



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“PROYECTO DE PRE-FACTIBILIDAD DE
INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE
BIODIESEL A PARTIR DE ALGAS MARINAS”**

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

**Bach. IVONNE HILDA PINGLO CASUSOL
Bach. MARIA JESSICA VALENCIA TULLUME**

ASESOR:

Ing. GERARDO SANTAMARIA BALDERA

**LAMBAYEQUE – PERÚ
2016**



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

“PROYECTO DE PRE-FACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE ALGAS MARINAS”

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

**Bach. IVONNE HILDA PINGLO CASUSOL
Bach. MARIA JESSICA VALENCIA TULLUME**

APROBADO POR:

Ing. MSc. Doyle Benel Fernández
PRESIDENTE

Ing. MSc. José Enrique Hernández Ore
SECRETARIO

Ing. MSc. Ada Barturen Quispe
VOCAL

Ing. Gerardo Santamaria Baldera
ASESOR

**LAMBAYEQUE – PERÚ
2016**

INDICE

I. RESUMEN.....	9
II. ABSTRACT.....	11
III. ESTUDIO DE MERCADO.....	13
3.1 DESCRIPCION DEL PRODUCTO.....	13
3.1.1 Aspectos relevantes del biodiesel de tercera generación.....	15
3.1.2 Propiedades físico-químicas del biodiesel.....	16
3.1.3 Usos del biodiesel.....	20
3.2 MATERIAS PRIMAS PARA PRODUCCION DE BODIESEL DE ALGAS.....	21
3.2.1 Algas marinas.....	21
3.2.2 Dióxido de carbono.....	22
3.2.3 Nitrato de amonio.....	22
3.2.4 Vitamina B12.....	23
3.2.5 Biotina.....	24
3.2.6 Metanol.....	24
3.3 ESTUDIO DE MERCADO.....	25
3.3.1 Demanda histórica de Diésel.....	25
3.3.2 Demanda proyecta de Diesel.....	27
3.3.3 Demanda Proyectada de Biodiesel – B100.....	28
3.3.4 Oferta actual y proyectada de biodiesel.....	29
3.3.5 Demanda insatisfecha proyectada.....	31
3.4 COMERCIALIZACION DEL BODIESEL.....	31
3.5 PRECIO DEL BODIESEL.....	33
3.6 TAMAÑO DE LA PLANTA.....	35
3.6.1 El tamaño del proyecto y la demanda.....	35
3.6.2 El tamaño del proyecto y los suministros de insumos...	35
3.6.3 El tamaño del proyecto, la tecnología y los equipos.....	36
3.6.4 El tamaño del proyecto y el financiamiento.....	36

3.6.5 El tamaño del proyecto y la organización.....	36
3.6.6 Conclusiones del tamaño de planta.....	37
3.7 LOCALIZACION DE LA PLANTA.....	39
IV. ESTUDIO DE INGENIERIA.....	39
4.1 SELECCIÓN DEL PROCESO.....	39
4.1.1 SELECCIÓN DEL TIPO DE ALGAS.....	39
4.1.1.1 Importancia de las microalgas.....	40
4.1.1.2 Composición química de las microalgas.....	41
4.1.1.3 Potencial de las microalgas para producir lípidos.....	41
4.1.1.4 Selección de la microalga.....	43
4.1.1.5 Inducción de alto contenido de lípidos en <i>Dunaliella tertiolecta</i>	44
4.1.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA REPRODUCCIÓN DE ALGAS.....	47
4.1.2.1 Tecnología de cultivo de algas de primera generación.....	47
4.1.2.2 Tecnología de cultivo de algas de segunda generación.....	50
A. Cámaras de algas.....	50
B. Fotobiorreactores.....	51
B.1 Fotobiorreactores tubulares.....	52
B.2 Fotobiorreactores de paredes planas, inclinados o verticales.....	53
B.3 Fotobiorreactores de columna vertical.....	54
B.4 Fotobiorreactores iluminados interiormente.....	54
4.1.2.3 Sistemas de cultivo híbridos.....	54
4.1.2.4 Sistema de reacción más adecuado.....	55

