta esta extracción, con lo cual fue necesario colocar cajas negras llamadas Short Cut que realizan la separación a la eficiencia deseada.

A continuación se presenta la simulación del proceso en realizada en HYSYS 3.2.

³⁷ Y. Zhang a, M.A. Dub_e a, D.D. McLean a,* , M. Kates b. *Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment*. Department of Chemical Engineering, University of Ottawa, Ottawa, Ont., Canada . Pág 11.

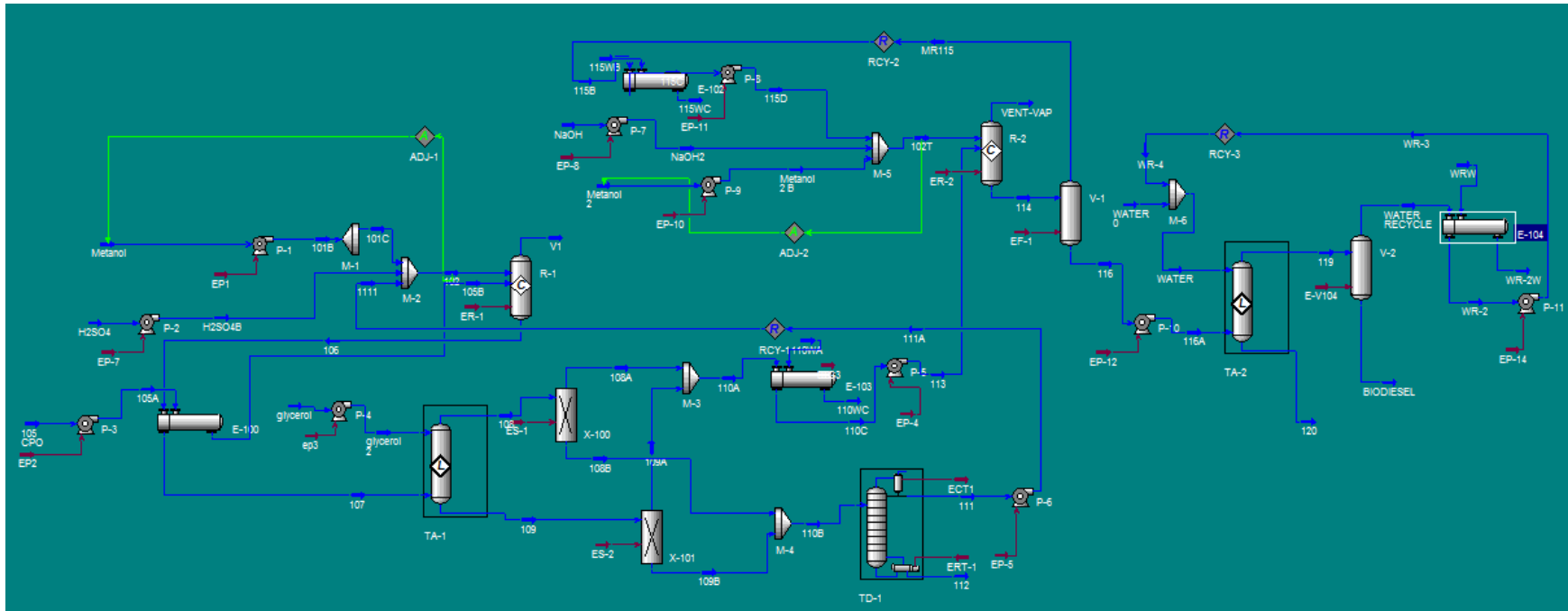


Imagen A1

PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL (SIMULACIÓN EN HYSYS)

