

Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas

Facultad Química-Farmacía

Departamento de Ingeniería Química



Trabajo de Diploma

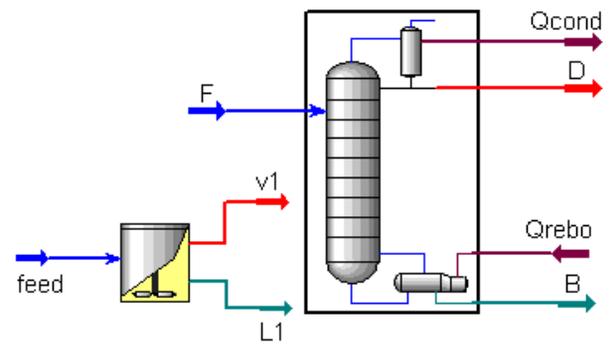
Título: Propuesta de una planta piloto para la producción de biodiesel a partir de aceite procedente de microalgas marinas.

Autor: Yoisel Bueno Broterson.

Tutora: Dr. C. Gretel Villanueva Ramos.

2011 – 2012

“Año 54 de la Revolución”

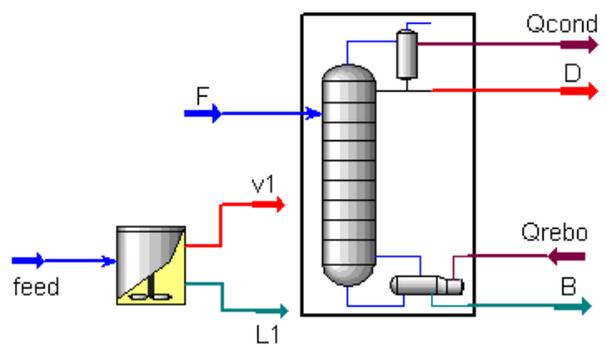


Pensamiento

Pensamiento

...La ciencia no es, ni misterio de iniciados, ni privilegio de los aristócratas de la mente, sino el medio único que tiene el hombre para explicarse las leyes de la vida...

José Martí



Dedicataria

Dedico esta tesis con todo el amor que merecen

A la memoria de mi abuela María Cristina, por ver su anhelo hecho realidad y que siempre está presente en mi corazón.

A la memoria de Luis Manuel Escobar González, donde quiera que esté y que nunca me he olvidado de él.

A mi Madre, por el infinito amor que me brinda, por tantos desvelos, por todos los sacrificios, y porque la amo.

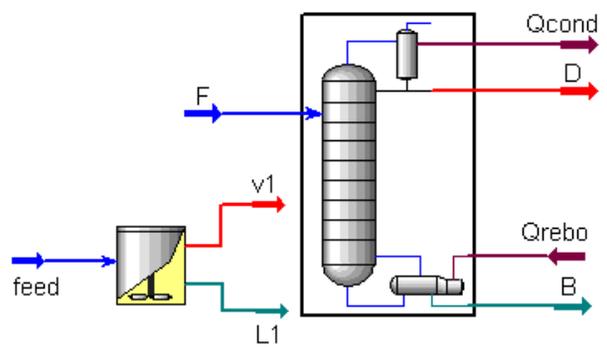
A mi Padre, por esa inmensa confianza que ha depositado siempre en mí y que igualmente lo amo.

A mi hermana Yarisel, porque no puedo estar más orgulloso de ella, para que le sirva de guía y ejemplo en el ya corto camino que le queda por recorrer.

A mi tío Roberto por su apoyo constante y sus enseñanzas, y que siempre lo tengo presente en mi memoria.

A Ideliza, por su apoyo durante todo este tiempo.

A Lisi, por su sonrisa de cada día e inagotable fuente de amor, por estos maravillosos años juntos apoyándome y por su enorme comprensión.



Agradecimientos

Agradecimientos

A mis padres, por su apoyo, cariño y constante preocupación hacia mí durante todos estos años, facilitando así que hoy se haga realidad este sueño.

A mi tutora Dra. Gretel Villanueva Ramos, por brindarme todo el tiempo y el apoyo necesario en la realización de este trabajo.

A toda mi familia por su apoyo incondicional y en especial a mi tío Roberto por estar siempre.

A mis amigos y hermanos del Camagüey, especialmente a Reisel, Yoan (el Negro), el Gordo Yunier y a Santiago (mi padre en la UCLV), por los grandes momentos compartidos, las alegrías y las tristezas, y que siempre los tendré presente.

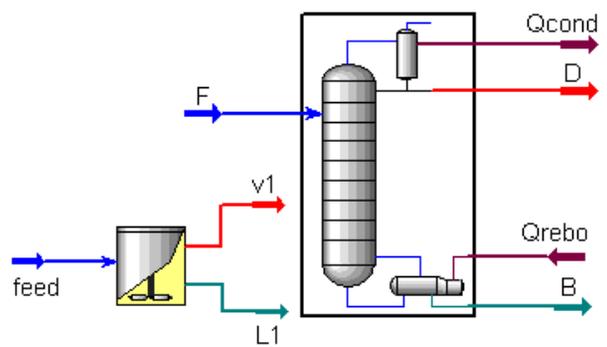
A Lisi y a Zeinab por su apoyo constante y ayuda desinteresada durante todo este trayecto en la UCLV.

A mi amigo Eduardo (el Indio) por su apoyo durante todo este tiempo y ayudarme cada vez que lo necesité.

A mis amigas del bedel, la secretaria, la biblioteca, el almacén de libros y la administración de la facultad, por prestarme su ayuda desinteresada.

A los amigos que he conocido durante estos maravillosos años, les deseo que logren todas sus metas y lleguen a ser excelentes profesionales.

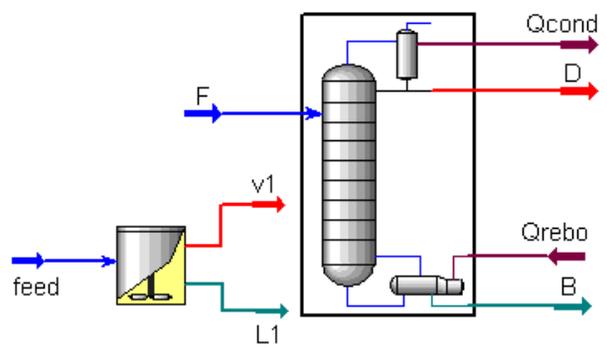
A todas aquellas personas, que de alguna forma u otra, me ayudaron a realizar este trabajo. Muchas gracias.



Resumen

Resumen

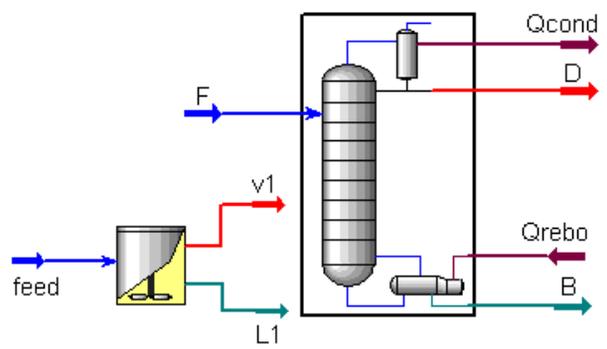
El trabajo está encaminado a realizar el estudio preliminar de la producción de biodiesel a partir de aceite procedente de microalgas marinas. Se realizó una búsqueda bibliográfica con vistas a seleccionar la variante de producción más factible, así como las materias primas para llevar a cabo el proceso, donde se determina que la más adecuada es la especie Isocrhysis galbana y el proceso de producción de biodiesel a partir de la catálisis ácida y básica. Además se realizaron los balances de masa del proceso tecnológico, así como la propuesta tecnológica de una planta piloto con el dimensionamiento de los equipos que la conforman, obteniéndose como resultado que el proceso es factible técnicamente y que a partir de 100 kg de alga seca es posible obtener 27,34 kg de biodiesel. Posteriormente se hace un estudio de factibilidad económica, que muestra que para esta escala el proceso no es factible sin el aprovechamiento de los componentes presentes en los coproductos.



Abstract

Abstract

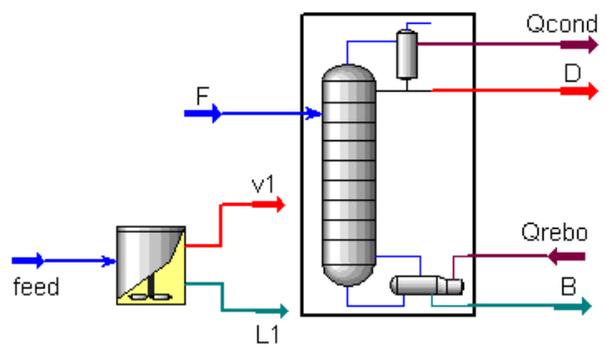
Work is underway to conduct a preliminary study of the production of biodiesel from oil derived from marine microalgae. A literature search was performed in order to select the most feasible alternative production and raw materials to carry out the process, where it is determined that the best is the kind *Isocrhysis galbana* and biodiesel production process from acid and base catalysis. We also carried out mass balances of the technological process and the technological proposal of a pilot plant with equipment sizing it up, yielding the result that the process is technically feasible and from 100 kg of dried seaweed is possible to obtain 27.34 kg of biodiesel. Later a financial feasibility study, which shows that the process for this scale is not feasible without the use of the components present in the co-products.



Indice

INDICE	Pág.
Introducción	1
Capítulo 1:Revisión bibliográfica	3
1.1-Generalidades del biodiesel	3
1.2-Fuentes de producción de biodiesel	5
1.3-Producción de biodiesel a partir de algas	5
1.3.1-Características generales de las microalgas.	5
1.3.2-Características relevantes de los cultivos microalgales para la producción de biodiesel	7
1.4-Ventajas del biodiesel producido a partir de algas	9
1.5-Especies de algas que producen aceite	9
1.5.1-Características de la microalga Isochrysis galbana	10
1.6-Producción de microalgas	11
1.7-Métodos de obtención de biodiesel	14
1.7.1-Reacción con catálisis ácido-base	14
1.7.1.1-Transesterificación de los aceites con catálisis básica.	14
1.7.1.2-Transesterificación de los aceites con catálisis ácida	16
1.7.1.3-Transesterificación en dos pasos. Conversión del aceite a sus ácidos grasos y luego al biodiesel.	16
1.7.1.4-Tipos de catalizadores empleados. Concentración.	17
1.7.2-Reacción de Transesterificación Enzimática con Lipasas.	18
1.7.3-Reacción de Transesterificación con Metanol Supercrítico.	20
1.8-Tecnologías de producción de biodiesel a partir de microalgas	21
1.8.1-Proceso de extracción de aceites	21
1.8.2- Producción de biodiesel	22
Conclusiones Parciales	24
Capítulo 2: Dimensionamiento de la planta piloto de biodiesel	25
2.1-Descripción del proceso tecnológico:	25
2.1.1-Extracción y purificación del aceite	26
2.1.2-Producción del biodiesel	26
2.2 Balances de masa del proceso.	28
2.2.1 Balance de masa en la prensa	28
2.2.2 Etapa de lixiviación	28
2.2.3 Balance de masa en la evaporación de hexano	29
2.2.4: Balance de masa en el tanque de aceite	30
2.2.5.Reacción de esterificación	30
2.2.6 Reacción de transesterificación	32
2.2.7: Balance de masa en la neutralización	33
2.2.8: Balance de masa en la evaporación de metanol en exceso.	34
2.2.9: Balance de masa en la decantación	34
2.3-Dimensionamiento de los equipos principales	34
2.3.1-Diseño del mezclador de alga prensada-hexano.	34
2.3.2 Diseño del filtro.	35
2.3.3-Características geométricas del evaporador de hexano	36

2.3.3.1-Diseño del serpentín de vapor para el evaporador de hexano.	36
2.3.4-Diseño del condensador para los vapores de hexano	41
2.3.5-Características geométricas del tanque de almacenamiento de hexano	43
2.3.6-Características geométricas del tanque de almacenamiento de aceite	43
2.3.7 Características geométricas del reactor de esterificación	44
2.3.8 Características geométricas del reactor de transesterificación	44
2.3.8.1-Diseño de la chaqueta del reactor de transesterificación	45
2.3.9-Características geométricas del neutralizador	46
2.3.10- Características geométricas del evaporador de metanol	46
2.3.10.1-Diseño del serpentín de vapor para el evaporador de metanol	47
2.3.11-Diseño del condensador para los vapores de metanol	48
2.3.12-Características geométricas del tanque de almacenamiento de metanol	50
2.3.13- Características geométricas del decantador de biodiesel	50
2.3.14-Características geométricas del tanque de almacenamiento de biodiesel	51
2.3.15- Características geométricas del tanque de almacenamiento de residuo líquido	51
2.4-Dimensionamiento de los agitadores.	52
2.4.1-Diseño del agitador del mezclador de alga prensada-aceite.	53
2.4.2-Diseño del agitador del evaporador de hexano.	53
2.7.2. Diseño de los agitadores de los reactores.	54
2.4.4-Diseño del agitador del neutralizador.	55
2.4.5-Diseño del agitador del evaporador de metanol	55
2.5-Resultados del dimensionamiento de los equipos principales	56
2.6-Resultados de los cálculos energéticos de la planta	61
Conclusiones Parciales	62
Capítulo 3: Análisis económico de la planta piloto	63
3.1-Costo total de inversión	63
3.2-Costos totales de producción	64
3.3-Ganancia del proceso	67
3.4-Determinación de los indicadores dinámicos de rentabilidad	67
Conclusiones Parciales:	70
Conclusiones	71
Recomendaciones	72
Bibliografía	73
Anexos	79



Introducción

Introducción

El calentamiento global es posiblemente una de las mayores preocupaciones de la humanidad actualmente. Son diversas y nefastas las consecuencias que este fenómeno puede llegar a tener sobre el curso normal de la vida en el planeta. Su principal causa es la emisión de gases de efecto invernadero producidos durante la combustión de carburantes fósiles. Como una posible solución, se plantea la utilización de combustibles derivados de biomasa, los cuales ofrecen ventajas evidentes pues además de tratarse de una fuente renovable que puede obtenerse en cada país al margen de fluctuaciones de precios y conflictos internacionales, los cultivos empleados en la producción de biocombustibles absorben durante su crecimiento parte del CO₂ emitidos a la atmósfera. Sin embargo, los biocombustibles llamados de "primera generación" han generado gran controversia mundial por la afectación del precio de los alimentos asociados a algunos de ellos, así como por el uso de tierras tradicionalmente reservadas para el cultivo de alimentos en la siembra de la biomasa, llegándose inclusive a la deforestación de selvas tropicales.

Uno de estos biocombustibles es el biodiesel que en la actualidad tiene como tendencia la producción a partir de fuentes que no compitan con la producción de alimentos, como semillas oleaginosas no comestibles como la *Jatropha Curcas* y aceites reciclados. En estos momentos existe un gran interés por la producción de este biocombustible a partir de diferentes especies de microalgas de alto contenido de aceite que puede ser utilizado como materia prima en la obtención de biodiesel.

Las microalgas captan y almacenan carbono para su crecimiento del CO₂ atmosférico, tienen elevadas tasas de crecimiento, llegando a doblar su población en 24 horas, pueden crecer en aguas saladas o residuales, en suelos inadecuados para el crecimiento de otros tipos de vegetales, su producción de aceite por unidad de área cultivable puede ser hasta 300 veces mayor que la de las plantas terrestres oleaginosas y el contenido de lípidos puede ajustarse, variando entre otros factores, la composición del medio de cultivo. A pesar de los beneficios que brinda el empleo de microalgas en la obtención de biodiesel, los estudios reportados hasta el momento sobre transesterificación de aceites de microalgas son muy limitados.

En la región central del país se ha comenzado a desarrollar proyectos de investigación encaminados al cultivo y explotación de las microalgas con interés en aumentar el valor agregado de las mismas a la vez de disminuir las emisiones de CO₂.

Partiendo de estas premisas es que se plantea el *Problema* a resolver por este trabajo:

Problema:

Existen tecnologías para la producción de biodiesel a partir de microalgas las que no han sido adaptadas a las condiciones cubanas.

A partir de este *Problema* se plantea la siguiente Hipótesis:

Hipótesis:

Es posible a partir de un estudio de las tecnologías propuestas en la bibliografía dimensionar una planta piloto de producción de biodiesel a partir de microalgas, que sea factible desde el punto de vista técnico y económico.

Para comprobar esta *Hipótesis* se plantea el siguiente *Objetivo General*:

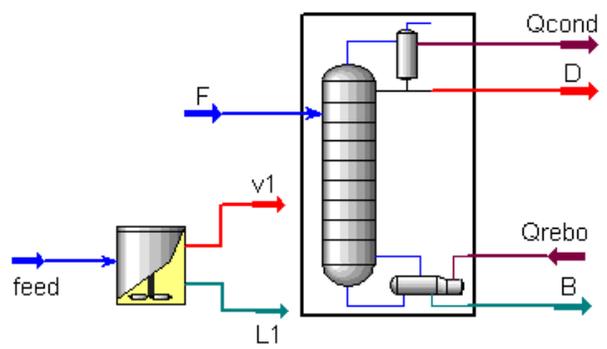
Objetivo general:

Determinar la factibilidad técnica y económica de una planta piloto de producción de biodiesel a partir de microalgas.

Para dar cumplimiento a este objetivo se plantean los siguientes *Objetivos Específicos*.

Objetivos específicos:

1. Seleccionar la especie de microalga más adecuada para la producción de biodiesel en las condiciones cubanas.
2. Determinar la variante más factible de producción de biodiesel a partir de microalgas de acuerdo a la bibliografía del tema.
3. Elaborar una propuesta tecnológica para la construcción de una planta piloto de producción de biodiesel a partir de microalgas.
4. Determinar la factibilidad económica de la propuesta.



Capítulo I

Capítulo 1: Revisión bibliográfica

1.1-Generalidades del biodiesel

El biodiesel es un biocombustible sintético que se presenta en estado líquido y se obtiene a partir de recursos renovables: aceites vegetales, grasas animales y metanol. Químicamente se describe como el éster metílico de cadena larga de ácidos grasos y se sintetiza por la transesterificación y esterificación del aceite. Tiene las mismas características que el combustible fósil, por ello se aplica en la sustitución total o parcial de este. Puede mezclarse con gasóleo procedente del refinado de petróleo en diferentes cantidades. Se utilizan notaciones abreviadas según el porcentaje por volumen de biodiesel en la mezcla: B100 en caso de utilizar sólo biodiesel, u otras notaciones como B5, B15, B30 o B50, donde la numeración indica el porcentaje por volumen de biodiesel en la mezcla.

La Unión Europea es el líder mundial en la industria del biodiesel y Alemania encabeza la lista de países productores, seguido por EUA, Francia e Italia; países en desarrollo tales como Malasia, China, Brasil, Colombia, Argentina e Indonesia, son prometedores en la industria del biodiesel. Se estima un mercado de biodiesel de 168 206 ML (millones de litros) para el 2016 (*European Biodiesel Board, 2008; Li et al., 2008; US National Biodiesel Board, 2008*).

No es contaminante ya que aunque su combustión produce CO₂ que va a pasar a la atmósfera, se supone que es el mismo que las plantas o las algas de las que proviene absorbieron durante su crecimiento, por lo tanto se libera a la atmósfera prácticamente la misma cantidad de CO₂ que se consumió. Es biodegradable, no es tóxico, y típicamente produce cerca de 60 % menos emisiones de CO₂. Sus emisiones de smog son 65 % menores que el diesel derivado del petróleo. (*Barraza et al, 2009*)

Además, este recurso tiene la ventaja que es menos inflamable y tóxico en comparación con el petrodiesel. Es biodegradable en su totalidad y no es peligroso para el medio ambiente, por lo que es seguro y fácil de transportar. (*Larosa, 2001*)

Tabla 1.1: Comparación biodiesel-petrodiesel en el motor Diesel.

Parámetro	Unidades	Diesel	Biodiesel
Poder calórico	kcal/L	8,74	7,795
Densidad (15°C)	g/cm ³	0,82-0,845	0,86-0,90
Punto de inflamación	°C	55 (mínimo)	101(mínimo)

Azufre	ppm	350 (máximo)	10 (máximo)
Contaminación total	ppm	24(máximo)	-
Agua	ppm	200 (máximo)	500(máximo)
Viscosidad cinemática	cSt	2.0-4.5	3.5-5.0

Si se analizan las características de este biocombustible ofrecidas por diferentes autores se puede concluir que:

- El poder calórico del biodiesel es menor que el combustible fósil, por lo tanto en proporción 1 Litro de petrodiesel equivale a 1,1 Litro de biodiesel.
- La densidad y la viscosidad aumentan con respecto al diesel, por lo tanto influyen en el transporte y almacenamiento del combustible. En el caso de la densidad, mientras mayor es la densidad aumenta la energía térmica; mientras que la viscosidad tiene que ser menor para evitar fugas en el motor.
- El punto de inflamación en el biodiesel es mucho mayor que el gasoil, por ello es menos explosivo y más seguro de transportar.
- La cantidad de azufre es mucho mayor en el diesel, esto contribuye al desgaste del motor, a la aparición de depósitos que afectan el funcionamiento del motor y el control de emisiones perjudiciales para el medio ambiente.
- Aporta mejoras en los automóviles como por ejemplo un mayor rendimiento del motor.
- Es un carburante biodegradable por lo que es compatible con la naturaleza y en caso de accidente no se produce ninguna contaminación.
- Es el único combustible alternativo a la utilización de gasóleo.