4.1.3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE COSECHA DE MICROALGAS.....	55
4.1.3.1 Por floculación.....	58
4.1.3.2 Sedimentación por gravedad y centrifugación....	58
4.1.3.3 Filtración.....	59
4.1.4 SELECCIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE DE LAS ALGAS.....	60
4.1.4.1 Métodos de pretratamiento.....	60
A. Destrucción mecánica.....	60
B. Autoclavado.....	60
C. Sonicación.....	61
D. Microondas.....	61
E. Shock osmótico.....	61
4.1.4.2 Métodos de extracción de aceite.....	62
A. Extracción mediante fluidos supercríticos.....	62
B. Extracción enzimática.....	62
C. Extracción con solvente químico.....	63
D. Extracción húmeda.....	64
4.1.5 SELECCIÓN DEL PROCESO DE REACCION DE TRANSESTERIFICACION.....	65
4.1.6 CONCLUSIONES DE LA SELECCIÓN DE PROCESOS PARA OBTENCION DE BIODIESEL A PARTIR DE ALGAS.....	69
4.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO.....	70
4.2.1 Reproducción de microalgas con alto contenido de aceite.....	70
4.2.2 Extracción del aceite de las microalgas.....	73
4.2.3 Producción de biodiesel.....	74
4.3 BALANCE DE MASA.....	78
4.3.1 Algunos parametros técnicos en la producción de microalgas.....	78

4.4 LISTADO DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO.....	83
4.4.1 Adsorbedor de CO ₂ en base a membranas soportadas con aminas.....	83
4.4.2 Fotobiorreactores.....	83
4.4.3 Estanques abiertos – Raceway.....	84
4.4.4 Sistema de Extracción de aceite.....	84
4.4.5 Calentador de aceite.....	85
4.4.6 Reactor de transesterificación.....	85
4.4.7 Separador flash.....	86
V. CONSIDERACIONES AMBIENTALES.....	87
5.1 LOS EFLUENTES DE LA PLANTA INDUSTRIAL.....	88
5.2 PROPUESTAS DE USO O DISPOSICIÓN DE EFLUENTES.....	89
VI. EVALUACION ECONÓMICA.....	92
6.1 ESTIMACION DE INVERSION TOTAL.....	92
6.1.1 CAPITAL FIJO TOTAL.....	92
6.1.1.1 COSTO DIRECTO.....	92
A. Costo de equipo en la planta.....	92
B. Costo de instalación de todo el equipo.....	93
C. Costo de instrumentación y control.....	93
D. Costo de tuberías y accesorios.....	93
E. Costo de sistema eléctrico.....	93
F. Costo de edificios.....	93
G. Costo de mejoras de terrenos.....	93
H. Costo de servicios.....	93
6.1.1.2 COSTOS INDIRECTOS.....	94
I. Costo de ingeniería y supervisión.....	94
J. Costo de la construcción.....	94
K. Costo de seguros e impuestos de la construcción...	94
L. Costo de honorarios para los contratistas.....	90
M. Gastos Imprevistos.....	90

6.1.2 CAPITAL DE TRABAJO.....	95
A. Inventario de materia prima.....	95
B. Inventario de materia en proceso.....	95
C. Inventario de producto en almacén.....	95
D. Cuentas por cobrar.....	95
E. Disponibilidad en caja.....	96
6.1.3 ESTIMACION DE COSTO PRODUCTO TOTAL.....	97
6.1.3.1 COSTO DE FRABRICACION.....	97
A. Costo directo de fabricación.....	97
B. Costos indirectos de fabricación.....	98
C. Costos fijos de fabricación.....	99
6.1.3.2 GASTOS GENERALES (VAI).....	99
A. Ventas.....	99
B. Administración.....	100
C. Investigación y desarrollo.....	100
6.1.3.3 COSTO UNITARIO.....	100
6.1.4 ANALISIS DE ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS....	101
6.1.4.1 Precio de venta por unidad.....	101
6.1.4.2 Ingreso de ventas anuales.....	101
6.1.4.3 Costo de fabricación.....	102
6.1.4.4 Utilidad bruta.....	102
6.1.4.5 Impuesto a la renta.....	102
6.1.4.6 Utilidad neta.....	102
6.1.5 ANALISIS ECONOMICO.....	102
6.1.5.1 Retorno sobre la inversión.....	102
6.1.5.2 Tiempo de recuperación de la inversión.....	103
6.1.6 PUNTO DE EQUILIBRIO.....	103
VII. CONCLUSIONES.....	105
VIII. RECOMENDACIONES.....	106
IX. BIBLIOGRAFIA.....	107

X.	APENDICE.....	114
	A. CÁLCULO DE LA DEMANDA PROYECTADA DE DIÉSEL.....	114
	B. CALCULO DE LA DEMANDA PROYECTADA DE BIODIESEL..	114
	C. BALANCE DE MASA.....	115
	D. SELECCIÓN Y DISEÑO DE EQUIPOS DE PROCESO.....	127
	E. EVALUACION ECONÓMICA.....	147
XI.	ANEXOS.....	162

I. RESUMEN

Con la finalidad de producir biodiesel para el mercado nacional se realizó un estudio de pre factibilidad para la instalación de una planta de producción de este producto utilizando microalgas del tipo *Dunaliella tertiolecta*.