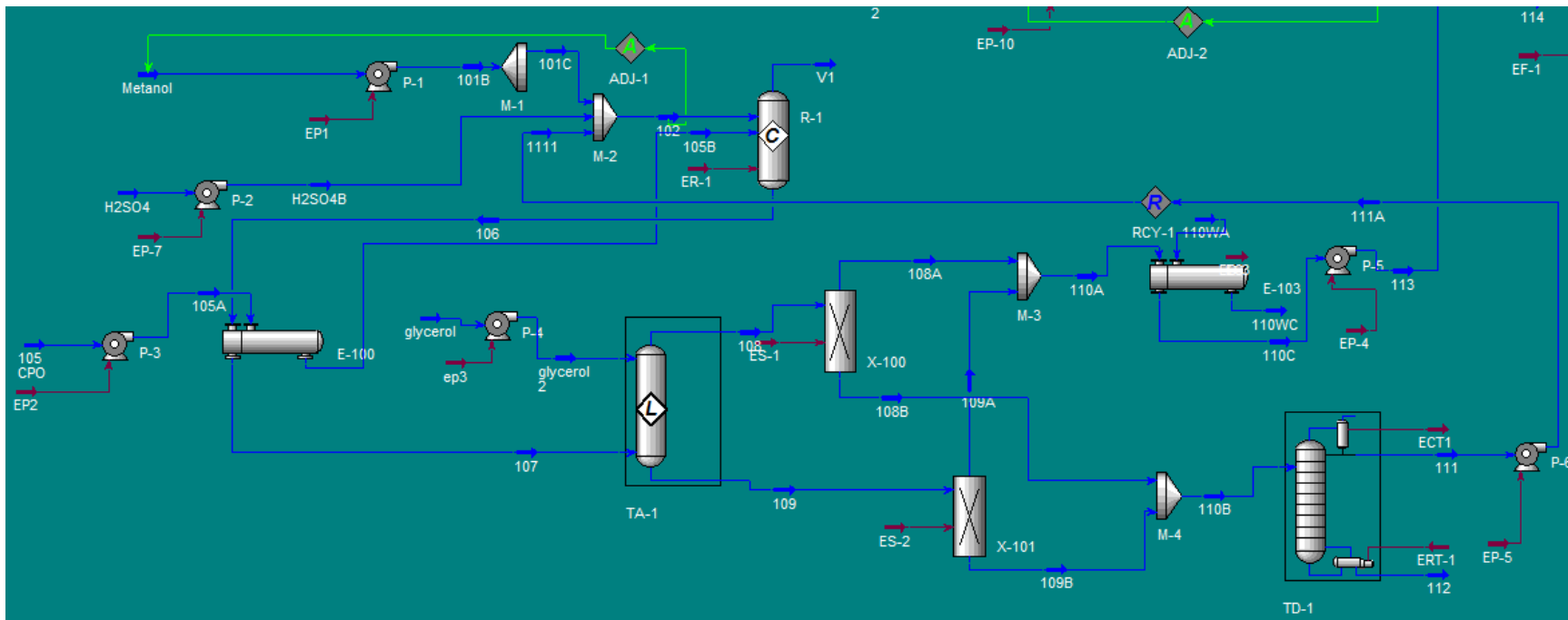


Imagen A2

ESTERIFICACIÓN

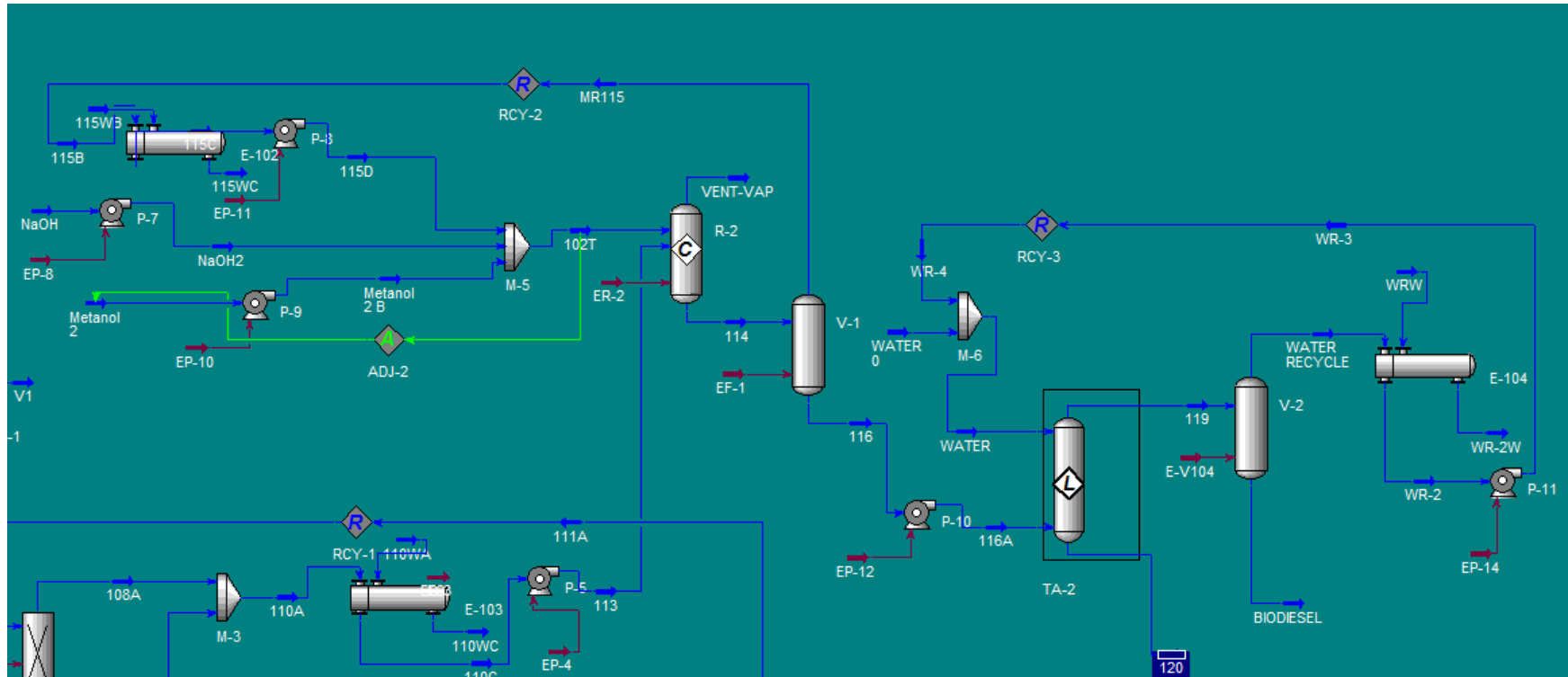


Imagen A3

TRANSESTERIFICACIÓN

Tabla A1

TABLA DE MATERIALES RECOMENDADOS PARA SUSTANCIAS CORROSIVAS.

Chemical	Metals								Nonmetals					Acceptable nonmetallic gasket materials
	Iron and steel	Cast iron (Ni-resist)	Stainless steel		Nickel	Monel	Red brass	Aluminum	Industrial glass	Carbon (Karbate)	Phenolic resins (Havveg)	Acrylic resins (Lucite)	Vinylidene chloride (Saran)	
			18-8	18-8 Mo										
Sodium carbonate	A	A	A	A	A	A	C	C	C	A	A	X	.	a, c, d, e, f
Sodium chloride	A	A	C	C	A	A	C	C	A	A	A	.	.	a, c, d, e, f
Sodium hydroxide	A	A	A	A	A	A	C	X	C	A	A	A	C	a, c, d, f
Sodium hypochlorite	X	C	C	A	C	C	C	X	A	C	X	.	A	b, c, d, f
Sodium nitrate	A	A	A	A	A	A	C	A	A	A	A	.	.	b, c, d, e, f