El biodiesel también presenta algunas desventajas en el vehículo que lo utiliza, entre las que destacan:

- A bajas temperaturas puede llegar a solidificarse y producir obstrucciones en los conductos.
- Es incompatible con algunos materiales ya que en estado puro puede llegar a dañar por ejemplo el caucho y algunas pinturas.
- Su utilización produce la pérdida de potencia del vehículo.
- Produce un mayor consumo en los vehículos debido a que tiene menos poder calórico y tarda más tiempo en hacer combustión.

1.2-Fuentes de producción de biodiesel

El biodiesel se obtiene de diversos tipos de materias primas como son:

- Aceites vegetales.
- Aceites de freír usados.
- Grasas o sebos de animales.
- Ceras.

La producción de aceites vegetales es posible a partir de más de 300 especies diferentes, aunque los cultivos arbóreos (palma, olivo, etc.) suelen presentar mayores rendimientos en aceite que los cultivos herbáceos, la materia prima a utilizar depende de la región geográfica, disponibilidad de la misma o de la tecnología instalada. De esta manera se pueden emplear para la fabricación de biodiesel, aceite de soja (Estados Unidos), coco y palma (países tropicales), colza (Europa), girasol, algodón, maní, arroz, jatropha curcas, ricino, microalgas, aceite de freír usado, etc. En Cuba resulta muy atractivo utilizar la cera presente en la cachaza, residuo de la industria azucarera, debido a su gran disponibilidad y fácil extracción de la cera contenida en ella (*Feyt, 2007*).

En el caso de los aceites vegetales y grasas animales se obtienen de forma general moléculas de metilésteres o etilésteres de acuerdo al tipo de alcohol utilizado y una molécula de glicerina. Para el caso de la cera, se obtiene la molécula de metil o etilésteres pero en lugar de una molécula de glicerina se produce una de alcoholes de alto peso molecular (AAPM), los cuales son muy utilizados en producciones farmacéuticas. (*Feyt, 2007*)

1.3-Producción de biodiesel a partir de algas

1.3.1-Características generales de las microalgas

Las microalgas son un conjunto heterogéneo de microorganismos fotosintéticos unicelulares procariontes (cianobacterias) y eucariotas, que se localizan en hábitats diversos tales como aguas marinas, dulces, salobres, residuales o en el suelo, bajo un amplio rango de temperaturas, pH y disponibilidad de nutrientes; se les considera responsables de la producción del 50% del oxígeno y de la fijación del 50% del carbono en el planeta.

Su biodiversidad es enorme, se han identificado alrededor de 40,000 especies aunque se estima que existen más de 100,000, de las cuales con frecuencia se desconoce su composición bioquímica y metabolismo. Las microalgas se clasifican de acuerdo a varios parámetros tales como pigmentación, ciclo de vida, morfología y estructura celular según se muestra en la tabla 1.2.

Tabla 1.2: Clasificación de las microalgas. (*AlgaeBase, www.algaebase.org; Hu et al, 2008; Sheenan et al, 1998*)

Clase	Características
Chlorophyta (algas verdes)	División conformada por una gran cantidad de especies, en particular por las que proliferan en ambientes dulceacuícolas. Pueden existir ya sea como células individuales o colonias. Su principal reserva de carbono es el almidón, sin embargo pueden almacenar lípidos bajo determinadas condiciones. En esta división destaca la clase Prasinophyceae, caracterizada por incluir especies que forman parte del 'pico-plancton'.
Bacillariophyta (diatomeas)	Las diatomeas predominan en aguas oceánicas, no obstante también se les puede encontrar en aguas dulces y residuales. Se caracterizan por contener silicio en sus paredes celulares. Almacenan carbono de maneras diversas, ya sea como aceites o como crisolaminarina (polímero glucídico).
Heterokontophyta	División constituida por una gran diversidad de clases dentro de las cuales destaca la Crysophyceae (algas doradas), conformada por especies similares a las diatomeas en términos de composición bioquímica y contenido de pigmentos. Las algas doradas se distinguen por los complejos pigmentos que las conforman, los cuales les proporcionan tonalidades amarillas, cafés o naranjas. Las especies de este grupo son principalmente de agua dulce. Sus reservas de carbono son los lípidos y los carbohidratos. Asimismo, otras clases relevantes de esta división son: Phaeophyceae (algas cafés), Xantophyceae (algas verde-amarillas), Eustigmatophyceae (forma parte del 'pico-plancton'), entre otras.
Cianobacteria	Las cianobacterias son microorganismos procariotas cuya estructura y organización son similares a las de las bacterias. Las cianobacterias desempeñan un papel relevante en la fijación del nitrógeno atmosférico.
Otras divisiones	Rhodophyta (algas rojas), Dinophyta (dinoflagelados).

Las especies más estudiadas para aplicaciones biotecnológicas corresponden a las algas verdes y a las diatomeas (*Arredondo & Vázquez-Duhalt, 1991; Sheehan et al., 1998; Hu et al., 2008*).

Las microalgas son consideradas como una fuente abundante de proteína de bajo costo para la nutrición humana y son empleadas en la acuicultura (cultivo de especies acuáticas vegetales y animales en medios naturales y artificiales), el tratamiento de aguas residuales, la obtención de sustancias químicas finas, la producción de farmacéuticos y los procesos de bioconversión energética.

No obstante, debido a la condición actual de agotamiento de los combustibles fósiles, incremento de los precios del petróleo y calentamiento global como consecuencia de la acumulación de gases de invernadero, el panorama para la producción de bioenergía a partir de microalgas es alentador (*Arredondo & Vázquez-Duhalt, 1991; Sheehan et al., 1998; Huntley & Redalje, 2007; Hu et al., 2008; Rodolfi et al., 2009; Waltz, 2009*)

1.3.2- Características relevantes de los cultivos microalgales para la producción de biodiesel

En la actualidad se ha detectado el uso de lípidos microalgales para la producción de biodiesel, ya que es una alternativa que asegura satisfacer o reemplazar la demanda global de petrodiesel. Esta tecnología es prometedora dadas las ventajas que ofrece en contraste con las plantas oleaginosas, tales como: mayor eficiencia fotosintética; eficacia superior en la asimilación de nutrientes; y períodos cortos de producción sostenida durante todo el año, a causa de los breves tiempos de duplicación de las microalgas.

Los cultivos microalgales son independientes de la estacionalidad inherente a los cultivos agrícolas y de la fertilidad del suelo, condición que posibilita prescindir de herbicidas y pesticidas y además, permite emplear territorios marginales e inclusive zonas no aptas para la agricultura, ganadería, industria y turismo. Asimismo, en contraste con los cultivos tradicionales, requieren de menores cantidades de agua y son flexibles ante el tipo y la calidad de ésta, por lo que prosperan convenientemente tanto en aguas marinas, como dulces, salobres y residuales. Igualmente, el contenido oleaginoso y el perfil de composición lipídica de las microalgas, puede ser controlado en función de las condiciones de cultivo, principalmente mediante la limitación de

nutrientes. Además, esta tecnología puede ser acoplada al reciclaje del CO₂ liberado en las emisiones industriales, especialmente por las plantas de producción de electricidad a partir de combustibles fósiles. Una ventaja adicional estriba en la posibilidad de obtener subproductos (proteína, carbohidratos, biopolímeros, pigmentos, biogás, etc.) a partir de la biomasa microalgal residual una vez que los lípidos han sido extraídos. Inclusive, resulta factible el empleo de algunos de estos residuos en la alimentación humana o animal y en la producción de fertilizantes o de otros biocombustibles. Finalmente, la ventaja competitiva más importante del biodiesel de microalgas, consiste en los rendimientos lipídicos por unidad de área considerablemente superiores a los obtenidos con plantas oleaginosas (*Arredondo & Vázquez-Duhalt, 1991; Sheehan et al., 1998; Chisti, 2007; Li et al., 2007; Williams, 2007; Dismukes et al., 2008; Hu et al., 2008; Rittmann, 2008; Schenk et al., 2008; Gouveia & Oliveira, 2009; Meng et al., 2009; Rodolfi et al., 2009; Waltz, 2009*).

Una de las estimaciones más conservadoras para el rendimiento anual de biodiesel microalgal, como se indica en la tabla 1.3, por lo menos duplica los rendimientos obtenidos a partir de plantas oleaginosas.

Tabla 1.3 Comparación de distintas fuentes de materia prima para la producción de biodiesel en México. Se indican las proporciones de suelo fértil y de superficie total del país necesarias para reemplazar con biodiesel el 100% de la demanda de petrodiesel en México. Las fracciones de superficie total sólo se señalan para materias primas que no precisan de suelos fértiles (*CIA World Factbook, 2009; Schenk et al., 2008*).

Materia prima	Productividad de Biodiesel (L/ha/año)	Superficie equivalente requerida (ha x 10 ⁶)	Porcentaje equivalente de la superficie fértil requerida	Porcentaje equivalente de la superficie total (no necesariamente fértil) requerida
Palma	5950	3,972	16,14	--
Jatropha	1892	12,490	50,75	6,43
Colza	1190	19,859	80,69	--
Girasol	952	24,823	100,9	--
Soya	446	52,986	215,3	--
Microalgas ^a	12000	1,969	8,00	1,01
Microalgas ^b	20000	1,181	4,80	0,61

^aRendimiento conservador de productividad de biodiesel microalgal acorde con Schenk et al.(2008).

^bProductividad de biodiesel microalgal asequible a través de la tecnología actualmente disponible, acorde con Wijffels (2008).

1.4-Ventajas del biodiesel producido a partir de algas

A partir de lo planteado anteriormente se puede concluir que la producción de biodiesel a partir del aceite de algas es atractiva por las siguientes razones:

- Las algas tienden a producir una alta cantidad de ácidos grasos polinsaturados, lo que disminuye la estabilidad del biodiesel, pero los mismos tienen puntos de fusión bajos por lo que en climas fríos es mucho más ventajoso que otros tipos de biocombustibles.
- La producción de aceites a partir de algas es mucho mayor que en plantas, por lo que también es mayor la producción de biodiesel, lo que disminuye el costo.
- La producción de biodiesel de algas tiene las características de reducir las emisiones de CO₂ y compuestos nitrogenados de la atmósfera.
- Es posible aprovechar las emisiones de CO₂ de centrales térmicas o de otro tipo de industrias para el cultivo de las algas, convirtiendo un problema ambiental en materia prima para la producción de combustible. (Sánchez, 2008)

1.5-Especies de algas que producen aceite

Las algas están compuestas básicamente por proteínas, carbohidratos, ácidos nucleicos y ácidos grasos los cuales varían en dependencia de la especie. Los ácidos grasos se encuentran en las membranas, en los productos de almacenamiento, metabolitos, etc. y varían según la especie, aunque hay especies cuyos ácidos grasos representan un 40% de su peso seco, los cuales pueden ser convertidos en biodiesel. Por esa razón, para la producción de este biocombustible se buscan algas que posean un alto contenido en lípidos y que sean fácilmente cultivables. El contenido de aceite de algunas especies de microalgas se muestra en tabla 1.4:

Tabla 1.4: Contenido de aceite en algunas especies de microalgas. (Chisti, 2007)

Microalga	Contenido de aceite (%)
Botryococcus braunii	25-75
Chlorella sp	28-32
Cryptocodinium cohnii	20
Cylindrotheca sp	16-37

Dunaliella primolecta	23
Isochrysis sp	25-33
Monallanthus salina	>20
Nannochloris sp	20–35
Nannochloropsis sp	31–68
Neochloris oleoabundans	35–54
Nitzschia sp	45–47
Phaeodactylum tricornutum	20–30
Schizochytrium sp.	50–77
Tetraselmis sueica	15–23

1.5.1- Características de la microalga Isochrysis galbana

La *Isochrysis galbana* es una microalga marina, unicelular, fitoflagelada, perteneciente al orden Isochrysidales, incluido en la división Prymnesiophyta (también conocida como Haptophyta). Esta división comprende organismos flagelados unicelulares y formas vegetativas solitarias o colonias no flageladas, que poseen estadios flagelados en alguna parte de su ciclo de vida y poseen una estructura conocida como haptonema. Esta especie realiza fotosíntesis y se reproduce por división binaria aunque se han encontrado algunos tipos con reproducción sexual (*Lourenço, 2006*).

Es rica en ácidos grasos polinsaturados y presenta buenas propiedades nutricionales y crecimiento rápido, por lo que es muy utilizada en la acuicultura, especialmente en la alimentación de moluscos, peces y crustáceos, en las fases tempranas de crecimiento (fase larval). (*Lourenço, 2006; Wood, 1974*).

(*Fernández, 2011*) ha determinado a partir de métodos cromatográficos, la composición de los lípidos presentes en la biomasa algal, lo cual se muestra en la tabla 1.5

Tabla 1.5: Composición en % masa de ácidos grasos identificados en la biomasa algal mediante métodos cromatográficos (HPLC).

Ácidos grasos	%(con CO ₂)	%(sin CO ₂)
Methyl myristate	13,19	10,72
Methyl palmitate	3,81	2,47

Methyl palmitoleato	0	0
Methyl stearate	0,51	0,29
Oleic acid	3,26	2,76
Methyl linoleate	0,56	0,88
Methyl linolenate	2,75	1,28
No identificado	0	0
No identificado	0	0
Methyl arachidate	0,93	1,06
EPA	14,98	12,86
Methyl behenate	1,68	2,01
Methyl erucate (cis-13-docosen)	8,25	9,5
DHA	44,77	49,33
Methyl lignocerate	5,31	6,83
Suma	100	100

1.6-Producción de microalgas

En relación a la etapa de producción de biomasa de microalgas, actualmente existen sistemas de cultivo de microalgas destinados a la obtención de productos de alto valor agregado (pigmentos, carotenoides, ácidos grasos esenciales - 3 y 6 -, compuestos isotópicos, ficobiliproteínas, farmacéuticos, anticancerígenos y antibióticos -, vitaminas C y E, etc.), no obstante ante la escasa flexibilidad económica del mercado de los biocombustibles, la optimización de tales sistemas de producción resulta necesaria (Arredondo & Vázquez-Duhalt, 1991; Schenk et al., 2008; Wijffels, 2008).

Estos sistemas se clasifican en: abiertos, cerrados e híbridos.

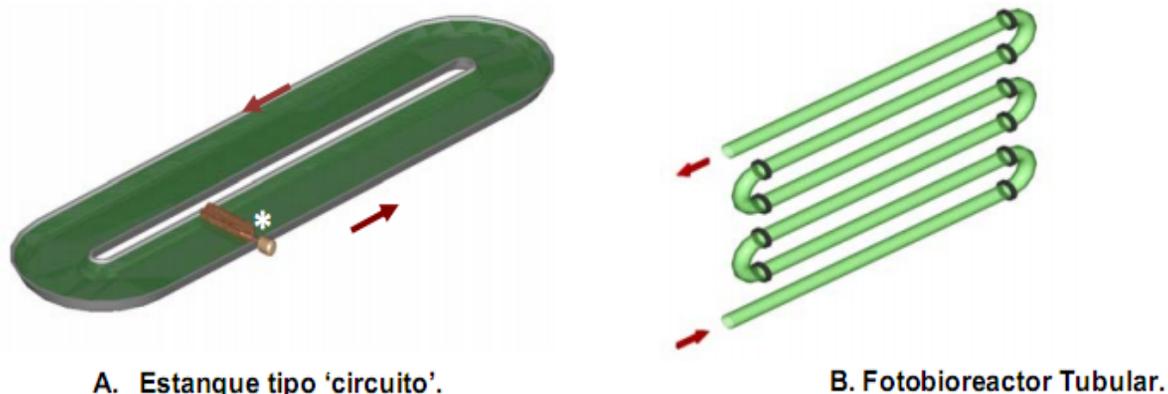


Fig.1.1 Sistemas para producción de microalgas. (A) Sistema tipo 'circuito': es el tipo de sistema abierto de uso más frecuente; *Paletas giratorias para la circulación del agua.

(B) Fotobioreactor tubular: es una clase de sistema cerrado de cultivo microalgal de uso común. Las flechas indican la dirección del flujo de agua.

Los sistemas empleados con mayor frecuencia en la producción de biomasa microalgal son los de tipo abierto, que a pesar de sus formas y tamaños diversos, destacan por asemejar el entorno natural de las microalgas. Los cultivos abiertos comprenden sistemas naturales (lagos, lagunas, estanques), artificiales, de superficie inclinada y estanques tipo circuito ('raceway ponds'), donde estos últimos son los de uso más extendido (Fig.1.1A). Los estanques tipo 'raceway' consisten en circuitos de 15 a 30 cm de profundidad, en los cuales una rueda de paletas mantiene un flujo constante del cultivo; las producciones y productividades biomásicas factibles en estos sistemas son bajas, próximas a 1 g/L y a 10-25 g/m²/d, respectivamente. Las ventajas inherentes a los cultivos abiertos radican en su sencillez y su bajo costo de inversión en contraste con sistemas cerrados, a causa de la diversidad de materiales útiles para su construcción (concreto, tierra, plástico, etc.) y la facilidad que ofrecen para su operación y mantenimiento.

Los sistemas abiertos presentan diversos inconvenientes tales como pérdidas de agua por evaporación, transferencia limitada de CO₂ al cultivo por su baja concentración en el aire (0,035% v/v) y su difusión hacia la atmosfera, control limitado de las condiciones de cultivo, alta susceptibilidad de contaminación (excepto en cultivos de especies extremófilas), requerimiento de superficies extensas, amplios períodos de producción (6 a 8 semanas), producciones reducidas de biomasa y penetración limitada de la luz

(Pulz & Scheibenbogen, 1998; Pulz, 2001; Chisti, 2007; Li et al., 2008; Rittmann, 2008; Schenk et al., 2008; Wijffels, 2008).

Los sistemas cerrados, en contraste con los abiertos, ofrecen numerosas ventajas tales como pérdidas mínimas de CO₂, riesgo reducido de contaminación, control y reproducibilidad de las condiciones de cultivo, ahorro de agua y nutrientes, menores requerimientos de superficie, flexibilidad de diseño, cortos períodos de producción (2 a 4 semanas) y productividades considerablemente superiores (5 a 13 veces).

Los fotobioreactores cerrados, con el propósito de coleccionar la mayor cuantía posible de energía solar por unidad de superficie, presentan configuraciones diversas, tubulares (vertical, horizontal, helicoidal, conformación), paneles planos y columnas de burbujeo, principalmente. Los reactores tubulares (Fig.1.1B) y de panel plano son los de uso más frecuente; habitualmente están conformados por dos unidades, una de recolección de luz y otra de transferencia de gases. La consideración de factores tales como la luz, la razón CO₂/O₂, la temperatura, los nutrientes, la salinidad, el pH, entre otros, resulta trascendental para el diseño de sistemas cerrados. Las altas productividades inherentes a estos sistemas precisan de una penetración y distribución óptima de la luz, condición que a su vez requiere de materiales de construcción transparentes y de relaciones superficie/volumen elevadas, sin embargo, la intensidad de la luz incidente debe ser moderada, de lo contrario se presentan fenómenos de fotoinhibición y fotoblanqueo. Asimismo, la relación CO₂/O₂ debe ser tal que la proporción de O₂ sea mínima y por ende, sean impedidos procesos de fotorespiración y daño fotooxidativo.

Actualmente, la principal desventaja de los sistemas cerrados consiste en sus elevados costos, atribuidos en mayor medida a la energía invertida en la agitación mecánica de los cultivos con la finalidad de evitar la sedimentación y favorecer la transferencia de gases *(Pulz & Scheibenbogen, 1998; Pulz, 2001; Carvalho et al., 2006; Chisti, 2007; Chisti, 2008; Rittmann, 2008; Schenk et al., 2008; Wijffels, 2008).*

Los sistemas híbridos han sido propuestos como una alternativa económica para la producción de biodiesel microalgal a gran escala. En términos generales, tales sistemas consisten en una etapa inicial de producción de biomasa en fotobioreactores cerrados, en la cual los microorganismos son mantenidos en crecimiento continuo bajo

condiciones de suficiencia de nutrientes, etapa que es seguida por una fase de acumulación de producto (lípidos) en estanques abiertos, inducida mediante la deficiencia de nutrientes (Schenk et al.,2008).

1.7-Métodos de obtención de biodiesel

Actualmente se han desarrollado diversas tecnologías para la producción de los biocombustibles, cada una de ellas con ventajas y desventajas particulares y buscando todas hacer el proceso tecnológico económica y ambientalmente factible. (Feyt, 2007) plantea que las principales tecnologías son:

- 1-Reacción con Catálisis ácida-base.
- 2-Reacción de Transesterificación Enzimática con Lipasas.
- 3-Reacción con Metanol Supercrítico.
- 4-Reacción con CO₂ Supercrítico.

Además se pueden identificar dos grandes grupos de producción:

- ❖ Producción a batch (estado no estacionario o por lotes)
- ❖ Producción continua (estado estacionario)

1.7.1-Reacción con catálisis ácido-base

Esta es la tecnología de producción de biodiesel convencional y la que se usa ampliamente en la actualidad. Consiste en la reacción en fase homogénea del aceite con el alcohol en presencia de un catalizador fuertemente ácido o básico, o una combinación de ellos en dependencia de la acidez de la materia prima a utilizar.

1.7.1.1-Transesterificación de los aceites con catálisis básica.