En el Capítulo III se realizó el estudio de mercado en base a datos proyectados por el Plan Energético nacional 2014-2025, que en resumen indica que para el 2025 se tendrá una demanda de 7.015 MBD de biodiesel. La oferta proyectada es 1.0 MBD, que es la capacidad de producción de Industrias del Espino (Yurimaguas), por tanto existe una demanda insatisfecha que se debe cubrir de 6.015 MBD. Por razones de economía de escala es tamaño de la futura planta se ha determinado que será de 1.5 MBD. La ubicación más adecuada se considera en Puerto Eten, que tiene cercanía tanto a la materia prima como al lugar de mezcla con el diésel.

En el Capítulo IV se realizó el estudio de Ingeniería del Proyecto. Se ha seleccionado los mejores procesos que aseguren el más bajo costo de producción. La reproducción de biomasa y acumulación de aceite en las microalgas se realizará en un sistema dual de fotobiorreactores y estanques abiertos. La extracción de aceite en medio húmedo y la producción de biodiesel con catálisis heterogénea que hace disminuir el número de etapas debido a que no se requiere lavados. Con este último aspecto la contaminación es muy baja.

Finalmente en el Capítulo V se realizó el estudio Económico-Financiero. Se estableció que la inversión total del proyecto será de 52'763,422 dólares. El costo de producción será de 0.6727 dólares el galón de biodiesel. A precio de 1.81 dólares por galón (puesto en fabrica) se obtuvo una tasa de retorno sobre la inversión de 23.51% después de impuestos, un periodo de recuperación del dinero de 2.24 años. Se concluye finalmente que el

proyecto es factible desde el punto de vista de mercado, técnico y económicamente, por lo que se recomienda su instalación.

La rentabilidad no es muy alta pero lo suficiente para eliminar las importaciones de biodiesel que se hace actualmente, lo cual significaría una menor salida de divisas. Otra ventaja es el bajo grado de contaminación.

II. INTRODUCCIÓN

El Gobierno peruano en 2003 aprobó la Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles (Ley N° 28054), la que fue reglamentada en 2005 (D.S. N° 013-2005-EM). En 2007, se aprobó el Reglamento para la Comercialización de Biocombustibles (D.S. N° 021-2007-EM), que establece la mezcla obligatoria de 2% del Biodiesel (B100) con el diesel 2. Las proyecciones del mismo gobierno es aumentar paulatinamente el nivel de mezcla, a fines del 2015 se debe llegar a 5% y luego en el 2020 se debe alcanzar la meta de 10% (Palmas, 2012).

Existen tres plantas instaladas de producción de biodiesel. Industrias del Espino (Dpto. San Martín) con 1000 barriles por día (BPD), Heaven Petroleum (Lurín, Lima) con 3000 BPD y Pure Biofuels (Callao, Lima) con 5500 BPD. La primera a partir de aceite de palma y las últimas a partir de aceite de soya. En la actualidad la única planta en funcionamiento es Industrias del Espino, y el Biodiesel (B100) para la mezcla con diésel 2 se cubre con importaciones (Cunza Roca H., 2013). Los inconvenientes de estos proyectos es por un lado el uso de aceites que se pueden usar para la producción de aceites comestibles y por otro lado el uso de aceite de soya que no se produce en el Perú y cuya compra representaría una salida de divisas nuestro país.

Actualmente, a nivel mundial, existe un gran impulso para desarrollar tecnologías que permitan producir biodiesel con altos rendimientos técnico-económicos a partir del procesamiento de micro y macroalgas (Guerrero Barrantes M., 2008).

Perú por ser un país costero con 3080 kilómetros de costa y una alta radiación solar que favorece el proceso de fotosíntesis, tiene muchas ventajas para el desarrollo de los biocombustibles a partir de algas marinas. La masa de las algas marinas está compuesta entre un 45% y un 75% por aceites y lípidos, que representan potenciales recursos energéticos (Rajvanshi & Sharma, 2012).