Sodium sulfate	A	A	A	C	A	A	A	A	A	A	A	...	A	a, c, d, e, f
Sodium sulfide	A	A	C	A	A	A	X	X	C	A	A	.	.	a, e, f
Sodium sulfite	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	.	.	a, e, f
Sodium thiosulfate	C	.	A	A	A	A	C	C	A	A	A	...	A	a, c, d, e, f
Stearic acid	C	A	A	A	A	A	C	A	A	A	A	.	.	a, e, f
Sulfur	A	C	C	C	C	C	C	C	A	A	A	.	.	a, e, f
Sulfur dioxide	C	C	C	C	C	C	C	A	A	A	A	.	A	a, f
Sulfuric acid (98 % to fuming)	A	C	x	C	x	X	X	C	A	X	X	X	C	b, f
Sulfuric acid (75-95 %)	A	C	x	X	X	C	X	X	A	C	X	X	C	b, f
Sulfuric acid (10-75 %)	X	C	x	X	C	C	X	X	A	A	C	C	A	b, f
Sulfuric acid (<10 %)	X	C	X	C	C	C	C	C	A	A	C	A	A	a, b, c, e, f
Sulfurous acid	X	.	C	A	X	X	C	C	A	A	A	...	C	b, c, d, e, f
Trichloroethylene	C	A	C	A	A	A	C	C	A	A	A	...	C	a, f
Zinc chloride	C	C	C	X	A	A	X	C	A	A	.	b, c, d, e, f
Zinc sulfate	C	A	A	A	A	A	C	C	b, c, d, e, f