Casi todo el biodiesel se produce usando la transesterificación con catálisis básica, ya que es el proceso más económico y requiere solamente bajas temperaturas y presiones, obteniendo conversiones altas, generalmente del 98%.

El mecanismo de la reacción catalizada por una base es el siguiente:

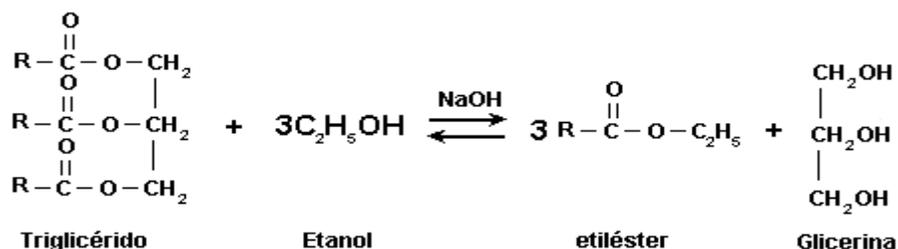


Fig. 1.2 Ecuación general de transesterificación de un triglicérido.



Fig.1.3: Mecanismo de reacción.

El mecanismo representa las tres reacciones reversibles y consecutivas (en serie) de la transesterificación, donde R_1 , R_2 , R_3 y R' son los grupos alquilo. El primer paso es la conversión de los triglicéridos en diglicéridos, el cual es seguido de la conversión de los diglicéridos a monoglicéridos y de estos últimos a una molécula de glicerol, se produce también una molécula de metiléster por cada paso de la reacción, dando finalmente tres moléculas de metiléster por cada molécula de triglicérido.

Además de la reacción de transesterificación, pueden ocurrir otras reacciones en este proceso:

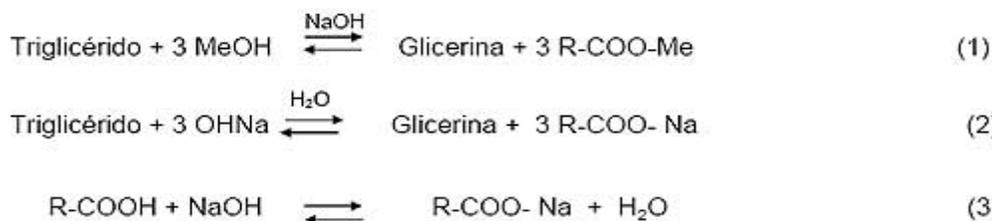


Fig. 1.4: Reacciones de los triglicéridos y de los ácidos. (Dalla et al, 2006; Meher et al, 2004)

Con R-COO-Me se representa la mezcla de metilésteres (biodiesel). El agua producida en la reacción (3), que aparece en el sistema por la neutralización de los ácidos grasos, favorece la reacción (2) que es la reacción de saponificación de los aceites, la cual, disminuye la conversión de los triglicéridos considerablemente según (Wenzel et al, 2006). De esta manera, los ácidos grasos libres presentes en el sistema se están transformando en material de bajo valor. Por lo tanto, en los materiales de alta acidez, este esquema reaccionante conduce a un bajo rendimiento del proceso, perdiéndose los ácidos grasos que se transforman en jabones.

La sosa cáustica interviene simplemente como catalizador, pero en presencia de ácidos grasos libres, tiende a neutralizar los mismos formando jabones. En tal sentido, debe

asegurarse una cantidad suficiente de hidróxido de sodio que permita no sólo neutralizar los ácidos sino también actuar como catalizador. Un nivel demasiado alto de ácidos grasos libres puede incluso ser prohibitivo para la reacción, si este lleva a una excesiva formación de jabones. Por otro lado, una cantidad insuficiente de catalizador no permitirá una reacción con rendimiento satisfactorio. Además, la presencia de jabones complica las etapas de separación de fases y purificación.

1.7.1.2-Transesterificación de los aceites con catálisis ácida

Los estudios reportados de la utilización de la catálisis ácida, tienen el objetivo de transformar tanto los ácidos grasos (R-COOH) como los triglicéridos en ésteres. Los triglicéridos, sin embargo, reaccionan muy lentamente con el metanol en presencia de un ácido, por lo que en general no se han implementado procesos a nivel industrial con este tipo de catálisis.

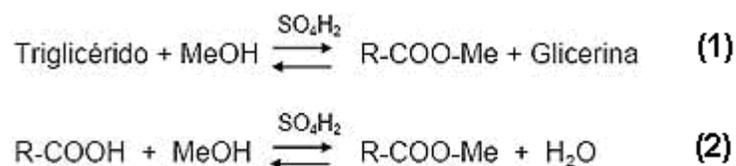


Fig.1.5: Mecanismo de reacción de la catálisis ácida.

La reacción (2) está limitada por el equilibrio mientras que la (1) es muy lenta. De esta manera, se pueden transformar los ácidos grasos, generando biodiesel (R-COOO-Me) y agua.

1.7.1.3-Transesterificación en dos pasos. Conversión del aceite a sus ácidos grasos y luego al biodiesel.

La producción de biodiesel utilizando materiales de alta acidez (mayor al 3%), y por tanto menor valor, requiere de un proceso con dos pasos de catálisis, una catalizada por ácidos, y otra por álcalis, pues estos no pueden ser convertidos a biodiesel usando un catalizador básico. La acidez de estos materiales viene dada por ácidos grasos libres, que en presencia de una base y agua se transforman en jabones. Por este motivo, este tipo de materia prima no puede ser tratada en la forma clásica (catálisis alcalina) con altos rendimientos.

La metodología a seguir es combinar pasos de catálisis ácida, separación de los productos, y por catálisis alcalina. Inicialmente los ácidos grasos libres, pueden ser

convertidos en metil o etilésteres, por un pretratamiento con una catálisis ácida y en una segunda etapa, la transesterificación se completa usando una catálisis básica.

El primer paso catalizado por un ácido fuerte, ocurre según:

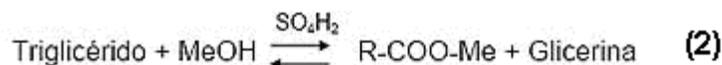
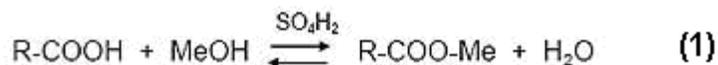


Fig.1.6: Mecanismo de catálisis ácida

Luego de esta reacción, y de la separación de fases, la mezcla reaccionante compuesta de triglicéridos y metanol se transforma según la reacción (3). Las fases que se separan luego de la catálisis ácida son: una rica en triglicéridos y otra rica en metanol. En esta última se concentra el agua formada durante la reacción (1). Si después de la catálisis ácida, se logra separar eficientemente el agua formada junto con el metanol en exceso, y además se logra disminuir los ácidos grasos hasta un valor mínimo, las reacciones (4) y (5) se pueden despreciar o considerar sus efectos (formación de jabones) despreciables.



Fig. 1.7: Mecanismo de catálisis básica

1.7.1.4-Tipos de catalizadores empleados. Concentración.

La catálisis usada en la transesterificación de los triglicéridos, se puede clasificar en:

- Catálisis alcalina.
- Catálisis ácida.
- Catálisis heterogénea.
- Catálisis enzimática.

De todos estos tipos de catálisis, la más efectiva y económica, cuando la materia prima no tiene un alto valor de ácidos grasos libres, es la catálisis básica, usando como catalizadores, hidróxido de sodio, metóxido de sodio, hidróxido de potasio, metóxido de

potasio. Según (Formo, 1954), la reacción mediante este tipo de catálisis, ocurre unas 4000 veces más rápido que catalizada con la misma cantidad de un catalizador ácido; además es la más usada comercialmente.

Si los aceites a emplear tienen un contenido importante de ácidos grasos libres y agua, la catálisis ácida es más apropiada; los catalizadores pueden ser entonces ácido sulfúrico, fosfórico, clorhídrico o algún ácido orgánico.

Se han realizado esfuerzos para usar compuestos de metales alcalinos-térreos, en la transesterificación de diferentes aceites. La reacción ocurre cuando están presentes en el medio, iones metóxido. La reacción catalizada por los hidróxidos, los alcóxidos y los óxidos de metales alcalinos-térreos, ocurre lentamente puesto que la mezcla de reacción, está constituida por un sistema heterogéneo de tres fases: aceite-alcohol-catalizador, que por razones difusionales inhibe la reacción. (Meher et al, 2004)

Los catalizadores enzimáticos, como las lipasas, son capaces de catalizar efectivamente la transesterificación de los triglicéridos en cualquier sistema acuoso o no acuoso, y superar todos los problemas señalados anteriormente. Particularmente, los subproductos, como la glicerina u otros, pueden ser fácilmente separados sin necesidad de utilizar ningún proceso complejo, además, los ácidos grasos libres contenidos en los aceites y grasas, pueden ser completamente convertidos a ésteres de alquilo. Pero, en la otra parte de la balanza, se tiene que generalmente, los costos de producción de las lipasas catalíticas, son significativamente mayores que el de los catalizadores alcalinos. (Meher et al, 2004)

1.7.2-Reacción de Transesterificación Enzimática con Lipasas.

Este tipo de tecnología para la producción de biodiesel está siendo muy atractiva en los productores de este biocombustible y estudiada por varios autores, debido a los inconvenientes del proceso con catálisis química como la necesidad de remoción del catalizador, el gasto de energía para aumentar la temperatura, los problemas de corrosión por el uso de sustancias fuertemente ácidas y/o básicas entre otras (Faccio,2004), además a las muchas ventajas que presentan las enzimas como catalizadoras de esta reacción, ya que facilita grandemente la separación de la glicerina como un coproducto, la separación del alcohol que no reaccionó y la purificación de los etilésteres producidos, tiene una gran eficiencia catalítica,

umentando la velocidad de reacción de 10^8 a 10^{12} veces, buena selectividad, pueden actuar en un rango de temperatura de 30°C-70°C a presión atmosférica, a pesar del alto costo de producción que tienen.

Entre las enzimas, las más usadas en la actualidad son las lipasas, clasificadas como hidrolasas (glicerol éster hidrolasas), y estas son las encargadas de catalizar reacciones como la de transesterificación de los triglicéridos en presencia de un alcohol primario. Estas actúan sobre los ésteres presentes en varios compuestos, siendo los acilgliceroles sus mejores substratos; las lipasas son comúnmente encontradas en la naturaleza pudiendo ser obtenidas a partir de fuentes animales, vegetales y microbianas.

El método convencional de transesterificación, a pesar de que lleva a altas conversiones en pequeños tiempos de reacción, presenta varias desventajas que pueden ser eliminadas con este método enzimático:

- La recuperación de la glicerina se dificulta mucho.
- Los restos de catalizador deben ser removidos del producto.
- Los residuos alcalinos deben ser tratados.
- El agua y los ácidos grasos libres en la materia prima interfieren con la reacción.

Tabla 1.6 Comparación entre los métodos con catálisis básica y catálisis enzimática.

Parametros	Catálisis Básica	Catálisis Enzimática
Temperatura de reacción	60-70°C	30-40°C
Ácidos grasos libres en MP	Producción de jabones	Producción de metilésteres
Agua en MP	Interferencia en la reacción	No tiene influencia
Rendimiento de los metilésteres	Normal	Alto
Recuperación de la glicerina	Se dificulta	Fácil
Purificación de los metilésteres	Lavado repetido	No requiere lavado
Costo de producción del catalizador	Barato	Caro

Para la transesterificación de los aceites pueden ser usadas varias clases de lipasas, como son: *Candida antarctica* (Novozym 435), *Candida rugosa*, *P. cepacia*, *Pseudomonas fluorescense*, *Aspergillus niger*, *Rhizopus arrhizus*, *Rhizomucor miehei*, entre otras, siendo la *C. antarctica* la de mejores resultados (*Ganapati, 2004, Oliveira et al, 2004*).

El proceso de obtención de biodiesel mediante catálisis enzimática consta de las siguientes etapas generales: (Meher et al, 2004, Fukuda et al, 2001)

- Cultivo de la enzima.
- Purificación de las lipasas.
- Inmovilización de las lipasas.
- Mezclado del alcohol y las lipasas.
- Reacción de transesterificación de los aceites catalizada por lipasas.
- Separación de la mezcla de reacción.
 - Fase pesada: Purificación de glicerina.
 - Fase ligera: metil/etilésteres

Los equipos para llevar a cabo esta tecnología son muy diversos. Los más representativos son las torres de hidrólisis enzimática y los reactores de membrana microporosa. (Matsuo et al, 1984, Faccio, 2004).

1.7.3-Reacción de Transesterificación con Metanol Supercrítico.

La obtención del biodiesel mediante un método supercrítico no es más que la transesterificación de los ésteres grasos presentes en las grasas animales o vegetales a través de una reacción en presencia de un alcohol de cadena corta (etanol o metanol) en estado supercrítico, (He et al, 2007), es decir a una temperatura y presión mayor que la crítica.

Según (He et al, 2007) el método de producción supercrítico presenta varias ventajas con respecto al método convencional. Algunas de estas son:

- Es ambientalmente compatible.
- No se requiere del uso de catalizadores.
- No se necesita de la separación del catalizador y de los productos saponificables de los alquilésteres.
- El agua de desecho con ácido o álcali puede ser evitada.
- La reacción en estado supercrítico presenta un tiempo de reacción más corto que el método tradicional por transesterificación con catálisis.
 - Se alcanzan conversiones más altas.
 - El equilibrio de la reacción se alcanza en solamente 2-4 minutos.
 - La producción continua puede ser más factible.

- Pueden ser usados materiales de baja calidad, pues los catalizadores son sensibles al agua y a los ácidos grasos. El porcentaje de agua en la materia prima debe ser menor a 0,06 % (w/w) y los ácidos grasos libres deben tener un valor más bajo que el 0,5 % (w/w), o el rendimiento de los ésteres disminuirá grandemente. Esto es un factor importante en la disminución del costo del biodiesel.

- Los ácidos grasos reaccionan con la misma velocidad que los triglicéridos convirtiéndose en ésteres.

Debido a estas ventajas y posibilidades del método supercrítico, muchos investigadores lo han considerado muy importante y muy atractivo, y se han realizado una serie de trabajos en este sentido. Aunque este método está aún limitado comparado con el método catalítico, sobre todo en el campo de la tecnología de producción supercrítica, la cual actualmente no está ampliamente desarrollada. Además se requieren equipos más costosos, pues se trabaja a temperaturas entre 240 y 340°C y presiones altas entre 10-65 MPa. Las altas temperaturas involucran altos costos de calentamiento y enfriamiento, y las altas relaciones de alcohol/aceite llevan a altos costos por evaporación del alcohol no reaccionado. (*Vera et al, 2005*)

1.8-Tecnologías de producción de biodiesel a partir de microalgas

1.8.1-Proceso de extracción de aceites

La extracción del aceite de las algas básicamente es extraer el alga de su medio de cultivo (a través de algún proceso de separación adecuado) y luego usar las algas húmedas para extraer el aceite. Existen tres métodos bien conocidos de extracción de aceites de algas:

Expeller/press: Las algas luego de ser secadas mantienen su contenido de aceite, entonces son prensadas con una prensa de aceite. A veces se utiliza una combinación de prensa y solventes de extracción.

Método del solvente hexano: Este es uno de los métodos de extracción favoritos ya que no es muy caro. Una vez que el aceite es extraído con una prensa se utiliza el ciclohexano para extraer el contenido remanente del alga. Luego por destilación se separa el ciclohexano del aceite.

Extracción supercrítica del fluido: Es un método capaz de extraer el 100 % del aceite, pero necesita un alto equipamiento. El CO₂ es licuado hasta el punto de tener las

propiedades de un líquido y un gas, entonces este fluido licuado actúa como un solvente de extracción para el aceite algal.

Existen otros métodos de extracción mucho menos utilizados como la extracción enzimática, el shock osmótico y la extracción a través de ultrasonido (*Biodiesel, 2009*).

1.8.2- Producción de biodiesel

Existen diversas metodologías para la producción de biodiesel, cuatro de ellas han sido estudiadas exhaustivamente: uso directo de aceites o mezclas de éstos con diesel fósil, microemulsiones, pirólisis y transesterificación. La aplicación de las tres primeras alternativas en motores diesel es impráctica e insatisfactoria, ya que ocasiona problemas tales como la obstrucción de los inyectores, la formación de depósitos de carbono, la combustión incompleta, el golpeteo en el motor, el desgaste excesivo del mismo, el daño del lubricante y, en el caso específico de la pirólisis, la eliminación de los beneficios ambientales inherentes al uso de combustibles oxigenados (*Garibay et al, 2009*)

Aunque se han reportados estudios realizados por (*Xiaoling et al,2005*), (*Han et al,2006*) y (*Xiufeng et al,2007*) sobre la producción de biodiesel a gran escala a partir de la transesterificación de los ácidos grasos procedentes del aceite de microalgas empleando como catalizadores ácidos y lipasas, en la actualidad, la mayoría del biodiesel es producido mediante transesterificación alcalina, a causa de su rapidez y condiciones moderadas que la caracterizan (*Ma & Hanna, 1999; Al-Zuhair, 2007; Liu & Zhao, 2007; Sharma et al, 2008; Vasudevan & Briggs, 2008*).

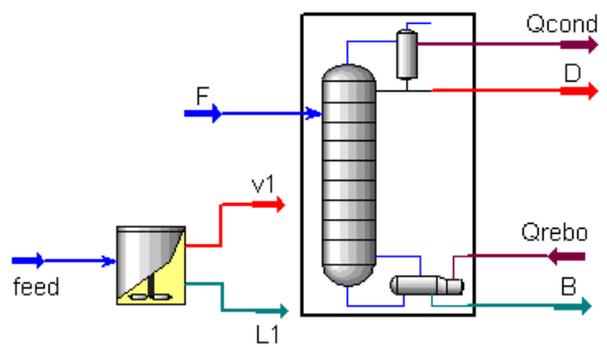
Investigaciones realizadas por (*Prakash,2010*),(*Plata et al,2009*) y (*Barraza et al, 2009*) sobre las reacciones de transesterificación de los ácidos grasos procedentes del aceite de microalgas y alcoholes (preferiblemente CH₃OH) en presencia de un catalizador básico han comprobado lo planteado por (*Garibay et al,2009*) sobre los principales factores que influyen en el proceso de transesterificación siendo estos: la relación molar alcohol: glicéridos, el tipo de catalizador (álcali, ácido, lipasas), la temperatura, el tiempo de reacción y el contenido de agua y ácidos grasos libres en la materia prima.

Un método empleado para ahorrar tiempo y elevar el rendimiento de la producción de biodiesel de microalgas puesto que no es necesario trabajar con temperaturas elevadas y tiempo de reacción largos, es la esterificación de los ácidos grasos libres

(que no forman triglicéridos) en medio ácido para formar metil o etilésteres como paso previo a la transesterificación alcalina según lo plantea (*Barraza et al, 2009*).

Conclusiones Parciales:

1. El biodiesel es una fuente de energía obtenida a partir de materias primas renovables (aceites vegetales y/o grasas animales) capaz de mantener o superar la efectividad de los combustibles fósiles, pero enfocada en la preservación del medio ambiente que puede ser usado en motores diesel sin ningún tipo de modificación.
2. Las algas son las plantas de mayor velocidad de crecimiento del mundo, producen elevados rendimientos de aceite por área de cultivo comparado con las fuentes habituales (palma, colza, girasol, soya, etc.). Pueden crecer tanto en aguas residuales como agua salada por lo que no requieren de grandes extensiones de tierra fértil, etc. y son capaces de reducir las emisiones de CO₂ donde crecen, es por eso que se consideran en la actualidad como un “petróleo” biológico.
3. La especie de microalga *Isochrysis galbana*, presenta un rendimiento de aceite de 25 a 33 % en base seca y es de fácil reproducción en las condiciones cubanas.
4. Dentro de los métodos de producción de biodiesel a partir de algas, el método de esterificación y posterior transesterificación del aceite ofrece un mayor rendimiento y calidad del biodiesel puesto que en el mismo se esterifican en la primera etapa los ácidos grasos libres presentes en el aceite, los cuales forman parte del producto final junto a los producidos en la transesterificación.



Capítulo II

Capítulo 2: Dimensionamiento de la planta piloto de biodiesel

2.1-Descripción del proceso tecnológico:

En este trabajo será aplicada la tecnología propuesta por (Barraza et al, 2009) para producir biodiesel a partir de microalgas la que está constituida por cuatro fases fundamentales:

- 1-Producción del aceite.
- 2-Purificación del aceite.
- 3-Producción del biodiesel.
- 4-Purificación del biodiesel.

Teniendo en cuenta que los aspectos más importantes en la producción del biodiesel, para asegurar su correcto desempeño en el motor diesel son la reacción de transesterificación completa, la eliminación de la glicerina, el catalizador y el alcohol y la ausencia de ácidos grasos libres en el producto final (Barraza et al,2009), la etapa de purificación del biodiesel no se tendrá en cuenta en este trabajo, puesto que la misma es muy costosa para grandes producciones y el producto final cumple con las normas de calidad establecidas por la ASTM (Anexo III) sin necesidad de purificación.

En la figura 2.1 se muestra el diagrama de bloques para dicho procedimiento tal como lo plantean los citados autores.