Una ventaja del biodiesel generado a partir de algas oceánicas a diferencia de otras materias primas como los aceites de palma, de soya y otras

oleaginosas, es que para su producción no es necesario el uso de tierras agrícolas, agua, ni fertilizantes. Además, el balance de energía utilizada para obtener biocombustibles a partir de las algas podría ser muy inferior comparado con otras materias primas, necesitando una cantidad inferior de masa por litro producido. Otro punto a favor, tiene que ver con el medio ambiente, debido a que para el desarrollo de las algas marinas se necesita dióxido de carbono que se puede abastecer de fábricas cercanas al litoral, por ejemplo fábricas de conservas de pescado, o en el peor de los casos traer este insumo de otras fábricas más alejadas como las de producción de etanol a partir de caña (Garibay H., *et al.*, 2009).

Se estima que estos biocombustibles son muy competitivos también desde el punto de vista económico, debido a que un barril de combustibles a partir de algas podría representar hasta un 60% más económico que un barril de petróleo. Esto generaría un importante aumento de la productividad en el sector del transporte (Torres B. & Flores Tomala, 2011).

Debido a la necesidad de cumplir con el abastecimiento de Biodiesel 100 para la mezcla con el Diesel 2 se hace necesario proyectar una planta de producción de este biocombustible. Además, considerando que el uso de aceites de uso comestible afecta contra la economía de un país, se propone en este proyecto producir el biodiesel a partir de algas marinas con la ventaja ambiental de que se va utilizar como insumo dióxido de carbono, que es uno de los gases de efecto invernadero que origina el calentamiento global.

Las ventajas económicas se evidencian con la paulatina sustitución de cierto porcentaje de combustibles fósiles por los biocombustibles; porcentaje establecido por las políticas estatales. El medio ambiente también será beneficiado principalmente por la reducción de gases de efecto invernadero y la conservación de potenciales tierras y agua que servirían para la producción de biocombustibles a través de plantas oleaginosas. Y finalmente el ámbito social sería positivamente impactado debido a la creación de fuentes de empleo y capacitación técnica, a raíz de una industria naciente.

III. ESTUDIO DE MERCADO

3.1 DESCRIPCION DEL PRODUCTO

La ASTM (American Society for Testing and Materials) define **biodiesel** como el éster monoalquílico de cadena larga de ácidos grasos derivados de recursos renovables, como por ejemplo aceites vegetales o grasas animales, para utilizarlos en motores Diesel. Aunque “diesel” es parte de su nombre, el biodiesel puro no contiene ningún diesel basado en petróleo (también llamado "petrodiesel"). El biodiesel es creado a partir de materia orgánica nueva, se puede hacer de casi cualquier aceite vegetal, incluidos los de soya, maíz, colza (canola), maní o girasol, así como de aceite de cocina reciclado, grasas animales o incluso algas. Al biodiesel se le ha llamado “energía solar líquida” debido a que su contenido energético proviene de plantas que captan la energía solar en la fotosíntesis. Las plantas cultivadas para producir biodiesel consumen dióxido de carbono (CO₂), por lo que se equilibra de forma natural la mayor parte del CO₂ que se libera en la combustión, compensando un importante factor que contribuye al calentamiento global (Norma ASTM D 6751).

El uso de aceite vegetal como combustible no es una idea nueva, cuando Rudolf Diesel inventó el motor diesel original en la década de 1890, se diseñó para trabajar con una amplia gama de combustibles, incluyendo los aceites vegetales; a partir de la década de 1900, los motores diesel fueron adaptados para funcionar principalmente con petrodiesel, un combustible más barato, no obstante, durante la crisis energética de la década de 1970, los investigadores comenzaron a reconsiderar los combustibles de aceite vegetal y encontraron un método sencillo para convertir aceite vegetal en un útil combustible diésel.

El biodiesel es una mezcla de ésteres alquílicos de ácidos grasos obtenidos por transesterificación (reacción de intercambio de esteres) de aceites vegetales o grasas animales. Estas materias primas están compuestas por 90-98 % (en peso) de triglicéridos y pequeñas cantidades de mono y diglicéridos, ácidos grasos libres (1-5%), y cantidades residuales

de fosfolípidos, fosfátidos, carotenos, tocoferoles, compuestos de azufre y trazas de agua (Bozbas, K., 2008). La transesterificación es una reacción química de varios pasos, entre ellos tres etapas reversibles en serie, donde los triglicéridos se convierten en diglicéridos, a continuación, los diglicéridos se convierten en monoglicéridos y estos se convierten en ésteres (biodiesel) y glicerina que es un co-producto de alto valor.