³⁸Peters Klaus D. Timmerhaus, *PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS*, University of Colorado. Pág 440.

Tabla A2³⁹

Materiales de construcción de tubería.

Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi		Min. Temp.													
						Tensile	Yield	to 100	200	300	400	500	600								
Stainless Steel (3)(4) (Cont'd)																					
Pipes and Tubes (2) (Cont'd)																					
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP347	...	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3								
Type 347 A 240	A 358	8	347	(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP347	(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP347	(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP348	...	-325																
Type 348 A 240	A 358	8	348	(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP348	(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP348	(30)(36)	-325																
23Cr-13Ni	A 451	8	CPH10 or CPH20	(12)(14)(28)(35)(39)	-325									70	30	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2
25Cr-20Ni pipe	A 312	8	TP310	(28)(29)(35)(39)	-325									75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2
Type 310S A 240	A 358	8	310S	(28)(29)(31)(35)(36)																	
18Cr-10Ni-Cb	A 451	8	CPF8C	(28)	-325	70	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.3	18.3								
18Cr-10Ni-Ti pipe smls ≤ 3/8 in. thk; wld	A 312	8	TP321	(28)(30)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.3	18.3								
Type 321 A 240	A 358	8	321	(28)(30)(36)																	
18Cr-10Ni-Ti pipe ≤ 3/8 in. thick	A 376	8	TP321																		
18Cr-10Ni-Ti pipe	A 409																				
18Cr-10Ni-Ti pipe ≤ 3/8 in. thick	A 376	8	TP321H	(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Ti pipe smls ≤ 3/8 in. thk; wld	A 312	8	TP321H	...	-325																
16Cr-12Ni-Mo tube	A 269	8	TP316	(14)(26)(28)(31)(36)	-425	75	30	20.0	20.0	20.0	19.3	17.9	17.0								
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 312	8	TP316	(26)(28)	-425																
Type 316 A 240	A 358	8	316	(26)(28)(31)(36)	-425																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 376	8	TP316	(26)(28)(31)(36)	-425																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 409	8	TP316	(26)(28)(31)(36)	-425																
18Cr-3Ni-3Mo pipe	A 312	8	TP317	(26)(28)	-325																
18Cr-3Ni-3Mo pipe	A 409	8	TP317	(26)(28)(31)(36)	-325																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 376	8	TP316H	(26)(31)(36)	-325																
16Cr-12Ni-2Mo pipe	A 312	8	TP316H	(26)	-325	75	30	20.0	20.0	20.0	19.3	17.9	17.0								
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP347H	(30)(36)	-325	75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3								
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP347	(28)	-425																
Type 347 A 240	A 358	8	347	(28)(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP347	(28)(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP347	(28)(30)(36)	-425																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP348	(28)	-325																
Type 348 A 240	A 358	8	348	(28)(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 376	8	TP348	(28)(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 409	8	TP348	(28)(30)(36)	-325																
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP347H] ...	-325									75	30	20.0	20.0	20.0	20.0	19.9	19.3
18Cr-10Ni-Cb pipe	A 312	8	TP348H																		

³⁹The American society of mechanical engineers, (2008). *ASME B31.3-2006, Process Piping Code for Pressure Piping*, B31, Pag. 165.