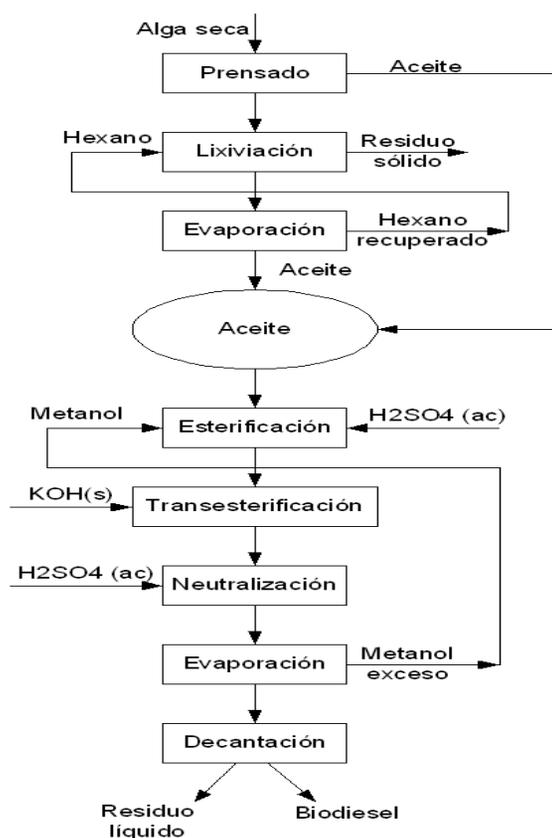


Fig.2.1 Diagrama de bloques del proceso según (Barraza et al, 2009)

Según lo planteado en el Capítulo 1 se escoge para llevar a cabo este trabajo la especie de microalga *Isochrysis galbana*, para la que en estos momentos, en trabajos paralelos, están siendo investigadas las condiciones de crecimiento y propagación.

A continuación se describen las etapas del proceso:

2.1.1-Extracción y purificación del aceite

Prensado

Una vez que las algas están secas se extrae el aceite mediante una prensa de aceite. Sin embargo se recomienda la extracción mecánica combinada con una lixiviación, el solvente más utilizado es el hexano, aunque también se emplean el benceno y el éter.

Lixiviación

Después que el aceite haya sido extraído en la prensa, la pulpa restante puede ser mezclada con hexano para extraer el aceite restante. El aceite se disuelve en el hexano, y la pulpa es eliminada de la solución, mediante filtración.

Evaporación

El aceite y el hexano son separados por medio de la evaporación, los vapores de hexano son condensados y enviados a un tanque con el objetivo de ser reutilizado.

2.1.2-Producción del biodiesel

Esterificación

La esterificación de los ácidos grasos se produce por la adición de metanol, en presencia de un catalizador ácido (H_2SO_4) según:

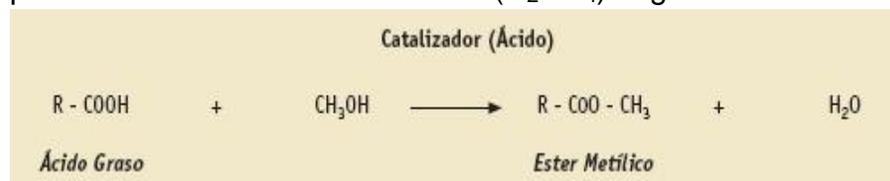


Fig.2.2 Esterificación de un ácido graso en ambiente ácido.

La síntesis de biodiesel puede llevarse a cabo solo con la transesterificación, pero si se realiza una esterificación previa, se ahorra tiempo y se aumenta el rendimiento final, ya que en este proceso reaccionan los ácidos grasos libres (que no están formando triglicéridos) y se transforman en ésteres metílicos. En la esterificación se utilizan catalizadores ácidos, por lo que no es necesario trabajar con temperaturas elevadas y tiempos de reacción largos.

Transesterificación

La transesterificación de los ácidos grasos consiste en tres reacciones reversibles y consecutivas. El triglicérido es convertido consecutivamente en diglicérido, monoglicérido y glicerina. En cada reacción es liberado un mol de éster metílico según:

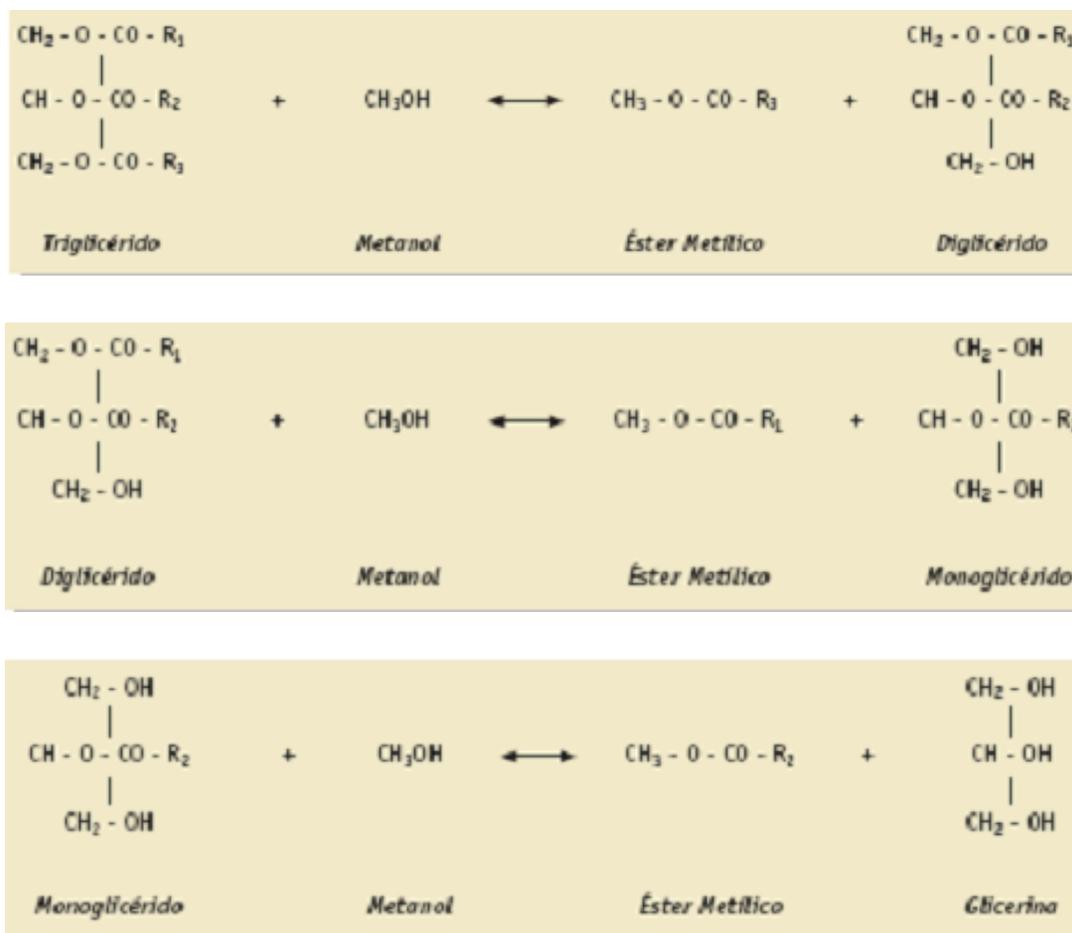


Fig. 2:3 Transesterificación de ácidos grasos en ambiente básico

Las condiciones de la operación determinadas son: temperatura 60°C, presión atmosférica, velocidad de agitación 200 rpm, relación molar de alcohol/aceite 3:1, y tiempo de contacto 90 minutos.

Neutralización

En la neutralización es donde la mezcla obtenida en la transesterificación se mezcla con H₂SO₄, para evitar que el catalizador básico en exceso reaccione con los ácidos grasos libres, ya que se producirían jabones indeseados en el producto final.

Evaporación

En el evaporador se separa el alcohol metílico en exceso de la mezcla neutralizada. Los vapores de metanol son condensados y enviados a un tanque de almacenamiento para luego ser alimentados al primer reactor, formando parte nuevamente del ciclo.

Decantación

La decantación consiste en la separación de la mezcla a partir de la diferencia de densidades. El producto del evaporador, que contiene metiléster, glicerina, y sales se envía al decantador, en el cual se obtienen dos fases, una mezcla de glicerina, sales e

impurezas (jabones, catalizadores ácidos) y el biodiesel. Las condiciones de operación son: temperatura 25°C, presión atmosférica, y una duración de 12 horas.

2.2 Balances de masa del proceso.

Para la realización de los balances de masa se toma como base el procesamiento de 100kg de alga seca /batch de la especie *Isochrysis galbana*, y se considera un contenido de 30% de aceite y 70% de materia inerte.

<u>2.2.1-Balace de masa en la prensa.</u>		
Datos	Ecuación	Resultados
$M_{\text{alga seca}} = 100\text{kg}$ %aceite en alga = 30 % inerte en alga = 70 % de extracción = 75%	B.T: $M_{\text{alga seca}} = M_{\text{alga prensada}} + M_{\text{aceite(1)}}$ B.P: $M_{\text{aceite(1)}} = \% \text{aceite} * M_{\text{alga seca}} * \% \text{ extracción}$	$M_{\text{alga prensada}} = 77,5 \text{ kg}$ $M_{\text{aceite(1)}} = 22,5 \text{ kg}$

2.2.2 Etapa de lixiviación

Los cálculos en esta etapa se realizaron según la metodología planteada por (Treybal, 1985) para operaciones con transferencia de masa de este tipo, y la nomenclatura utilizada es la siguiente:

- A: Solvente (hexano)
- B: Sólido insoluble en el alga.
- C: Solute (aceite)
- F: kg de (A + C) en la alimentación sólida.
- E₁: kg de (A + C) en sólido lixiviado.
- R₀: kg de(A + C) en solvente.
- R₁: kg de (A + C) en solución de lixiviación (aceite y hexano).
- X: $\frac{kgdeC}{kgde(A + C)}$ en la solución.
- Y: $\frac{kgdeC}{kgde(A + C)}$ en sólido.
- N: $\frac{kgdeB}{kgde(A + C)}$ (solución retenida en el sólido)

<u>Balance de masa en la extracción del aceite</u>		
Datos	Ecuación	Resultados
A=0 kg B=70kg C=7,5 kg %pérdida de hexano=4 %extracción de aceite =80 M _{alga prensada} = 77,5 Kg M _{Hexano} =1,5*M _{alga seca} M _{Hexano} =150 kg R _o =150 kg alga=141 kg/m ³ hexano=660 kg/m ³ aceite=1060 kg/m ³ (Brennan,2009)	$F = A+C$	7,5 kg
	$N_F = B/F$	9,333 kg
	Aceite que sale en el líquido de lix. = $R_1 * X_1$	6 kg
	Aceite que sale en el sólido lix. = $E_1 * Y_1$	1,5 kg
	Hexano que sale en el líquido de lix. = $0.96 * R_o$	144 kg
	Hexano que sale en el sólido lix. = $0,04 * R_o$	6 kg
	$E_1 = \text{Kg de Aceite} + \text{Kg de hexano en el sólido}$	7,5 kg
	$R_1 = \text{Kg de Aceite} + \text{Kg de hexano en el líquido}$	150 kg
	$N_1 = B/E_1$	9,333
	$X_1 = C/(A+C)$ en el líquido	0,04
$Y_1 = C/(A+C)$ en el sólido	0,2	

<u>2.2.3-Balance de masa en la evaporación de hexano</u>		
Datos	Ecuación	Resultados
M _{Líquido} = 150kg M _{Aceite(2)} =6 kg	B.T: $M_{Líquido} = M_{Aceite(2)} + M_{Hexano(v)}$	$M_{Hexano(v)} = 144 \text{ kg}$

2.2.4-Balance de masa en el tanque de aceite		
Datos	Ecuación	Resultado
$M_{\text{Aceite (1)}} = 22,5 \text{ kg}$ $M_{\text{Aceite (2)}} = 6 \text{ kg}$	B.T: $M_{\text{Aceite}} = M_{\text{Aceite (1)}} + M_{\text{Aceite (2)}}$	$M_{\text{Aceite}} = 28,5 \text{ kg}$

2.2.5 Reacción de esterificación. Esta etapa tiene lugar en un reactor discontinuo con agitación a temperatura ambiente en presencia de un catalizador ácido.



Fig.2.4 Reacción de esterificación del aceite.

Para realizar el balance en esta etapa fue necesario determinar las masas moleculares de las sustancias involucradas en la reacción según:

Aceite: El aceite proveniente del alga contiene aproximadamente un 60% de ácidos grasos (DHA en forma libre y en triglicéridos) y el 40% de otros ésteres que no transesterifican según se muestra en la tabla 2.2.5.

Tabla 2.2.5 Principales componentes del aceite.

Nombre	Fórmula	Masa molar (kg/kmol)	Fracción
DHA			60% del aceite
DHA (ácido libre)	$C_{21}H_{31}COOH$	328	20% del DHA
DHA (triglicérido)	$C_{69}H_{98}O_6$	1022	80 %del DHA
Otros ésteres		284	40% del aceite

El cálculo de la masa molecular del aceite se realiza mediante la ecuación:

$$M_{\text{aceite}} = \sum M_i \cdot x_i = M_{\text{DHA}} \cdot x_{\text{DHA}} + M_{\text{Triglic.DHA}} \cdot x_{\text{Triglic.}} + M_{\text{otrosesteres}} \cdot x_{\text{otrosesteres.}}$$

$$M_{\text{aceite}} = 0,6 * (328 \cdot 0,2 + 884 \cdot 0,8) + 284 \cdot 0,4 = 643,5 \text{ kg / kmol}$$

Éster-1: Éster formado por el metanol y el DHA libre en la reacción de esterificación.

La fórmula molecular es $C_{21}H_{31}COOCH_3$ $M_{\text{Éster-1}} = 342 \text{ kg/kmol}$

Metanol: $M_{\text{metanol}} = 32 \text{ kg/kmol}$

Agua: $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ kg/kmol}$

Catalizador ácido: H_2SO_4 $M_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 98 \text{ kg/kmol}$

Reacción de esterificación:



Balance de equilibrio en la reacción de esterificación

Datos	Ecuación	Resultados
m _{aceite inicial} = 28,5 kg m _{ác. libre inicial} = 3,42 kg m _{triglic inicial} = 13,68 kg m _{metanol inicial} = 4,25kg m _{éster-1 inicial} = 0 kg m _{H₂O inicial} = 0 kg m _{H₂SO₄ inicial} = 1% m _{aceite} inicial	$n^o = \frac{m_{inicial}}{M}$ (moles iniciales)	n ^o _{aceite} = 0,0443 kmol n ^o _{metanol} = 0,133 kmol n ^o _{ác. libre} = 0,0104 kmol n ^o _{triglic} = 0,0134 kmol n ^o _{éster-1} = 0 kmol n ^o _{H₂O} = 0 kmol n ^o _{H₂SO₄} = 0,003 kmol n ^o _{otros ésteres} = 0,04 kmol
m _{H₂SO₄ inicial} = 0,285kg m _{otros ésteres} = 11,4kg	$n_{ae} = n_a^o - n_a^o \cdot \frac{a}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de ác. libre)	0 kmol 0 kg
M _{aceite} = 643,52 kg/kmol M _{ác. libre} = 328 kg/kmol M _{triglic} = 1022 kg/kmol M _{metanol} = 32 kg/kmol M _{éster-1} = 342kg/kmol M _{H₂O} = 18 kg/kmol M _{H₂SO₄} = 98 kg/kmol M _{otros ésteres} = 284kg/kmol	$n_{be} = n_b^o - n_a^o \cdot \frac{b}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de metanol)	0,122 kmol 3,918 kg
M _{éster-1} = 342kg/kmol M _{H₂O} = 18 kg/kmol M _{H₂SO₄} = 98 kg/kmol M _{otros ésteres} = 284kg/kmol	$n_{ce} = n_c^o + n_a^o \cdot \frac{c}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de éster-1)	0,0104 kmol 3,566 kg
X _{ác. libre} = 1 R _{metanol / aceite} = 3:1 P = 1atm T = 25 °C	$n_{de} = n_d^o + n_a^o \cdot \frac{d}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de H ₂ O)	0,0104 kmol 0,188 kg
Sust. limitante: ác. libre Coef esteq. de la reacción	$n_{eI} = n_I^o$ (moles en el equilibrio de H ₂ SO ₄)	0,003kmol 0,285 kg
a=1: ác. libre b=1: metanol c=1: éster-1 d=1: H ₂ O i: catalizador (H ₂ SO ₄)	$n_{eI} = n_I^o$ (moles en el equilibrio de triglicérido)	0,0134 kmol 13,68 kg
	$n_{eI} = n_I^o$ (moles en el equilibrio de otros ésteres)	0,04 kmol 11,4 kg
	$n_T = \sum n_{fi}$ (moles totales de la reacción)	0,2kmol
	$M_{reac-1} = \sum m_{fi}$ (Masa final de salida del reactor 1)	33,037kg

2.2.6 Reacción de transesterificación: Esta etapa tiene lugar en un reactor discontinuo con agitación a temperatura de 60°C empleando como medio de calentamiento vapor de agua a 10 atm proveniente de la caldera.

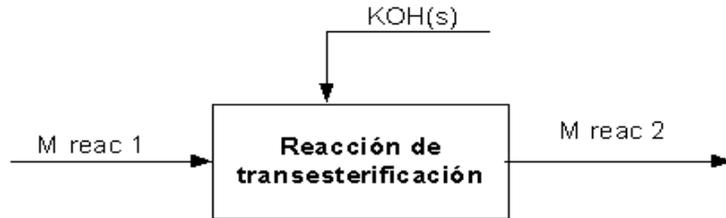


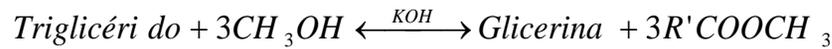
Fig. 2.5 Reacción de transesterificación del aceite.

Se determinaron las masas moleculares de las sustancias involucradas en la reacción según:

Éster-2: Éster formado en la reacción de transesterificación. La fórmula molecular es $C_{21}H_{31}COOCH_3$ siendo $M_{\text{Éster-2}} = 342 \text{ kg/kmol}$

Glicerina: $M_{\text{glicerina}} = 92 \text{ kg/kmol}$

Reacción de transesterificación:



Balance de equilibrio en la reacción de transesterificación

Datos	Ecuación	Resultados
$m_{\text{aceite inicial}} = 28,5 \text{ kg}$ $m_{\text{triglic inicial}} = 13,68 \text{ kg}$ $m_{\text{metanol inicial}} = 3,918 \text{ kg}$ $m_{\text{glicerina inicial}} = 0 \text{ kg}$ $m_{\text{éster-2 inicial}} = 0 \text{ kg}$ $m_{\text{KOH inicial}} = 2\% m_{\text{aceite inicial}}$ $m_{\text{KOH inicial}} = 0,57 \text{ kg.}$ $m_{\text{éster-1 inicial}} = 3,566 \text{ kg}$ $m_{\text{ac. libre inicial}} = 0 \text{ kg}$ $m_{\text{H}_2\text{O inicial}} = 0,188 \text{ kg}$ $m_{\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ inicial}} = 0,285 \text{ kg}$ $m_{\text{otros ésteres}} = 11,4 \text{ kg}$	$n^0 = \frac{m_{\text{inicial}}}{M}$ (moles iniciales)	$n_{\text{metanol}}^0 = 0,122 \text{ kmol}$ $n_{\text{triglic}}^0 = 0,0134 \text{ kmol}$ $n_{\text{éster-2}}^0 = 0 \text{ kmol}$ $n_{\text{glicerina}}^0 = 0 \text{ kmol}$ $n_{\text{KOH}}^0 = 0,01 \text{ kmol}$ $n_{\text{éster-1}}^0 = 0,0104 \text{ kmol}$ $n_{\text{H}_2\text{SO}_4}^0 = 0,003 \text{ kmol}$ $n_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,0104 \text{ kmol}$ $n_{\text{ac. libre}}^0 = 0 \text{ kmol}$ $n_{\text{otros ésteres}}^0 = 0,04 \text{ kmol}$
	$n_{ae} = n_a^o - n_a^o \cdot \frac{a}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de triglic.)	0,00133 kmol 1,354 kg
	$n_{be} = n_b^o - n_a^o \cdot \frac{b}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de metanol)	0,0863 kmol 2,76 kg
	$n_{ce} = n_c^o + n_a^o \cdot \frac{c}{a} \cdot x_a$ (moles en el equilibrio de éster-2)	0,0362 kmol 12,374 kg
$M_{\text{glicerina}} = 92 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{ac. libre}} = 328 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{triglic}} = 1022 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{metanol}} = 32 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{éster-1}} = 342 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 98 \text{ kg/kmol}$		

<p> $M_{\text{KOH}} = 56 \text{ kg/kmol}$ $M_{\text{éster-2}} = 342 \text{ kg/kmol}$ $X^{\text{e}}_{\text{triglic}} = 0,901$ $P = 1 \text{ atm}$ $T = 60 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_{\text{reacc}} = 1,5 \text{ horas}$ <u>Sust. limitante: triglic.</u> <u>Coef esteq. de la reacción</u> $a = 1$: triglic. $b = 3$: metanol $c = 3$: éster-2 $d = 1$: glicerina i: catalizador (KOH) </p>	$n_{de} = n_d^o + n_a^o \cdot \frac{d}{a} \cdot x_a$ <p>(moles en el equilibrio de glicerina)</p>	<p>0,012kmol 1,11 kg</p>
	$n_{eI} = n_I^o$ <p>(moles en el equilibrio de KOH)</p>	<p>0,01 kmol 0,57 kg</p>
	$n_{eI} = n_I^o$ <p>(moles en el equilibrio de éster-1)</p>	<p>0,0104 kmol 3,566 kg</p>
	$n_{eI} = n_I^o$ <p>(moles en el equilibrio de H₂SO₄)</p>	<p>0,003 kmol 0,285 kg</p>
	$n_{eI} = n_I^o$ <p>(moles en el equilibrio de H₂O)</p>	<p>0,0104 kmol 0,188 kg</p>
	$n_{eI} = n_I^o$ <p>(moles en el equilibrio de otros ésteres)</p>	<p>0,04 kmol 11,4 kg</p>
	$m_{\text{Biodiesel}} = m_{\text{éster1}} + m_{\text{éster2}} + m_{\text{otroséstere}}$	<p>27,34 kg</p>
	$n_T = \sum n_{fi}$ <p>(moles totales de la reacción)</p>	<p>0,21kmol</p>
	$M_{\text{reac-2}} = \sum m_{fi}$ <p>(Masa final de salida del reactor-2)</p>	<p>33,61kg</p>
	$K_{\text{equilibrio}} = \frac{n_D^d \cdot n_c^c}{n_A^a \cdot n_B^b} \left(\frac{P}{n_T} \right)^{\Delta n}$ <p align="center">n=0</p>	<p>0,672</p>

2.2.7-Balance de masa en la neutralización		
Datos	Ecuación	Resultado
$M_{\text{M reac 2}} = 33,61 \text{ kg}$ $M_{\text{Ácido}} = M_{\text{aceite}} = 28,5 \text{ kg.}$	$B.T: M_{\text{Neutraliz}} = M_{\text{Ácido}} + M_{\text{M reac 2}}$	$M_{\text{Neutraliz}} = 62,11 \text{ kg}$

<u>2.2.8-Balance de masa en la evaporación del metanol en exceso.</u>		
Datos	Ecuación	Resultados
$M_{Neutraliz} = 62,11 \text{ kg}$ $M_{metanol \text{ exceso}} = 2,76 \text{ kg}$	B.T: $M_{neutraliz} = M_{Metanol \text{ exceso}} + M_{Mezcla}$	$M_{Mezcla} = 59,35 \text{ kg}$

<u>2.2.9-Balance de masa en la decantación.</u>		
Datos	Ecuación	Resultados
$M_{Mezcla} = 59,35 \text{ kg}$ $M_{Biodiesel} = 27,34 \text{ kg}$	B.T: $M_{Mezcla} = M_{Residuo \text{ líquido}} + M_{Biodiesel}$	$M_{Residuo \text{ líquido}} = 32,01 \text{ kg}$

2.3-Dimensionamiento de los equipos principales.