TABLA A3

FACTORES DE CONVERSIÓN

CONVERTIDOR DE MASA		
Kg	Ton	lb
1	0.001	2.20462

CONVERTIDOR DE VOLUMEN			
Barril	Litros	M³	ft³
1	158.9873	0.158987	5.61456

GLOSARIO

Palma Africana o Palma de Aceite⁴⁰ - *Elaeis guineensis*, comúnmente llamada palma africana de aceite o palma aceitera, es una especie del género *Elaeis*. Como todas las especies de su género *Elaeis* posee un tronco alto y único.

Es una planta perenne, alcanzando más de 100 años, pero bajo cultivo solo se le permite llegar hasta los 25 años, que es cuando alcanza los 12 m de altura. En estado natural llega a superar los 40 metros.

Los frutos se agrupan en una fruticencia, una drupa, cubiertos con un tejido ceroso llamado exocarpio, una pulpa denominada mesocarpo y una estructura dura y



redonda, en cuyo interior se aloja una almendra, denominada endocarpio, que es la que protege el embrión.

Aceite de Palma⁴¹ - El Aceite de palma se trata de un aceite de origen vegetal obtenida del mesocarpo de la fruta de la palma *Elaeis guineensis*

⁴²

Imagen G1

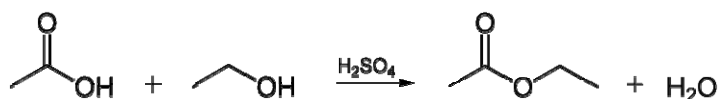
Esterificación⁴³ - Se denomina esterificación al proceso por el cual se sintetiza un éster. Un éster es un compuesto derivado formalmente de la reacción química entre un ácido carboxílico y un alcohol. Dada la importancia de los ésteres se han desarrollado muchos procesos para obtener ésteres. El más común es el calentamiento de una mezcla del alcohol y del ácido correspondiente en presencia de cantidades catalíticas de ácido sulfúrico, utilizando el reactivo más económico en exceso para aumentar el rendimiento de la reacción (esterificación de Fischer). El ácido sulfúrico sirve en este caso tanto de catalizador como de sustancia higroscópica que absorbe el agua formada en la reacción (a veces es sustituido por ácido fosfórico concentrado).

⁴⁰ http://es.wikipedia.org/wiki/Elaeis_guineensis, Abril 2009

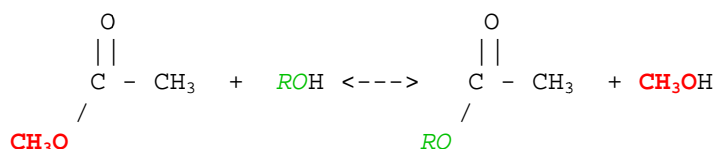
⁴¹ http://es.wikipedia.org/wiki/Aceite_de_palma, Abril 2009

⁴² <http://aupec.univalle.edu.co/informes/mayo98/sana.html>, Abril 2009

⁴³ <http://es.wikipedia.org/wiki/Esterificacion>, Abril 2009



Transesterificación⁴⁴ - La transesterificación es el proceso de intercambiar el grupo alcoxi de un éster por otro alcohol. Estas reacciones son frecuentemente catalizadas mediante la adición de un ácido o una base.



Grupo Alcoxi⁴⁵ - En química, un grupo alcoxi es un grupo alquilo unido a un átomo de oxígeno, es decir, RO-. En donde R es el grupo alquilo.

Grupo alquilo⁴⁶ - El grupo alquilo (de alcano y la terminación ilo) es un grupo funcional orgánico formado por la eliminación de un átomo de hidrógeno de un hidrocarburo. Un miembro del grupo alquilo puede formarse a partir de los alcanos. Estos grupos siempre se encuentran unidos a otro átomo o grupo.

A continuación se dan los nombres de algunos grupos alquilo típicos:

- Metilo -CH₃
- Etilo -CH₂CH₃
- Propilo -CH₂CH₂CH₃
- Isopropilo -CH(CH₃)₂
- Terc-butilo -C(CH₃)₃

⁴⁴ <http://es.wikipedia.org/wiki/Transesterificacion>, Abril 2009

⁴⁵ http://es.wikipedia.org/wiki/Grupo_alcoxi, Abril 2009

⁴⁶ http://es.wikipedia.org/wiki/Grupo_alquilo, Abril 2009