Una vez realizado el balance de materiales en cada etapa se procede al dimensionamiento de los equipos principales del proceso.

<u>2.3.1-Diseño del mezclador de alga prensada-hexano.</u>		
Datos	Ecuación	Resultados
$M_{\text{alga prensada}} = 77,5 \text{ kg}$ $M_{\text{hexano}} = 150 \text{ kg}$ $\rho_{\text{alga}} = 141 \text{ kg/m}^3$ $\rho_{\text{hexano}} = 660 \text{ kg/m}^3$ $\rho_{\text{mezcla}} = 292,8 \text{ kg/m}^3$ Sobrediseño = 15%	$M_t = M_{\text{alga prensada}} + M_{\text{hexano}}$	$M_t = 227,5 \text{ kg}$
	$V = \frac{M_{\text{Líquido}}}{\rho_{\text{mezcla}}}$	$V = 0,78 \text{ m}^3$
	$h/D = 1,53$ $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	$D = 0,87 \text{ m}$ $h = 1,32 \text{ m}$
	$H = h + 0,15 * h$	$H = 1,52 \text{ m}$

2.3.2-Diseño del filtro.		
Datos	Ecuación	Resultados
suspensión = 292,8 kg/m ³ μ = 0,07 Pa·s = 5·10 ¹³ m/kg (cte) Rm = 1·10 ¹⁰ m ⁻¹ (- P) = 0,4 MPa t _{auxiliar} = 45 min t _{filtración} = 5· t _{aux} t _{filtración} = 225 min = 13500 s M _{susp} = 227,5 kg M _{torta} = 77,5 kg M _{inerte} = 70% M _{alga seca} M _{alga seca} = 100 kg M _{inerte} = 70 kg M _{líquido en torta} = 7,5 kg M _{filtrado} = 150 kg filtrado = 662 kg/m ³	$x = \frac{m_{inerte}}{M_{susp}}$	x=0,308
	$x_t = \frac{m_{inerte}}{M_{torta}}$	x_t=0,903
	$X = \frac{x}{1 - x}$	X=0,444
	$X_t = \frac{x_t}{1 - x_t}$	X_t= 9,33
	$hum_{torta} = \frac{M_{Líquido .en .torta}}{M_{torta}}$	hum_{torta}=9,68% < 10% (datos prácticos)
	$\frac{1}{\rho_{susp}} = \frac{x}{\rho_{torta}} + \frac{1 - x}{\rho_{filtrado}}$	torta=129,85 kg/m³
	$C' t = x_t \cdot \rho_{torta}$	C't=117,29 kg/m³
	$C' s = x \cdot \rho_{susp}$	C's=90,1 kg/m³
	$C_s = X \cdot \rho_L$	Cs=294,32 kg/ m³
	$C = \frac{C_s}{1 - \frac{C_s}{Xt \cdot \rho_L}}$	C=309,03 kg/m³
	$V_{filtrado} = \frac{M_{filtrado}}{\rho_{filtrado}}$	V_{filtrado}= 0,23 m³

	$\left(\frac{V}{S}\right) = \frac{t_f \cdot (-\Delta P)}{\frac{\alpha C}{2} \left(\frac{V}{S}\right)_{sup} + Rm}$	$(V/S)_{sup} = 3,14 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2$ $V/S = 3,14 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2$
	$S = \frac{V}{(V/S)}$	$S = 72,1 \text{ m}^2$
	$h = \frac{C \cdot V}{C' \cdot t \cdot S}$	$8,28 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

La selección del filtro prensa vertical se realizó utilizando la Tabla 17 (Rosabal, 1989) obteniéndose el siguiente modelo:

Tipo de filtro	FIG-80-1-1000/25 K
Superficie de filtración ,S(m ²)	80
Presión máxima de filtración(MPa)	0,4
Espesor de la lámina o marco(mm)	25
Nº de elementos de filtración	40

Para corroborar el diseño se tuvo en cuenta el espesor de la torta (h) como criterio de diseño importante, el cual plantea que para los filtros prensa verticales, el valor de $h_{\text{máximo}} = \frac{1}{2}$ espesor del marco, siendo $h_{\text{máximo}} > h$ para que el diseño sea correcto.

$$h_{\text{máx}} = \frac{1}{2} * 25 \text{ mm} = 12,5 \text{ mm} = 12,5 * 10^{-3} \text{ m} > 8,28 * 10^{-3} \text{ m}$$

Como se cumple que $h_{\text{máximo}} > h$, el diseño es correcto.

2.3.3-Características geométricas del evaporador de hexano		
Datos	Ecuación	Resultados
M _{Líquido} = 150 kg m _{Aceite 1} = 6kg m _{hexano (v)} = 144kg M _{Aceite} = 643,52 kg/kmol M _{Hexano} = 84kg/kmol aceite = 1060 kg/m ³	$V = \frac{M_{\text{Líquido}}}{\rho_{\text{mezcla}}}$	$V = 0,23 \text{ m}^3$
	$h/D = 1,53$	$D = 0,57 \text{ m}$ $h = 0,87 \text{ m}$

hexano = 660 kg/m ³ líquido = 670,12 kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	
	H = h + 0,15*h	H=1 m

2.3.3.1-Diseño del serpentín de vapor para el evaporador de hexano.

Datos:

M_{Líquido} = 150 kg/batch = 330lb/batch
 Cp_{Líquido} = 0,65 BTU/lb°F
 T₁ = 179,91°C = 355,838°F (vapor sat.)
 T₂ = 179,91°C = 355,838°F
 v = 2778,1kJ/kg = 1196,94BTU/lb
 hexano = 80,48 kcal/kg = 145,11 BTU/lb
 k_{fluido} = 0,08 BTU/(hpie²)(°F/pie)
 Nr = 100 rpm = 6000 rph
 L_p = 0,38 m = 1,24 pie
 H_{evap} = 1 m = 3,3 pie
 D_j = 0,57m = 1,875 pie
 = 670,12 kg/m³ = 41,835lb/pie³
 μ = 0,86cP = 2,08 lb/pie-h

h_{oi} = 1500 BTU/hpie²°F (vapor saturado)
 Rd = 0,005 hpie²°F/BTU
 t₁ = 25°C = 77 °F
 t₂ = 68,74°C = 155,732 °F
 T_{ambiente} = 28 °C = 82,4°F
 D_{serp} = 0,37 m = 1,21 pie
 H_{serp} = 0,81 m = 2,67 pie
 DE = 1¼ plg
 DI = 1,12 plg
 BWG16
 at = 0,985 plg²
 a't = 0,3271pie²/pie

Metodología de diseño según (Kern, 1969)

1. Balance térmico.

$$Q = M_{Liq} \cdot Cp_{Liq} \cdot (t_2 - t_1) + M_{hex} \cdot \lambda_{hex} = m_v \cdot \lambda_v \quad (2.1)$$

Q: calor transferido en el equipo.

Q = 62853BTU/batch

M_{vapor}: masa de vapor consumida.

M_{vapor} = 52,51 lb/batch = 23,87kg/batch

Determinación de las pérdidas de calor en el equipo:

Se desprecian las siguientes resistencias al paso del calor:

- Película de condensado
- Pared de la tubería

- Material aislante

El cálculo del coeficiente combinado de convección y radiación (h_a) se realiza según la ecuación 2.2

$$h_a = 9.4 + 0.052 \cdot (t_2 - T_{amb}) \quad [\text{W/m}^2\text{°C}] \quad (2.3)$$

Las pérdidas de calor según la ec. 3.5

$$Q_{perd} = h_a \cdot (\pi \cdot D \cdot H + 2 \cdot \pi \cdot D^2 / 4) \cdot (t_2 - T_{amb}) \quad [\text{W}] \quad (2.4)$$

Obteniéndose como resultados:

$$h_a = 11,52 \text{ W/m}^2\text{°C} = 2,03 \text{ BTU/hpie}^2\text{°C}$$

$$Q_{perd} = 311,3 \text{ kJ/batch.}$$

$$m'_{vapor} = \frac{Q_{perd}}{\lambda_{vapor}} = \frac{311,3}{2778,1} = 0,112 \text{ kg / batch} = 0,246 \text{ lb / batch}$$

m'_{vapor} : masa de vapor para compensar las pérdidas de calor en el equipo.

$$M_{total \text{ de vapor}} = 52,76 \text{ lb/batch} = 23,9 \text{ kg/batch.}$$

2. Determinación de los coeficientes de transferencia de calor (h_c y h_o : coeficiente referido al exterior y al interior del serpentín respectivamente).

Las correlaciones de transferencia de calor en tanques con serpentines helicoidales, tienen la forma:

$$\frac{hD_j}{k} = 0.87 \left(\frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu} \right)^{0,67} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.5)$$

Para un rango de $400 < Re < 3 \cdot 10^5$

$$h_{oi} = 1500 \frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F} \text{ para vapor saturado}$$

$$h_c = \frac{0.87k}{D_j} \left(\frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu} \right)^{0,67} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (2.6)$$

Donde:

k : conductividad térmica del líquido. D_j : diámetro interior del tanque.

$\frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu}$: Reynold de mezclado. L_p : longitud de la paleta del agitador.

N_r : velocidad del agitador , μ : densidad promedio y viscosidad del líquido.

Sustituyendo los valores se determina el coeficiente pelicular para el exterior del serpentín siendo $h_c = 321,86 \text{ BTU/hpie}^2\text{°F}$, con un $Re_m = 1,85 \cdot 10^5$ dentro del rango de utilización de la ecuación.

3. Cálculo de U_D :

$$U_c = \frac{h_c \cdot h_{oi}}{h_c + h_{oi}} \quad (2.7)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$U_D = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d} \quad (2.8)$$

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

$$U_c = 265 \text{ BTU/hpie}^2\text{°F}$$

$$h_d = 200 \text{ BTU/hpie}^2\text{°F}$$

$$U_D = 113,98 \text{ BTU/hpie}^2\text{°F}$$

4. Determinación del área de transferencia de calor del equipo

El proceso se realiza en estado no estacionario empleando vapor saturado a 10 atm como medio de calentamiento isotérmico.

$$\frac{dQ}{d\theta} = MC_p \frac{dT}{d\theta} = U_D \cdot A \cdot \Delta T \quad (2.9)$$

$$\Delta T = T_1 - t$$

$$\frac{dt}{d\theta} = \frac{U_D \cdot A}{MC_p} \cdot \Delta T$$

$$\int_{t_1}^t \frac{dt}{T_1 - t} = \frac{U_D A}{MC_p} \cdot \int_0^\theta d\theta$$

Integrando de t_1 a t_2 mientras el tiempo va de 0 a θ , se obtiene

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) = \frac{U_D \cdot A \cdot \theta}{MC_p}$$

$$A = \ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right) \cdot \frac{MC_p}{U_D \theta} \quad (2.10)$$

En la ecuación (2.10), θ es el tiempo de calentamiento de t_1 a t_2 de M lb de mezcla con vapor saturado a T_1 .

Sustituyendo se obtiene un $A_{TC} = 1,87 \text{ pie}^2 = 0,174 \text{ m}^2$

5. Determinación del N° de vueltas y distancia entre vueltas del serpentín de calentamiento del evaporador:

$$N_{vueltas}^o = \frac{A}{A_{1vuelta}} \quad (2.11)$$

$$A_{1vuelta} = \pi \cdot D_{serp} \cdot a't = 1,242 \text{ pie}^2 = 0,115 \text{ m}^2$$

$$N_{vueltas}^o = \frac{A_{TC}}{A_{1vuelta}} = \frac{1,87}{1,242} = 1,5 \approx 2 \text{ vueltas}$$

$$Dist.vueltas = \frac{H_{serp}}{N_{vueltas}^o} = \frac{0,81}{2} = 0,405 \text{ m} = 40,5 \text{ cm}$$

En la tabla 2.1 se muestran los resultados finales del diseño del serpentín en el evaporador 1.

Tabla 2.1 Resumen del diseño del serpentín del evaporador de hexano

Parámetros	Valores	Unidades
Requerimientos energéticos		
Temperatura de trabajo	68,74	°C
Calor transferido en el evaporador	62853	BTU/batch
Masa de vapor total	23,87	kg/batch
Diseño del serpentín		
Coeficientes peliculares	h_c	321,86 BTU/hpie ² °F
	h_{oi}	1500 BTU/h/pie ² °C
Coeficientes totales	U_c	265 BTU/hpie ² °F
	U_D	113,98 BTU/hpie ² °F
Área de transferencia de calor	1,87	pie ²
	0,174	m ²
Área de una vuelta	1,242	pie ²
	0,115	m ²
N° de vueltas	2	-
Altura del serpentín	0,81	m
Diámetro del serpentín	0,37	m
Distancia entre vueltas	40,5	cm

Diámetro exterior del tubo	1¼ plg
----------------------------	--------

2.3.4-Diseño del condensador para los vapores de hexano (C1)

(Intercambiador de tubos y concha)

Se trabaja con la metodología planteada por Kern, 1969.

Datos:

$Mv_{hexano} = 144 \text{ kg/batch} = 316,8 \text{ lb/batch}$

$h_{hexano} = 80,48 \text{ kcal/kg} = 145,11 \text{ BTU/lb}$

$T_1 = 68,74^\circ\text{C} = 155,732^\circ\text{F}$

$T_2 = 68,74^\circ\text{C} = 155,732^\circ\text{F}$

$t_e = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$

$t_s = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$

$Cp_{agua} = 1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

$\rho_{agua} = 998 \text{ kg/m}^3 = 62,3 \text{ lb/pie}^3$

Datos de los tubos:

¾ DE BWG 10

Arreglo en cuadro de 1”

$L = 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ pie}$

Según Tabla 10 del Kern:

$DI_{tubo} = 0,482 \text{ plg}$

área de flujo por el tubo
 $(a't) = 0,182 \text{ plg}^2 = 0,001264 \text{ pie}^2$

superficie por pie lineal
 $(a't) = 0,1963 \text{ pie}^2/\text{pie}$

$Rd = 0,001 \text{ hpie}^{20}\text{F}/\text{BTU}$ (Tabla 12 Kern)

Ubicación de los fluidos:

Por los tubos: Agua

Por la concha: Vapores de hexano

Tabla 2.2. Diseño del intercambiador de calor de tubos y concha (C1)

Ecuaciones	Resultados	Unidades
$T_{verd} = MLDT \cdot Ft$ $MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$	64,3	°F
$Ft = 1$ (vapor condensándose)		
$Q = M_H \cdot \lambda_H = m_{agua} \cdot Cp_{agua} \cdot (t_s - t_e)$	Q=45972 m _{agua} =257,98	BTU/h kg/batch
Seleccionar U_D (100-200 Tabla 11-3 Perry)	100	BTU/h pie ²⁰ F
$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{verd}}$ (Ecuación de diseño de Fourier)	7,15	pie ²
Determinación del N° de tubos:		
$A_{1tubo} = a't \cdot L$	0,644	pie ²
$N'_{tubos} = \frac{A_{TC}}{A_{1tubo}}$	11,1	
Normalización del N° de tubos (Tabla 9 Kern):		
DI coraza	8	Plg

Espaciado de los deflectores	4	plg
Nt	20	
Pasos por el tubo	4	
Pasos por la coraza	1	
Recálculo del A_{TC} $A_{TC\ Real} = N_{tubos} \cdot A_{tubo}$	12,88	pies ²
Rechequeo del IC tubos y concha		
Cálculo de los coeficientes peliculares de transferencia de calor: h_i y h_o h_o (vapor condensándose)	1500	BTU/hpie ² °F
$h_i=f(v, T_m)$ $A_{tubo} = \frac{N_t \cdot at'}{n}$ $v = \frac{M_{agua}}{A_{tubo}}$ $T_m = \frac{te + ts}{2}$ Siendo h_i (Fig. 25 del Kern) h_i corregido (tuberías diferentes de 16 BWG)	0,00632 1,2 90,5	pie ² pie/s °F
$h_{io} = h_i \cdot \frac{DI}{DE}$	350 365,75	BTU/hpie ² °F BTU/hpie ² °F
$U_C = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$	569,11	BTU/hpie ² °F
$U_D = \frac{Q}{A_{TC\ Real} \cdot \Delta T_{verd}}$	412,58	BTU/hpie ² °F
$Rd_{calc} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$ $A_{exceso} = \frac{(Rd_{calc} - Rd_{req})}{Rd_{req}}$	55,52	BTU/hpie ² °F
	0,01559 14,6 (10-30%) OK	hpie ² °F/BTU %

2.3.5- Características geométricas del tanque de almacenamiento de hexano

Datos	Ecuación	Resultados
$m_{\text{hexano}} = 144 \text{ kg}$ $\rho_{\text{hexano}} = 660 \text{ kg/m}^3$ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{\text{hexano}}}{\rho_{\text{hexano}}}$	V=0,218 m³
	$h/D = 1,53$ $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,57m h = 0,87 m
	H = h + 0,15*h	H=1m

2.3.6- Características geométricas del tanque de almacenamiento de aceite

Datos	Ecuación	Resultados
$m_{\text{aceite}} = 28,5 \text{ kg}$ $\rho_{\text{aceite}} = 1060 \text{ kg/m}^3$ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{\text{hexano}}}{\rho_{\text{hexano}}}$	V=0,027 m³
	$h/D = 1,53$ $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,28m h = 0,43 m
	H = h + 0,15*h	H=0,5m

2.3.7-Características geométricas del reactor de esterificación		
Datos	Ecuación	Resultados
M_{aceite} = 28,5 kg M_{metanol} = 4,25 kg M_{H2SO4} = 0,285kg metanol = 800 kg/m ³ aceite = 1060 kg/m ³ H2SO4 = 1000 kg/m ³ reac-1 = 867,2 kg/m ³ X_{eq} = 100% Sobrediseño = 15%	$M_{reac-1} = M_{aceite} + M_{metanol} + M_{catalizador}$	33,04kg
	$V = \frac{M_{reac-1}}{\rho_{reac-1}}$	0,038m³
	h/D = 1,53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,32m h = 0,48 m
	H = h + 0,15*h	0,56 m

2.3.8-Características geométricas del reactor de transesterificación		
Datos	Ecuación	Resultados
M_{reac-1} = 33,04 kg M_{KOH} = 0,57kg reac-1 = 867,2 kg/m ³ KOH = 2040 kg/m ³ reac-2 = 919,5 kg/m ³ X_{eq} = 90,1% Sobrediseño = 15%	$M_{reac-2} = M_{reac-1} + M_{KOH}$	33,61kg
	$V = \frac{M_{reac-2}}{\rho_{reac-2}}$	0,037m³
	h/D = 1.53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,31 m h = 0.48 m
	H = h + 0,15*h	0,55 m

2.3.8.1-Diseño de la chaqueta del reactor de transesterificación:

Datos:

$$M_{\text{reac-2}}=33, 61\text{kg/batch}=73,935 \text{ lb/batch}$$

$$Cp_{\text{agua}} = 1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Cp_{\text{mezcla}} = 0,6 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 179,91^\circ\text{C} = 355,838^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 179,91^\circ\text{C} = 355,838^\circ\text{F}$$

$$v = 2778,1\text{kJ/kg} = 1196,94\text{BTU/lb}$$

$$t_1 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$\mu_{\text{agua}} = 1 \text{ Cp} = 2,42 \text{ lb/pieh}$$

$$\mu_{\text{mezcla}} = 1,4\text{Cp} = 3,37 \text{ lb/pieh}$$

$$\text{mezcla} = 919,5 \text{ kg/m}^3 = 57,4 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{agua} = 998 \text{ kg/m}^3 = 62,3 \text{ lb/pie}^3$$

h_i y h_{oi} : Coeficiente de transferencia de calor referido al interior y al exterior de la pared del reactor.

$$DI_{\text{chaqueta}} = 0,333 \text{ m} = 1,1 \text{ pie}$$

$$DE_{\text{reactor}} = 0,323\text{m} = 1,06 \text{ pie (espesor de 5mm)}$$

$$k_{\text{mezcla}} = 0,11 \text{ BTU}/(\text{hpie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$$

$$k_{\text{agua}} = 0,33 \text{ BTU}/(\text{hpie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$$

$$Dj = 0,31 \text{ m} = 1,025 \text{ pie (diámetro del reactor)}$$

$$H_{\text{reactor}} = 0,55 \text{ m} = 1,8 \text{ pie}$$

$$Nr = 200 \text{ rpm} = 12000 \text{ rph}$$

$$Lp = 0,21 \text{ m} = 0,68 \text{ pie}$$

$$Rd = 0,003 \text{ hpie}^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Metodología de diseño según (Kern, 1969)

Ecuaciones	Resultados	Unidades
<p>Balance térmico.</p> $Q = M_{\text{agua}} \cdot \lambda_{\text{cond}} = m_{\text{mezcla}} \cdot Cp_{\text{mezcla}} \cdot (t_1 - t_2)$	$M_{\text{agua}} = 1,06$ $Q = 2785,4$	kg/batch BTU/batch
$Re_m = \frac{L_p^2 N_r \rho_{\text{mezcla}}}{\mu_{\text{mezcla}}}$	93651,8 $j_h \text{ reactor} = 700$ (fig 20.2 Kern)	
<p>Determinación de los coeficientes de transferencia de calor.</p> $h_i = \frac{j_h \cdot k_{\text{mezcla}}}{D_j} \left(\frac{C_p \text{ mezcla} \cdot \mu_{\text{mezcla}}}{k_{\text{mezcla}}} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$	198,88	BTU/(hpie ² °F)
h_{oi} (vapor saturado)	1500	BTU/(hpie ² °F)
$U_c = \frac{h_{oi} \cdot h_i}{h_{oi} + h_i}$	175,6	BTU/(hpie ² °F)
$h_d = \frac{1}{R_d}$	333,33	BTU/(hpie ² °F)
$U_D = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$	115	BTU/(hpie ² °F)
$Ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) = \frac{U_D \cdot A \cdot \theta}{MC_p}$ <p>(ec. 18.15 Kern)</p>		
$A = Ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) \cdot \frac{MC_p}{U_D \theta}$	0,2 0,0183	pie ² m ²

$A_{geométrica} = \pi \cdot D \cdot L + \frac{\pi \cdot D^2}{4}$	6,612 0,614	pie ² m ²
$A_{geométrica} > A_{req}$	OK	

2.3.9- Características geométricas del neutralizador

Datos	Ecuación	Resultados
M _{reac-2} = 33,61 kg M _{H2SO4} = 28,5 kg M _{Neutraliz} = 62,11 kg ρ _{reac-2} = 919,5 kg/m ³ ρ _{H2SO4} = 1000 kg/m ³ ρ _{Neutraliz.} = 954,75 kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{M_{Neutraliz}}{\rho_{Neutraliz}}$	V=0,065m³
	h/D = 1.53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,38 m h = 0,58 m
	H = h + 0,15*h	H=0,67 m

2.3.10- Características geométricas del evaporador de metanol

Datos	Ecuación	Resultados
M _{Neutraliz} = 62,11 kg ρ _{Neutraliz} = 954,75 kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{Neutraliz}}{\rho_{Neutraliz}}$	V=0,065 m³
	h/D = 1,53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,38m h = 0,58 m
	H = h + 0,15*h	H=0,67m

2.3.10.1-Diseño del serpentín de vapor para el evaporador de metanol

Datos:

$$M_{\text{Neutraliz}} = 62,11 \text{ kg/batch} =$$

$$136,64 \text{ lb/batch}$$

$$Cp_{\text{Neutraliz}} = 0,6 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 179,91^\circ\text{C} = 355,838^\circ\text{F} \text{ (vapor sat.)}$$

$$T_2 = 179,91^\circ\text{C} = 355,838^\circ\text{F}$$

$$v = 2778,1 \text{ kJ/kg} = 1196,94 \text{ BTU/lb}$$

$$v_{\text{metanol}} = 262,79 \text{ kcal/kg} = 473,84$$

$$\text{BTU/lb}$$

$$k_{\text{fluido}} = 0,115 \text{ BTU/(hpie}^2)(^\circ\text{F/pie)}$$

$$Nr = 100 \text{ rpm} = 6000 \text{ rph}$$

$$L_p = 0,25 \text{ m} = 0,82 \text{ pie}$$

$$H_{\text{evap}} = 0,67 \text{ m} = 2,2 \text{ pie}$$

$$D_j = 0,38 \text{ m} = 1,24 \text{ pie}$$

$$= 954,75 \text{ kg/m}^3 = 59,61 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu = 1,4 \text{ cP} = 3,4 \text{ lb/pie-h}$$

$$h_{oi} = 1500 \text{ BTU/hpie}^2^\circ\text{F} \text{ (vapor saturado)}$$

$$Rd = 0,005 \text{ hpie}^2^\circ\text{F/BTU}$$

$$t_1 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 64,7^\circ\text{C} = 148,46^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{ambiente}} = 28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$$

$$D_{\text{serp}} = 0,24 \text{ m} = 0,8 \text{ pie}$$

$$H_{\text{serp}} = 0,54 \text{ m} = 1,77 \text{ pie}$$

$$DE = 1\frac{1}{4} \text{ plg}$$

$$DI = 1,12 \text{ plg}$$

$$\text{BWG16}$$

$$at = 0,985 \text{ plg}^2$$

$$a't = 0,3271 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

Para el diseño se utilizó la metodología planteada por (Kern, 1969), de manera similar al epígrafe 2.3.3.1, y se obtienen los siguientes resultados:

Balance térmico

$$Q = 8787,43 \text{ BTU/batch}$$

$$M_{\text{vapor}} = 7,34 \text{ lb/batch} = 3,34 \text{ kg/batch}$$

Determinación de las pérdidas de calor en el equipo:

$$h_a = 11,3 \text{ W/m}^2^\circ\text{C} = 2 \text{ BTU/hpie}^2^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{perd}} = 30,2 \text{ kJ/batch}$$

$$m'_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{perd}}}{\lambda_{\text{vapor}}} = \frac{30,2}{2778,1} = 0,011 \text{ kg / batch} = 0,024 \text{ lb / batch}$$

m'_{vapor} : masa de vapor para compensar las pérdidas de calor en el equipo.

$$M_{\text{total de vapor}} = 7,37 \text{ lb/batch} = 3,35 \text{ kg/batch.}$$

En la tabla 2.3 se muestran los resultados finales del diseño del serpentín para el evaporador 2.

Tabla 2.3 Resumen del diseño del serpentín del evaporador de metanol

Parámetros	Valores	Unidades	
Requerimientos energéticos			
Temperatura de trabajo	64,7	°C	
Calor transferido en el evaporador	8787,43	BTU/batch	
Masa de vapor total	3,35	kg/batch	
Diseño del serpentín			
Coeficientes peliculares	h_c	374,3	BTU/hpie ² °F
	h_{oi}	1500	BTU/h/pie ² °C
Coeficientes totales	U_c	299,5	BTU/hpie ² °F
	U_D	120	BTU/hpie ² °F
Área de transferencia de calor		2,45	pie ²
		0,23	m ²
Área de una vuelta		0,835	pie ²
		0,077	m ²
Nº de vueltas	3	-	
Altura del serpentín	0,67	m	
Diámetro del serpentín	0,38	m	
Distancia entre vueltas	19,2	cm	
Diámetro exterior del tubo	1¼	plg	

2.3.11-Diseño del condensador para los vapores de metanol (C2)

(Intercambiador de doble tubo)

Datos:

$t_e = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$

$t_s = 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$

$T_1 = 64,7^\circ\text{C} = 148,46^\circ\text{F}$

$T_2 = 64,7^\circ\text{C} = 148,46^\circ\text{F}$

$M_{V \text{ metanol}} = 2,76\text{kg/batch} = 6,07\text{lb/batch}$

$\lambda_{\text{metanol}} = 262,79 \text{ kcal/Kg} = 473,84$

BTU/lb

$C_{p \text{ metanol}} = 0,62 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

$C_{p \text{ agua}} = 1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

$\mu_{\text{agua}} = 1 \text{ cP} = 2,42 \text{ lb/pie-h}$

$\mu_{\text{metanol}} = 0,124 \text{ cP} = 0,3 \text{ lb/pie-h}$

$\rho_{\text{metanol}} = 800\text{kg/m}^3 = 49,944 \text{ lb/pie}^3$

$L_{\text{ horquilla}} = 0,9 \text{ m} = 2,953\text{pies}$

Intercambiador de 2x1^{1/4} IPS

Según Tabla 11 del (Kern, 1969)

Área de flujo por el ánulo (at): 1,19 plg²
= 0,008264 pie²

Área de flujo por el tubo (at'): 1,5 plg² =
0,010417 pie²

$DE_{\text{ tubo}} = 1,66 \text{ plg} = 0,13833 \text{ pie}$

$DI_{\text{ tubo}} = 1,38 \text{ plg} = 0,115 \text{ pie}$

$DE_{\text{ ánulo}} = 2,38 \text{ plg} = 0,17225 \text{ pie}$

$DI_{\text{ ánulo}} = 2,067 \text{ plg} = 0,198333 \text{ pie}$

$D_{\text{ equiv. ánulo}} = 0,9138 \text{ plg} = 0,076149 \text{ pie}$

Superficie por pie lineal (a't) = 0,435
 pie²/pie
 k_{agua}=0,33 BTU/h-pie²-°F\pie
 Rd = 0,005 lbh°f/BTU

Ubicación de los fluidos:
 Agua: por dentro del tubo interior.
 Vapores de metanol: por el ánulo.

Tabla 2.4. Diseño del intercambiador de calor de doble tubo (C2)

Ecuaciones	Resultados	Unidades
$T_{verd} = MLDT \cdot Ft$ $MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$	62,03	°F
Ft = 1 (vapor condensándose)		
$Q = M_M \cdot \lambda_M = m_{agua} \cdot Cp_{agua} \cdot (t_s - t_e)$	Q=2877,31 m _{agua} =6,06	BTU/h kg/batch
Ánulo		
G = M _{metanol} /at	734,81	lb/hpie ²
$Re_a = \frac{D_{equiv} \cdot G_a}{\mu_{metanol}}$	186,47	
h _o (vapores de metanol)	1500	BTU/hpie ² °F
Tubo		
G _t = M _{agua} /at'	15345,66	lb/hpie ²
$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu_{agua}}$	729,24 Jh=6 (Fig.24 Kern)	
$h_i = j_h \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	h _i = 24,9 h _{io} = 20,7	BTU/hpie ² °F BTU/hpie ² °F
h _{io} = h _i *(DI/DE)		
$U_C = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$	20,42	BTU/hpie ² °F
$U_D = \frac{U_C \cdot h_d}{U_C + h_d}$ $h_d = \frac{1}{R_d}$	18,53	BTU/hpie ² °F
$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{verd}}$ (Ecuación de diseño de Fourier)	2,5	pie ²
Lef _{Total} = A/a't	5,75	pie lineal
Nº horquillas = Lef _{Total} /Lef _{horquilla}	1,95 2	horquillas
$A_{real} = n^o_{horquillas} \cdot a't \cdot Lef_{horquilla}$	2,57	pie ²
$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{verd}}$	18,06	BTU/hpie ² °F

$Rd_{calc} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$ $A_{exceso} = \frac{(Rd_{calc} - Rd_{req})}{Rd_{req}}$	0,00641	hpie ²⁰ F/BTU
	28,25	%
	(10-30%)	OK

2.3.12- Características geométricas del tanque de almacenamiento de metanol

Datos	Ecuación	Resultados
m _{metanol} = 2,76kg ρ _{metanol} = 800 kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{me\ tan\ ol}}{\rho_{me\ tan\ ol}}$	V=0,0035 m³
	h/D = 1,53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,14m h = 0,22 m
	H = h + 0,15*h	H=0,25m

2.3.13- Características geométricas del decantador de biodiesel

Datos	Ecuación	Resultados
M _{mezcla} = 59,35 kg M _{biodiesel} = 27,34 kg M _{Residuo líquido} = 32,01kg ρ _{biodiesel} = 880 kg/m ³ ρ _{Neutraliz} = 954,75 kg/m ³ ρ _{mezcla} = 913,4 kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{mezcla}}{\rho_{mezcla}}$	V=0,065 m³
	h/D = 1,53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,38m h = 0,58 m
	H = h + 0,15*h	H=0,67m

2.3.14- Características geométricas del tanque de almacenamiento de biodiesel

Datos	Ecuación	Resultados
M _{biodiesel} = 27,34 kg biodiesel = 880 kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{biodiesel}}{\rho_{biodiesel}}$	V=0,031m³
	h/D = 1,53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,3m h = 0,45 m
	H = h + 0,15*h	H=0,52m

2.3.15- Características geométricas del tanque de almacenamiento de residuo líquido

Datos	Ecuación	Resultados
M _{Residuo líquido} = 32,01kg mezcla = 1261kg/m ³ Sobrediseño = 15%	$V = \frac{m_{mezcla}}{\rho_{mezcla}}$	V=0,026 m³
	h/D = 1,53 $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0,28m h = 0,42 m
	H = h + 0,15*h	H=0,49m

2.4-Dimensionamiento de los agitadores

La selección y dimensionamiento de los agitadores se realizó según la metodología planteada por (Rosabal,1989). Para ello se creó una base de datos con las características fundamentales de diferentes tipos de agitadores normalizados (Anexo IV), seleccionándose los agitadores de hélice y paletas de acuerdo a su mayor utilización en la industria química. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Agitador de hélice.

- Provoca la agitación en grandes volúmenes de líquidos.
- Trabaja con por cientos de sólidos en el líquido inferiores a 50% resultando estos en el mezclador de hexano y la biomasa.
- Presenta bajo consumo de energía y es muy barato.
- Se pueden colocar varios agitadores en el mismo eje para asegurar el mezclado en todo el recipiente.

Agitador de paletas.

- Es muy eficiente en operaciones discontinuas y de baja viscosidad, como es el caso de la reacción de esterificación donde se mezclan el metanol con el aceite y el H_2SO_4 , así como los procesos de evaporación y neutralización.
- Es muy utilizado en reacciones químicas lentas como es el caso de la transesterificación donde $t_{reacc} = 90min$.
- Es muy barato y con un bajo consumo de energía.

2.4.1-Diseño del agitador del mezclador de alga prensada-aceite.

Datos	Ecuación	Resultados	Referencia
Agitador de hélice			
D _{tanque} = 0,87 m H _{tanque} = 1,52 m n = 360 rpm ρ _{mezcla} = 292,8 kg/m ³ μ _{mezcla} = 0,07 Pa.s	$d = 0,25 D^{(1)}$ $Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5}$ $N = K_{N, \text{corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{\text{arranque}} = 2 \cdot N$	Curva N°5 ⁽¹⁾ d = 0,216 m (longitud del agitador) Re _m = 1,16*10 ³ (régimen laminar) K _n = 0,5 ⁽²⁾ K _n corregido = 0,663 N = 19,83 kW N _{arranque} = 39,66 kW	⁽¹⁾ Tabla 21 ⁽²⁾ Fig. 9.7

2.4.2-Diseño del agitador del evaporador de hexano.

Datos	Ecuación	Resultados	Referencia
Agitador de paleta			
D _{tanque} = 0,57m H _{tanque} = 1 m n = 100 rpm ρ _{mezcla} = 670,12 kg/m ³ μ _{mezcla} = 8,6*10 ⁻⁴ Pa.s	$d = 0,66 \cdot D^{(1)}$ $b/d = 0,1^{(1)}$ $Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5}$ $N = K_{N, \text{corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{\text{arranque}} = 2 \cdot N$	Curva N° 2 ⁽¹⁾ d = 0,377 m (longitud del agitador) b = 37,72 mm (ancho de la paleta) Re _m = 1,85*10 ⁵ (régimen turbulento) K _n = 0,6 ⁽²⁾ K _n corregido = 0,8 N = 18,84 kW N _{arranque} = 37,66 kW	⁽¹⁾ Tabla 21 ⁽²⁾ Fig. 9.7

2.4.3-Diseño de los agitadores de los reactores

Datos	Ecuación	Resultados	Referencia
Agitador de paleta (Reactor de esterificación)			
<p> $D_{\text{tanque}} = 0,32\text{m}$ $H_{\text{tanque}} = 0,56\text{ m}$ $n = 100\text{ rpm}$ $\rho_{\text{mezcla}} = 867,2\text{ kg/m}^3$ $\mu_{\text{mezcla}} = 0,0249\text{ Pa}\cdot\text{s}$ </p>	<p> $d = 0,66 \cdot D^{(1)}$ $b/d = 0,1^{(1)}$ $Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5}$ $N = K_{N,\text{corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{\text{arranque}} = 2 \cdot N$ </p>	<p> Curva N° 2 ⁽¹⁾ $d = 0,209\text{ m}$ (longitud del agitador) $b = 20,9\text{ mm}$ (ancho de la paleta) $Re_m = 2,54 \cdot 10^3$ (régimen turbulento) $K_n = 0,6^{(2)}$ $K_n \text{ corregido} = 0,8$ $N = 1,28\text{ kW}$ $N_{\text{arranque}} = 2,56\text{ kW}$ </p>	<p> ⁽¹⁾Tabla 21 ⁽²⁾ Fig. 9.7 </p>
Agitador de paleta (Reactor de transesterificación)			
<p> $D_{\text{tanque}} = 0,32\text{ m}$ $H_{\text{tanque}} = 0,55\text{ m}$ $n = 200\text{ rpm}$ $\rho_{\text{mezcla}} = 919,5\text{ kg/m}^3$ $\mu_{\text{mezcla}} = 0,014\text{ Pa}\cdot\text{s}$ </p>	<p> $d = 0,66 \cdot D^{(1)}$ $b/d = 0,1^{(1)}$ $Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5}$ $N = K_{N,\text{corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{\text{arranque}} = 2 \cdot N$ </p>	<p> Curva N° 2 ⁽¹⁾ $d = 0,206\text{m}$ (longitud del agitador) $b = 20,63\text{ mm}$ (ancho de la paleta) $Re_m = 9,37 \cdot 10^3$ (régimen turbulento) $K_n = 0,6^{(2)}$ $K_n \text{ corregido} = 0,8$ $N = 10,11\text{ kW}$ $N_{\text{arranque}} = 20,22\text{ kW}$ </p>	<p> ⁽¹⁾Tabla 21 ⁽²⁾ Fig. 9.7 </p>

2.4.4-Diseño del agitador del neutralizador.

Datos	Ecuación	Resultados	Referencia
Agitador de paleta			
D _{tanque} = 0,38m H _{tanque} = 0,67 m n = 100 rpm ρ _{mezcla} = 954,75kg/m ³ μ _{mezcla} = 0,0014 Pa.s	$d = 0,66 \cdot D^{(1)}$ $b/d = 0,1^{(1)}$ $Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5}$ $N = K_{N \text{ corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{arranque} = 2 \cdot N$	Curva N° 2 ⁽¹⁾ d = 0,25 m (longitud del agitador) b = 25 mm (ancho de la paleta) R _{em} = 7,08*10 ⁴ (régimen turbulento) K _n = 0,6 ⁽²⁾ K _n corregido = 0,8 N = 3,43 kW N _{arranque} = 6,85 kW	⁽¹⁾ Tabla 21 ⁽²⁾ Fig. 9.7

2.4.5-Diseño del agitador del evaporador de metanol

Datos	Ecuación	Resultados	Referencia
Agitador de paleta			
D _{tanque} = 0,38m H _{tanque} = 0,67 m n = 100 rpm ρ _{mezcla} = 954,75kg/m ³ μ _{mezcla} = 0,0014Pa.s	$d = 0,66 \cdot D^{(1)}$ $b/d = 0,1^{(1)}$ $Re_m = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5}$ $N = K_{N \text{ corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{arranque} = 2 \cdot N$	Curva N° 2 ⁽¹⁾ d = 0,25m (longitud del agitador) b = 25 mm (ancho de la paleta) R _{em} = 7,908*10 ⁴ (régimen turbulento) K _n = 0,6 ⁽²⁾ K _n corregido = 0,8 N = 3,43 kW N _{arranque} = 6,86 kW	⁽¹⁾ Tabla 21 ⁽²⁾ Fig. 9.7

2.5-Resultados del dimensionamiento de los equipos principales:

Los equipos diseñados deben estar contruidos de acero inoxidable austenítico tipo 316 pues es resistente a la corrosión frente a diversos químicos agresivos, ácidos y atmósfera salina.

Los principales parámetros obtenidos a partir del dimensionamiento de los equipos, estandarizados en los casos necesarios, se muestran a continuación:

Tabla 2.5.1 Mezclador de alga prensada-hexano (M1)

Volumen	0,78	m ³
Diámetro	0,9	m
Altura	1,5	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.2 Filtro prensa (F)

Superficie de filtración	80	m ²
Altura	25*10 ⁻³	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Caída de presión de trabajo	0,4	MPa

Tabla 2.5.3 Evaporador de hexano (E1)

Volumen	0,23	m ³
Diámetro	0,6	m
Altura	1	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	68,74	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.4 Condensador de hexano (C1)

<u>Coraza</u>		
DI	8	plg
Espaciado de los reflectores	4	plg
Pasos	1	
<u>Tubos</u>		
Nt	20	
Longitud de los tubos	1	m
DE	¾ BWG 10	
Arreglo	Cuadro de 1"	
Pasos	4	
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	68,74	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.5 Tanque de almacenamiento de hexano (T1)

Volumen	0,22	m ³
Diámetro	0,6	m
Altura	1	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.6 Tanque de almacenamiento de aceite (T2)

Volumen	0,027	m ³
Diámetro	0,3	m
Altura	0,5	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.7 Reactor de esterificación (R1)

Volumen	0,038	m ³
Diámetro	0,3	m
Altura	0,6	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.8 Reactor de transesterificación (R2)

Volumen	0,037	m ³
Diámetro	0,31	m
Altura	0,55	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	60	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.9 Neutralizador (N)

Volumen	0,065	m ³
Diámetro	0,4	m
Altura	0,7	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.10 Evaporador de metanol (E2)

Volumen	0,065	m ³
Diámetro	0,4	m
Altura	0,7	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	64,7	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.11 Condensador de metanol (C2)

IC de doble tubo 2 x1 ¼ IPS		
Nº horquillas	2	
Longitud de horquilla	0,9	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	64,7	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.12 Tanque de almacenamiento de metanol (T3)

Volumen	0,0035	m ³
Diámetro	0,2	m
Altura	0,3	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temp. de almacenamiento	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.13 Decantador de biodiesel (D)

Volumen	0,065	m ³
Diámetro	0,4	m
Altura	0,7	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

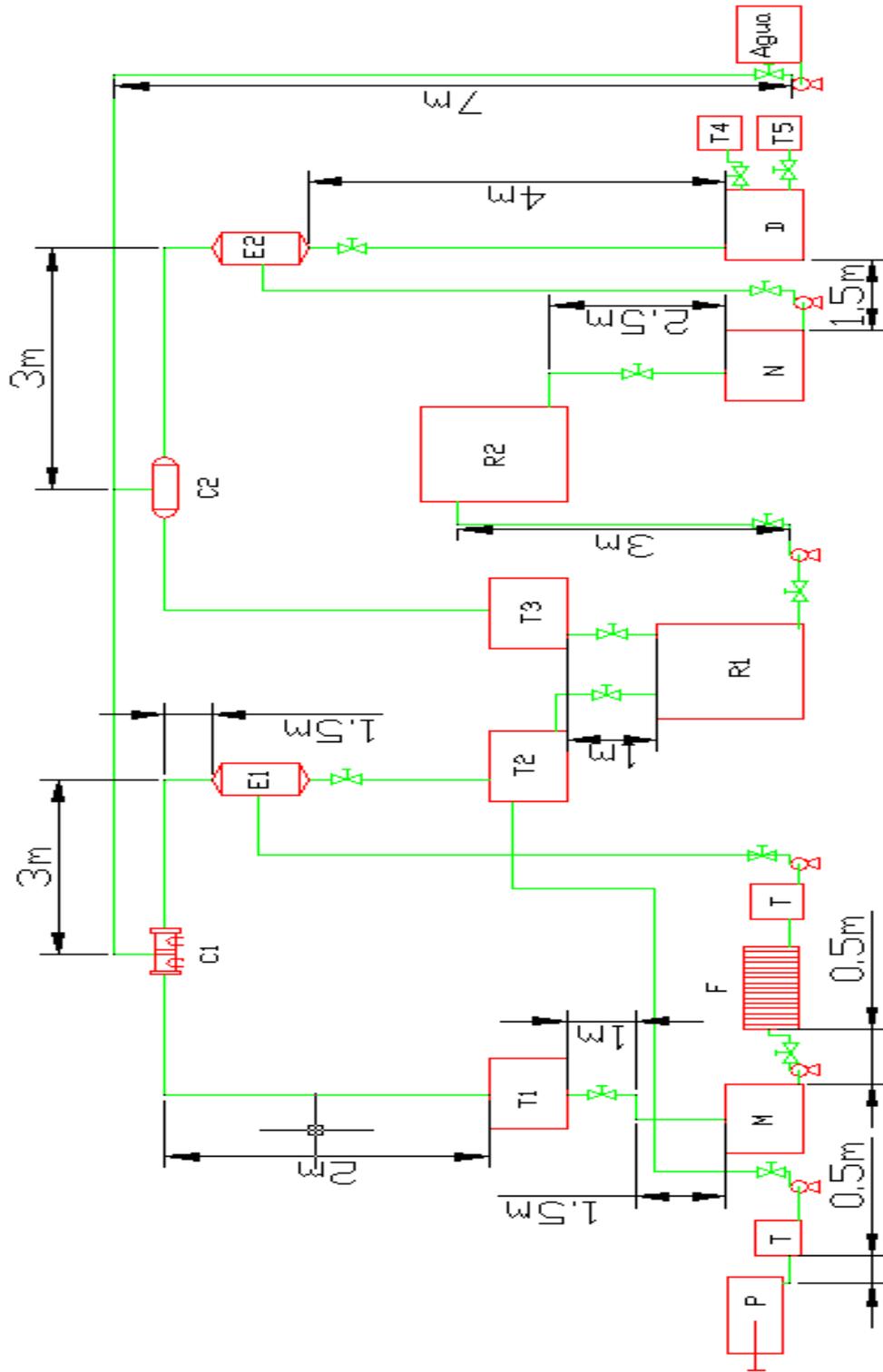
Tabla 2.5.14 Tanque de almacenamiento de biodiesel (T4)

Volumen	0,031	m ³
Diámetro	0,3	m
Altura	0,6	m
Material de construcción	plástico	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 2.5.15 Tanque de almacenamiento de residuo líquido (T5)

Volumen	0,026	m ³
Diámetro	0,3	m
Altura	0,5	m
Material de construcción	plástico	
Temperatura de trabajo	25	°C
Presión de trabajo	1	atm

Fig.2.6 Disposición en planta de los equipos dimensionados.



2.6-Resultados de los cálculos energéticos de la planta

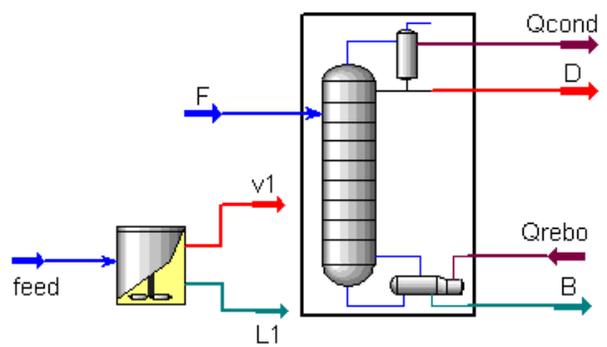
En la tabla 2.6 se muestran los principales índices de consumo energéticos en cada equipo, así como el consumo total de vapor, agua y electricidad de la planta piloto si se realizan dos corridas por día.

Tabla 2.6 Requerimientos energéticos de cada equipo

Equipo	Requerimiento	Valor	Unidades
M1	Electricidad	79,32	kW
E1	Vapor saturado	47,96	kg/día
	Electricidad	75,36	kW
C1	Agua fría	515,96	kg/día
R1	Electricidad	5,11	kW
R2	Vapor saturado	2,12	kg/día
	Electricidad	40,44	kW
N	Electricidad	13,71	kW
E2	Vapor saturado	6,7	kg/día
	Electricidad	13,71	kW
C2	Agua fría	12,11	kg/día
TOTAL	Vapor saturado	56,77	kg/día
	Electricidad	113,8	kW
	Agua	528,1	kg/día

Conclusiones Parciales:

1. En el proceso de producción de biodiesel los procesos principales son la extracción del aceite de la biomasa seca y las reacciones de esterificación y transesterificación.
2. Del balance de materiales se obtiene que a partir de 100 kg de alga seca/batch se pueden obtener 27,34 kg de biodiesel.
3. Los requerimientos energéticos necesarios de la planta piloto son 56,77 kg/día de vapor saturado, 528,1 kg/día de agua y 113,8 kW de potencia.



Capítulo III

Capítulo 3: Análisis económico de la planta piloto

Una vez dimensionados los equipos fundamentales de la planta piloto, se efectuó el análisis económico de la misma sobre la base del cálculo del costo de inversión, el costo de producción, la ganancia y los indicadores de rentabilidad. El estimado de estos indicadores se obtuvo aplicando la metodología planteada por (Peters, 2003).

3.1-Costo total de inversión

El estimado del costo total de la inversión (I) se realizó sobre la base del costo total de adquisición del equipamiento utilizado, para ello se estimaron los indicadores de la planta piloto que más influyen en la inversión fija (IF) y la inversión de trabajo (IT).

Costo de Inversión (I) = Inversión Fija (IF) + Inversión de Trabajo (IT)

Inversión Fija (IF) = Costos Directos (CD) + Costos Indirectos (CI)

➤ **Costo del equipamiento**

Los costos de los equipos dimensionados fueron obtenidos de diversas fuentes: (Peters,2003) y (Ulrich,1985) y fueron actualizados empleando los índices de costos correspondientes:

Costo actual = Costo original * índice actual / índice original

Índice de costo original de 2003:394,1 (Peters, 2003)

Índice de costo actual de 2011: 588,8 (Chemical Engineering, 2011)

Costo actual = Costo original *1,494

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 3.1 Costo del equipamiento

Equipos	Costo actual(\$)	Nº equipos	Costo (\$)
Prensa	2526	1	2526
Mezclador	6034,5	1	6034,5
Filtro	3508,4	1	3508,4
Evaporador de hexano	2555	1	2555
Condensador de hexano	8174,6	1	8174,6
Reactor de esterificación	1403	1	1403
Reactor de transesterificación	2245,4		2245,4
Neutralizador	2105	1	2105
Evaporador de metanol	1193	1	1193
Condensador de metanol	5192,5	1	5192,5
Decantador	490	1	490
Tanque de almacenamiento de aceite	252	1	252
Tanque de almacenamiento de hexano	772	1	772

Tanque de almacenamiento de metanol	120	1	120
Tanque de almacenamiento de biodiesel	140	1	140
Tanque de almacenamiento de residuo líquido	126	1	126
Bombas centrífugas	982,4	5	4912
Total		21	41751

Tabla 3.2-Costos directos e indirectos

		Indicadores	Fórmula	Costo(\$)	
Costos directos		Equipamiento	100%	41751	
		Instalación de equipos	6% del costo de equipamiento	2505,06	
		Aislamiento	1% del costo de equipamiento	417,51	
		Instrumentación y control	2% del costo de equipamiento	835,02	
		Tuberías	4% del costo de equipamiento	1670,04	
		Instalaciones eléctricas	2% del costo de equipamiento	835,02	
	Servicios		Generación de vapor	2% de la inversión fija	0,02*IF
			Distribución del vapor	1% de la inversión fija	0,01*IF
		Suministro de agua	1% de la inversión fija	0,01*IF	
		Distribución de la electricidad	0,4% de la inversión fija	0,004*IF	
Costos indirectos		Supervisión e ingeniería	4% de la inversión fija	0,04*IF	
		Gastos de construcción	2% de la inversión fija	0,02*IF	
		Gastos de puesta en marcha	1% de la inversión fija	0,01*IF	
		Imprevistos	2% de la inversión fija	0,02*IF	

$$IF = 41751+2505,06+417,51+835,02+1670,04+ 835,02+ 0,02*IF+ 0,01*IF +0,01*IF +0,004*IF+0,04*IF+0,02*IF+0,01*IF+0,02*IF$$

$$IF = 48013,63+0,134*IF \quad \underline{\underline{IF=\$55443}}$$

Como inversión de trabajo (IT) = 10% de inversión total (I)

Sustituyendo, se obtiene que $I = \$55443 + 0,10*I$ siendo **I=\$61603,3**

3.2-Costos totales de producción

En el estimado del costo de producción de la planta piloto se tuvieron en cuenta los gastos de materia prima, mano de obra y requerimientos del proceso según la metodología expuesta por (Peters, 2003).

Costos Totales de Producción(CTP)= Costos de Fabricación (CF)+ Gastos Generales(GG)

Costos de fabricación (CF)= Costos Directos(CD)+ Costos Fijos (CF)+ Costos Indirectos(CI)

➤ **Costo de la materia prima**

Los costos de las materias primas fueron obtenidos de diferentes fuentes: (EurActiv, 2009), (Microalgas, 2010) y (<http://spanish.alibaba.com>). Los resultados se muestran en la tabla 3.3:

Tabla 3.3 Costos de las materias primas empleadas

Materia Prima	Precio	Cantidad	Costo
Biomasa seca	3\$/kg	200kg/día	600\$/día 180000\$/año
Metanol 99,85%	0,375\$/kg	8,5kg 1er día 2,983kg/día	1,12 \$/día 338,8\$/año
H ₂ SO ₄ 98%	0,25\$/kg	2,94kg/día	0,734\$/día 220,3\$/año
KOH (90-95%)	0,85\$/kg	1,14kg/día	0,97\$/día 290,7\$/año
Hexano 60%	1\$/kg	300kg 1er día 12 kg/día	12\$/día 3900\$/año
Costo total de las materias primas		615,83\$/día 184749,8\$/año	

El caso del metanol y el hexano merece un análisis separado, ya que según se analizó en el Capítulo 2, estos son recirculados al proceso luego de ser condensados sus vapores en el proceso tecnológico, siendo necesario reponer el 35% del metanol y el 4% del hexano que se alimentan al proceso diariamente.

➤ **Costo de la mano de obra:**

La cantidad de obreros es: 2 obreros

Costo= 2 obreros*\$350/obrero-mes*1 mes/24días = 29,17\$/día = **8750\$/año**

➤ **Costo de la electricidad**

El costo de la electricidad es 0,09\$/kW-h

La potencia requerida para la planta es: 113,8kW, entonces

Costo=113,8 kW*0,09\$/kW-h*8h/día=81,94\$/día = **24580,8\$/año**

➤ **Costo por consumo de vapor**

Costo del vapor saturado: 0,008\$/kg de vapor.

Cantidad de vapor a utilizar: 56,77kg/día.

Costo =56,77kg/día *0,008 \$/kg de vapor =0,46\$/día =**136,3\$/año**

➤ **Costo por consumo de agua**

Costo del agua: 0,32\$/m³

Cantidad de agua: 528,07kg/día =0,53m³/día

Costo=0,53m³/día *0,32\$/m³ =0,17\$/día=**50,88\$/año**

➤ **Costos de fabricación**

Los resultados obtenidos del cálculo de los costos de fabricación son los siguientes:

Tabla 3.4 Costos de fabricación

Costos de fabricación	Indicador	Fórmula	Costo(\$/año)
		Costos directos de producción	Materias primas
	Mano de obra	-	8750
	Supervisión	0,1*Mano de obra	875
	Requerimientos de electricidad, vapor y agua	-	24772,7
	Mantenimiento y reparaciones	0,02*IF	1108,86
	Suministros	0,1*(Mtto y Reparación)	110,89
	Laboratorio	0,1*Mano de obra	875
Costos fijos	Depreciación(Vida útil=15años)	IT/(Vida útil)	4106,9
	Seguros	0,004*IF	221,77
	Impuestos	0,01*IF	554,43
Costos externos	Otros costos	0,5*(M.Obra+Sup.+ Mtto)	5366,92
Costos de fabricación			231492,3

➤ **Gastos generales**

Para estimar los gastos generales de la planta se tuvieron en cuenta los siguientes elementos que lo constituyen:

Administración = $0,15 \cdot (\text{Mano de obra} + \text{Sup.} + \text{Mtto})$

Distribución y venta = $0,02 \cdot \text{CTP}$

Investigación y desarrollo = $0,02 \cdot \text{CTP}$

Gastos generales = $1610,08 + 0,04 \cdot \text{CTP}$

Luego $\text{CTP} = 231492,3 + 1610,08 + 0,04 \cdot \text{CTP}$

Los resultados obtenidos del cálculo de los costos totales de producción de la planta piloto se muestran a continuación:

Tabla 3.5 Costos totales de producción

Indicadores	Costo(\$/día)	Costo(\$/año)
Costos de fabricación	771,64	231492,3
Gastos generales	37,74	11322,68
Costo total de producción	809,38	242814,9

3.3-Ganancia del proceso

Tabla 3.6 Valor total de la producción

Productos	Biodiesel	Residuo sólido	Residuo líquido
Precio de venta	1,1 \$/kg	2 \$/kg	0,5 \$/kg
Producción	54,68kg/día	155 kg/día	64kg/día
Valor de la producción	60,15\$/día	310 \$/día	32\$/día
	18044,33\$/año	93000 \$/año	9602 \$/año
Valor total de la producción		402,15\$/día	120646,3\$/año

$G = VP - CTP$ $G = 120646,3 - 242814,9$ **Ganancia = -122168,4\$/año**

3.4-Determinación de los indicadores dinámicos de rentabilidad:

Para valorar la factibilidad de la inversión a realizar se determinaron los indicadores dinámicos de rentabilidad como el VAN, el TIR y el PRD empleando el programa realizado con la ayuda del Microsoft Excel, tomando una tasa de interés de un 15% de acuerdo a la metodología planteada por (Peters,2003) obteniendo los resultados que se muestran en la tabla 3.7:

Tabla 3.7 Indicadores dinámicos de rentabilidad

Indicadores	Valor
Valor Actual Neto (VAN)	-464 158,23\$/año
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	
Plazo de Recuperación al Descontado (PRD)	

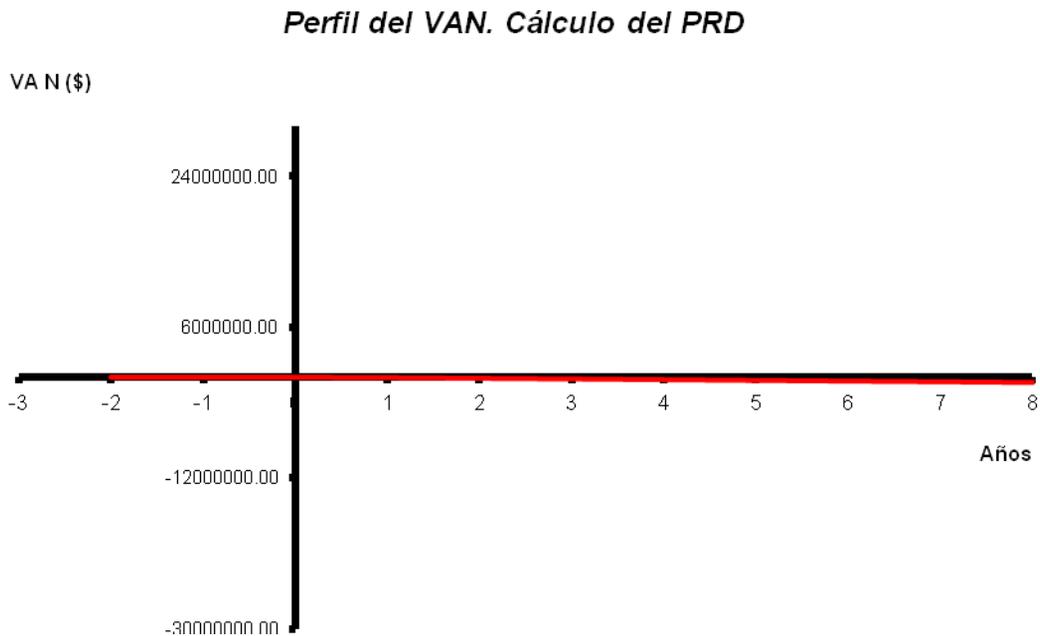


Fig.3.1 Perfil del VAN vs PRD

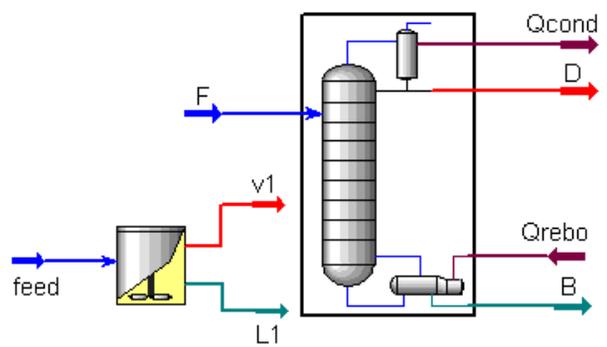
Como se observa tanto los valores de la ganancia como el Valor Actual Neto son valores insatisfactorios. Estos resultados están en concordancia con trabajos anteriores (Ley, 2006) y (Feyt, 2007) quienes concluyeron que el proceso de producción de biodiesel no es factible económicamente si no se incorpora la venta de los coproductos a la economía del mismo.

Para que la planta sea factible desde el punto de vista económico es necesario aprovechar los productos que se consideran residuales en este proceso, es decir purificar la mezcla de glicerina y extraer los componentes valiosos que se encuentran presentes en el residuo sólido como son pigmentos, ficobiliproteínas, carotenoides, compuestos isotópicos, farmacéuticos, anticancerígenos y antibióticos -, vitaminas C y

E, etc.) (Arredondo & Vázquez-Duhalt, 1991; Schenk et al., 2008; Wijffels, 2008) o valorar su posible utilización en la fabricación de biopolímeros, otra alternativa puede ser la producción de biogás a partir de la biomasa microalgal residual una vez que los lípidos han sido extraídos. Inclusive, existen estudios del empleo de algunos de estos residuos en la alimentación humana o animal y en la producción de fertilizantes (Garibay et al, 2009) los cuales aumentarán el valor agregado de este coproducto, incorporando estos ingresos a la economía de la planta aumentando su rentabilidad.

Conclusiones Parciales:

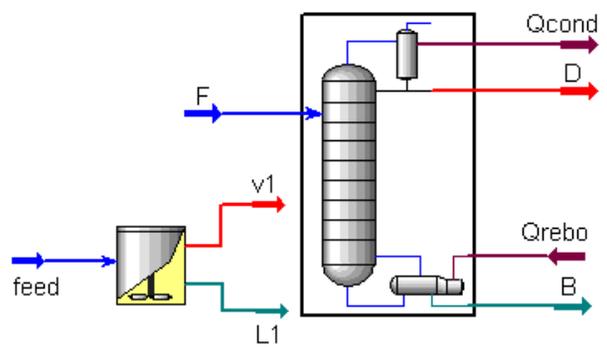
1. El costo de la inversión de la planta piloto es de \$61603,3.
2. El proceso tal y como se propone no es factible desde el punto de vista económico, el valor de la ganancia es de -122168,4\$/año y el valor actual neto es de -464158,23 \$/año.
3. Para aumentar la factibilidad del proceso es necesario analizar los componentes valiosos presentes en el residuo sólido, con el objetivo de aprovecharlos en nuevas producciones, y purificar la mezcla de glicerina para aumentar su valor de venta.



Conclusiones

Conclusiones

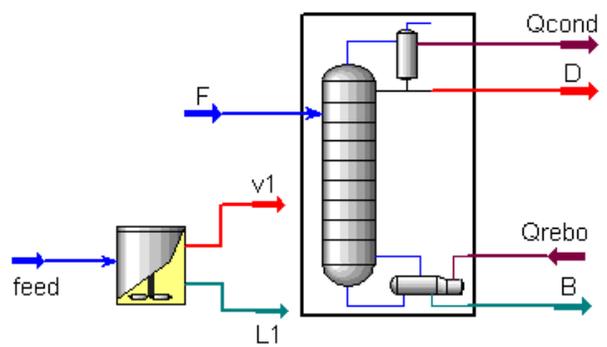
1. El contenido de aceite en las microalgas de la especie *Isocrhysis galbana* oscilan entre 25 y 33 %, además esta es de fácil cultivo en las condiciones cubanas, por lo que resulta la más atractiva para ser la base para la producción de biodiesel.
2. El proceso de producción de biodiesel que incluye los procesos de esterificación y transesterificación permite obtener un combustible que no necesita ser purificado.
3. Del balance de materiales en la planta piloto dimensionada se obtiene que a partir de 100 kg de alga seca se pueden obtener 27,34 kg de biodiesel; 77,5 kg de residuo sólido y 32,01 kg de residuo líquido.
4. El análisis económico demuestra que la planta propuesta no es rentable, sin el aprovechamiento de los coproductos, debido fundamentalmente al alto precio de la materia prima y al costo de venta de los productos.



Recomendaciones

Recomendaciones

- Determinar a nivel de laboratorio los rendimientos de producción de biodiesel a partir de *Isocrhysis galbana* y comparar con los utilizados en este trabajo.
- Buscar alternativas para el aprovechamiento de las corrientes secundarias que permitan alcanzar la factibilidad del proyecto.



Bibliografía

Bibliografía

1. Al-Zuhair, S. (2007). "Production of biodiesel: possibilities and challenges." *Biofuels Bioprod. Bioref.* 1: 57-66.
2. Arredondo, B. O & Vázquez-Duhalt, R. (1991). "Aplicaciones biotecnológicas en el cultivo de microalgas." *Ciencia y Desarrollo.* 17: 99-111.
3. Barraza, C., Collao, V. (2009). "Introducción a Ingeniería Bioquímica .Producción de biodiesel a partir de microalgas." Pontificia Universidad Católica de Valparaíso. Chile.
4. Brennan, L., Owende, P. (2009). "Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products." *Renew Sustain Energy Rev.*
5. Carvalho, A. P., Meireles, L.A. & Malcata, F.X. (2006). "Microalgal reactors: a review of enclosed system designs and performances." *Biotechnol. Prog.* 22: 1490-1506.
6. Castro, H., Mendes, A., dos Santos, J. y Aguiar, C. (2004). "Modificação de óleos e gorduras por biotransformação." *Quim. Nova* 27(1): 146-156.
7. Chisti, Y. (2007). "Biodiesel from microalgae." *Biotechnol. Adv.* 25: 294-306.
8. Chisti, Y. (2008). "Biodiesel from microalgae beats bioethanol" *School of Engineering, Massey University, Private Bag 11 222, Palmerston North, New Zealand.*
9. Dalla, B. O., Pisarello, M.L. (2006). *Procesos de Producción de Biodiesel: Uso de Materias Primas Alternativas y de Alta Acidez.* Santiago del Estero, Santa Fe, Argentina., Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE), Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería Química.
10. Dismukes, G. C., Carrieri, D., Bennette, N., Ananyev, G.M. & Posewitz, M.C. (2008). "Aquatic phototrophs: efficient alternatives to land-based crops for biofuels." *Curr. Opin. Biotechnol.* 19: 235-240.
11. Faccio, C. (2004). "Estudo da produção de ésteres etílicos a partir da alcoólise de óleos vegetais. ." URI-Campus Erechim, Dpto de Ciências Agrárias. Programa de Mestrado em Engenharia de Alimentos.

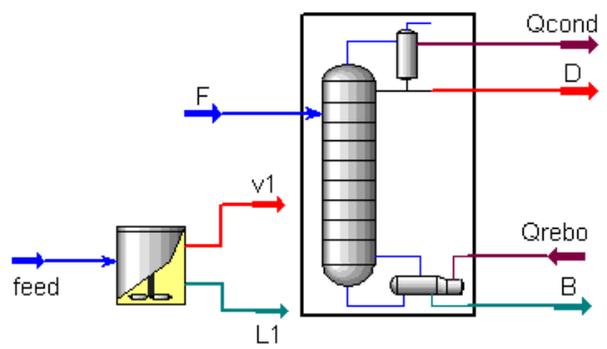
12. Fernández, D. (2011). "Evaluación de la utilización de CO₂ en el cultivo intensivo de la microalga marina *Isochrysis Galbana*, para la obtención de biomasa." Trabajo de Diploma. Universidad Central de las Villas. Santa Clara. Cuba.
13. Feyt, R. (2007). "Estudio y diseño de una Planta Demostrativa para la producción de Biodiesel a partir de un residuo de la Industria Azucarera." Trabajo de Diploma. Universidad Central de las Villas. Santa Clara. Cuba.
14. Formo, M. W. (1954). "Ester reaction of fatty materials." J. Am Oil Chem. Soc **31**: 548-559.
15. Fukuda, H., Kondo, A. y Noda, H. (2001). "Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils." Review. Journal of Bioscience and Bioengineering **92(5)**: 405-416.
16. Ganapati, Y. D., Piyush, L. S. (2004). "Synergism between microwave and enzyme catalysis in intensification of reactions and selectivity's: Transesterification of methyl acetoacetate with alcohols." Journal of molecular catalysis. A, Chemical (J. mol. catal, A Chem.)
17. Garibay, A., Vázquez-Duhalt, R. (2009). "Biodiesel a partir de algas. " Revista Biotecnología. Universidad Nacional Autónoma de México. **13(3)**.
18. Gouveia, L. & Oliveira, A.C. (2009). "Microalgae as raw material for biofuels production." J. Ind. Microbiol. Biotechnol. **36**: 269-274.
19. Han, X., Xiaoling, M. y Qingyu, Wu. (2006). "High quality biodiesel production from a microalga *Chlorella protothecoides* by heterotrophic growth in fermenters." J Biotechnol. **126**: 499-507.
20. He, H., Wang, T. y Zhu, S. (2007). "Continuous production of biodiesel fuel from vegetable oil using supercritical methanol process." Science Direct. **86**: 442-447
21. Hu, Q., Sommerfeld. M, Jarvis. E, Ghirardi. M, Posewitz. M, Seibert. M. & Darzins. A (2008). "Microalgal triacylglycerols as feedstock for biofuel production: perspectives and advances." Plant J. **54**: 621-639.
22. Huntley, M.E. & Redalje, D.G. (2007). "CO₂ mitigation and renewable oil from photosynthetic microbes: a new appraisal." Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change. **12**: 573-608.

23. Keenan, J. H., Keyes, F. G. (1978). Steam Tables. Thermodynamic Properties of Water Including Vapor, Liquid and Solid Phases (SI UNITS), Edición Revolucionaria.
24. Kern, D. Q. (1969). Procesos de transferencia de calor. La Habana. Cuba.
25. Larosa, R. (2001). "Descripción, materias primas y servicios necesarios. Refinación de la glicerina obtenida como subproducto de la producción de biodiesel."
26. Ley, N. (2006). "Contribución a los métodos de asimilar tecnologías, aplicado a un caso de producción de biocombustibles." Tesis Doctoral, Santa Clara, Dpto de Ing. Química, UCLV.
27. Li, Q., Du, W & Liu, D. (2008). "Perspectives of microbial oils for biodiesel production." Appl. Microbiol. Biotechnol **80**: 749-756.
28. Liu, B. y Zhao, Z. (2007). "Biodiesel production by direct methanolysis of oleaginous microbial biomass." J. Chem. Technol. Biotechnol. **82**: 775-780.
29. Lourenço, S. O. (2006). Cultivo de microalgas marinhas: princípios e aplicações. São Carlos RiMa.
30. Ma, F. & Hanna, M.A. (1999). "Biodiesel production: a review. ." Bioresour Technol. **70**:1-15.
31. Matsuo, T., Sawamura, N., Hashimoto, Y. y Hashida, W. (1984). Method for enzymatic transesterification of lipid and enzyme used therein. United States.
32. Meher, L. C., Vidya Sagar, D. y Naik, S.N. (2004). "Technical aspects of biodiesel production by transesterification—a review." Renewable and Sustainable Energy Reviews. Centre for Rural Development and Technology, Indian Institute of Technology Delhi, New Delhi 110016, India. **10**: 248–268.
33. Meng, X., Yang, X., Xu, X., Zhang, L., Nie, Q. & Xian, M. (2009). "Biodiesel production from oleaginous microorganisms." Renewable Energy. **34**: 1-5.
34. Mijeeva, I. M., Mijeev, M.A. (1988). Fundamentos de termotransferencia. ENPES, Cuba.
35. Oliveira, D., Oliveira, J. V, Faccio, C. S. y Amroginski, M. C. (2004). "Influência das variáveis de processo na alcoólise enzimática de óleo de mamona." Ciênc. Tecnol. Aliment., Campinas, **24(2)**: 178-182.

36. Pavlov, K. F. (1981). Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aspectos en tecnología química. Moscú. URSS.
37. Perry, R. (1998). Chemical Engineers' Handbook. 5th Edition.
38. Peters, M.S y Timmerhaus, K.D. (2003). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5th Edition. McGraw-Hill Higher Education. ISBN: 0-07-119872-5.
39. Plata, V., Kafarov, V. y Moreno, N. (2009). "Desarrollo de una metodología de transesterificación de aceite en la cadena de producción de biodiesel a partir de microalgas." Prospect .Colombia. **7(2)**.
40. Prakash, B. (2010). "Botryococcus braunii and Spirogyra are High Biodiesel Producing Algae Species." International Journal of Chemical Engineering Research. **2(3)**: 259–267.
41. Pulz, O. (2001). "Photobioreactors: production systems for phototrophic microorganisms. ." Appl. Microbiol. Biotechnol. **57**: 287-293.
42. Pulz, O. & Scheibenbogen, K. (1998). Photobioreactors: design and performance with respect to light energy input. In: Advances in biochemical engineering / biotechnology. , Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
43. Rittmann, B. E. (2008). "Opportunities for renewable bioenergy using microorganisms." Biotechnol. Bioeng. **100**: 203-212.
44. Rodolfi, L., Zittelli, G.C., Bassi, N., Padovani, G., Biondi, N., Bonini, G. & Tredici, M.R. (2009). "Microalgae for oil: strain selection, induction of lipid synthesis and outdoor mass cultivation in a low-cost photobioreactor." Biotechnol. Bioeng. **102**: 100-112.
45. Rosabal, J., Garcell, L. (1989). Hidrodinámica y separaciones mecánicas. La Habana. Cuba.
46. Sánchez, V. (2008). "El biodiesel a base de algas." <http://www.crisyc.com/?p=400>.
47. Schenk, P. M., Thomas-Hall, S.R., Stephens, E., Marx, U.C., Mussgnug, J.H., Posten, C., Kruse, O. & Hankamer, B. (2008). "Second generation biofuels: high-efficiency microalgae for biodiesel production." Bioenerg. Res. **1**: 20-43.
48. Sharma, Y. C., Singh, B. & Upadhyay, S.N. (2008). "Advancements in development and characterization of biodiesel: a review." Fuel. **87**: 2355-2373.

49. Sheehan, J., Dunahay, T., Benemann, J., & Roessler, P. (1998). "A look back to the US Department of Energy's Aquatic Species Program – biodiesel from algae." National Renewable Energy Laboratory, Golden CO. Report NREL/TP-580-24190:328.
50. Strong, C., Erickson, Ch., y Shukla, D. (2006). "Evaluation of Biodiesel Fuel: Literature Review." Western Transportation Institute, College of Engineering Montana State University-Bozeman.
51. Treybal, R. (1985). Operaciones con transferencia de masa. La Habana. Cuba.
52. Ulrich, G. D. (1985). Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química.
53. Vasudevan, P.T. & Briggs, M. (2008). "Biodiesel production - current state of the art and challenges." J. Ind. Microbiol. Biotechnol. **35**: 421-430.
54. Vera, C. R.; D'Ippolito, S. A.; Pieck, C. L. y Parera J. M. (2005). "Optimización de un Proceso de Producción de Biodiesel basado en Transesterificación Supercrítica no Catalítica. ." Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE), Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería Química, Santiago del Estero 2654, 3000 Santa Fe, Argentina.
55. Waltz, E. (2009). "Biotech's new gold?" Nat. Biotechnol. **27**: 26-31.
56. Wenzel, B., Tait, M. y Kroumov, A. (2006). "Modelling Chemical Kinetics of Soybean Oil Transesterification Process for Biodiesel Production: An Analysis of Molar Ratio between Alcohol and Soybean Oil Temperature Changes on the Process Conversion Rate." Bioautomation. **5**: 13–22.
57. Wijffels, R. H. (2008). "Potential of sponges and microalgae for marine biotechnology." Trends Biotechnol. **26**: 26-31.
58. Williams, P. J. (2007). "Biofuel: microalgae cut the social and ecological costs." Nature **450**: 478.
59. Wood, J. M. (1974). "Biological cycles for toxic elements in the environment." Science Direct. **183**: 1049-1052.
60. Xiaoling, M. y Qingyu, W. (2005). "Biodiesel production from heterotrophic microalgal oil." Bioresour. Technol. **97**: 841-846.

61. Xiufeng, L., Han, X. y Qingyu, W. (2007). "Large-Scale biodiesel production from microalga *Chlorella protothecoides* through heterotrophic cultivation in bioreactors." Biotechnology and Bioengg. **4**: 764-771.
62. "AlgaeBase." www.algaebase.org
63. (2008). "European Biodiesel Board." www.ebbeu.org/stats.php
64. (2008). "Estimated US biodiesel production by fiscal year." US National Biodiesel Board. www.biodiesel.org/pdf_files/fuelfactsheets/Production_graph_slide.pdf.
65. (2009). "Biodiesel de algas." <http://www.biodisol.com/biocombustibles/biodiesel-de-algas-proceso-de-produccion-de-biodiesel-utilizando-algas-energias-renovables-biocombustibles-cultivos-energeticos/>
66. (2009). "CIA World Factbook " www.cia.gov/library/publications/the-world-factbook/
67. (2009). "Algae; the ultimate biofuel." Euractiv.
68. (2010). "Microalgas." G.P.C.D.
69. <http://spanish.alibaba.com>



Anexos

Anexo I: Comparación de las propiedades del Diesel y Biodiesel

Propiedades	Diesel	Biodiesel
Composición del combustible	C10-C21 HC	C12-C22 FAME
Valor Calórico Inferior: kJ/kg	41,6	37,1
Viscosidad Cinemática, a 40° C	1,3-4,1	1,9-6
Gravedad específica kg/L a 60° F	0,85	0,88
Agua, ppm en peso	161	0,05% máxima
Carbón, % masa	87	77
Hidrógeno, % masa	13	12
Oxígeno, % masa	0	11
Contenido de azufre, % masa	0,05 máximo	0 – 0,0024
Punto de ebullición (°C)	188-343	182-338
Punto de inflamación (°C)	60-80	100-170
Cloud Point (°C)	-15 a 5	-3 a 12
Pour Point (°C) (fluidez)	-35 a -15	-15 a 10
Números de Cetanos	40-55	48-65
Relación estequiométrica Aire/Fuel m/m	15	13,8
BOCLE Scuff, gramos (Lubricidad)	3,600	>7,000
HFRR, micrones (Lubricidad)	685	314

(Strong et al, 2004)

Anexo II: Propiedades del Biodiesel utilizando diferentes materias primas

Property	Fuel						
	Diesel No. 2	Soybean Methyl Ester	Rapeseed Methyl Ester	Soybean Ethyl Ester	Rapeseed Ethyl Ester	Tallow Methyl Ester	Frying Oil Ethyl Ester
Cetane Number	40 - 52	50.9	52.9	48.2	64.9	58.8	61.0
Flash Point, °C	60 - 72	131	170	160	185	117	124
Distillation							
IBP, °C	185	299	326			209	
T10, °C	210	328	340			324	
T50, °C	260	336	344	336		328	
T90, °C	315	340	348	344		342	
EP, °C	345	346	366			339	
Specific Gravity	0.85	0.885	0.883	0.881	0.876	0.876	0.872
Lower Heating Value, MJ/kg	43.4	37.0	37.3				37.2
Higher Heating Value, MJ/kg	44.9	40.4	40.7	40.0	40.5	40.2	40.5
Cloud Point, °C	-25 to -15	-0.5	-4.0	-1.0	-2.0	13.9	9.0
Pour Point, °C	-25 to 5	-3.8	-10.8	-4.0	-15.0	9.0	8.0
Cold Filter Plugging Point, °C	-20 to -10	-4.4	3.6			11.0	
Viscosity at 40 °C, CS	2.60	4.08	4.83	4.41	6.17	4.80	5.78
Iodine Number	8.60	133.20	97.40	123.00	99.70		

(Strong et al, 2004)

Anexo III: Especificaciones del Biodiesel según ASTM.

Propiedades	Límites	Unidades
Números de carbonos	C12 - C22	-
Flash Point	130 mínima	°C
Agua y sedimentos	0,050 máxima	% Volumen
Viscosidad cinemática (40°C)	1,9-6	mm ² /seg
Cenizas	0,020 máximo.	% masa
Contenido de azufre	0,05 máximo	% masa
Corrosión de la cinta de cobre	Nº.3 máximo.	-
Número de cetanos	47 mínimo.	-
Residuos de carbón	0,050 máximo	% masa
Número de acidez	0.80 máxima.	mg KOH/mg
Glicerina libre	0,020 máxima	% masa
Glicerina total	0,240 máxima.	% masa
Contenido de fósforo	0,001 máximo	% masa
Temperatura de destilación a 1 atm	360 máxima.	°C

(Strong et al, 2004)

Anexo IV: Selección de los agitadores

Parámetros	Tipo de agitador		
	Hélice o propela	Turbina	De Paleta
Velocidad de rotación	300-1000 rpm	300 rpm máximo	150 rpm máximo
Velocidad circunferencial en función de la viscosidad	3,8-16 (100 Cp) 3,8-10 (4000 Cp)	2,5-10 (100 Cp) 2,5-7 (4000Cp)	1,5-5 (500 Cp) 1,5-3 (3000Cp)
Costo	Bajo costo	Costo moderado	Bajo costo
Consumo energético	Bajo consumo energético (el más bajo)	Alto consumo de energía	Bajo consumo energético
Volumen de agitación	Grandes volúmenes	Volúmenes menores de 2,5 m ³	Grandes volúmenes
Suspensiones	Hasta 50% masa de sólidos	Hasta 80% masa de sólidos	Admite solo bajos contenidos de sólidos
Cantidad de impelentes en el mismo eje	Pueden usarse varios	Pueden usarse varios	Pueden usarse varios
Otras características	Crea un flujo ascendente o descendente	Crean un flujo radial y son muy eficaces en mezcla de gas – líquido	Se usan frecuentemente en reactores discontinuos con reacción química lenta, y donde se requiera un grado de agitación pequeño

(Rosabal, 1989)