Otras definiciones: según del Decreto Supremo N° 021-2007-EM que aprueba el reglamento para la comercialización de Biocombustibles, en concordancia con la R.M. N° 165-2008-MEM-DM que establece disposiciones relativas a la calidad y métodos de ensayo para medir las propiedades de los combustibles Diesel B2, Diesel B5 y Biesel B20; se establece las siguientes definiciones:

- **Biodiesel:** Combustible compuesto de ésteres mono-alquílicos de ácidos grasos de cadenas largas derivados de recursos renovables tales como aceites vegetales o grasas animales, para ser usados en motores de ciclo Diesel.
Para fines del presente Reglamento se entiende como una sustancia oleaginosa obtenida a partir del aceite de palma, higuera, piñón, soya, colza, girasol y otros vegetales oleaginosos, así como grasas animales y aceites comestibles usados.
- **Diesel BX:** Es la mezcla que contiene Diesel N° 2 y Biodiesel B100, donde X representa el porcentaje en base volumétrica de Biodiesel B100 contenido en la mezcla; siendo el diferencial volumétrico el porcentaje de Diesel N° 2.
- **Biodiesel B100:** Biodiesel puro, sin mezcla alguna, que cumple las especificaciones establecidas en las Normas Técnicas Peruanas o, mientras éstas no sean aprobadas, la norma ASTM D 6751-06 en su versión actualizada o las correspondientes normas internacionales.

En el Artículo 9, del Decreto Supremo N° 021-2007-EM. Respecto al porcentaje de la mezcla de Biodiesel B100 con Diesel N°2 indica: “el porcentaje de Biodiesel B100 en la mezcla de Biodiesel 100 – Diesel N°2 que se comercialice en el país, será desde 2% (dos por ciento) hasta 20%

(veinte por ciento). No está permitida la comercialización de mezclas en proporciones diferentes a las establecidas a continuación”:

Diesel B2: 2% (volumen) de Biodiesel B100 y 98% volumen de Diesel N°2.

Diesel B5: 5% volumen de Biodiesel B100 y 95% volumen de Diesel N°2

Diesel B20: 20% (vol.) de Biodiesel B100 y 80% (vol.) de Diesel N° 2.

3.1.1 Aspectos relevantes del biodiesel de tercera generación

Los biocombustibles de primera generación a partir de cultivos comestibles (granos o aceites de maíz o de soya) han planteado cuestiones de ética, ya que hay millones de personas en todo el mundo que aún sufren de desnutrición y hambre.

Los biocombustibles de segunda generación (SGB) a partir de materiales lignocelulósicos, los que ofrecen una gran opción que es compatible con el crecimiento económico sostenible y las cuestiones de ética. Sin embargo, a pesar de que los SGB son atractivos pues usan materia prima no comestible, es una cuestión muy controvertida, debido a que el cultivo de plantas terrestres requiere los recursos que podrían utilizarse para la alimentación, por otra parte, la separación de la lignina de las lignocelulosas se convirtió en un obstáculo.

Los biocombustibles de tercera generación a base de subproductos (como cáscaras, expellers, aceites usados y desechos) u otras materias primas (**algas marinas**, por ejemplo) ofrecen una excelente alternativa para desplazar a los combustibles fósiles, pues no demandan la utilización de áreas con potencial agrícola, en detrimento de la superficie implantada para cultivos alimenticios.

El interés en el aceite de algas no es nuevo, pero el amplio interés en la utilización de este aceite para la producción de biodiesel es más reciente. Sin embargo, para que el biodiesel de algas sea aceptado como un combustible que sustituya a los combustibles fósiles, sus propiedades deben igualar o superar la Norma de Biodiesel Internacional para Vehículos (EN14214). El aceite de microalgas

contiene un alto grado de ácidos grasos poliinsaturados en comparación con los aceites vegetales, lo que lo hace susceptible a la oxidación por almacenamiento limitando su utilización (Chisti, Y., 2007); no obstante, el biodiesel de algas tiene propiedades físicas y químicas similares al diesel de petróleo, además de presentar varias ventajas sobre este pues deriva de la biomasa y por lo tanto es renovable, biodegradable, y casi neutro en carbono en la producción sostenible, no es tóxico y contiene bajos niveles de partículas, monóxido de carbono, hollín, hidrocarburos y SO_x. Cabe señalar que en comparación con el biodiesel de primera generación, el biodiesel de microalgas es más adecuado para su uso en la industria de la aviación en los que los bajos puntos de congelación y las altas densidades de energía son criterios clave, otra gran ventaja del biodiesel de microalgas es que reduce las emisiones de CO₂ hasta en un 78% en comparación con las emisiones de diesel de petróleo (Sheehan, J. et al., 1998).

3.1.2 Propiedades físico-químicas del biodiesel

Especificaciones para biodiesel han sido implementadas en varios países alrededor del mundo, en EE.UU. se ha adoptado la norma ASTM D 6751, en Europa la EN 14214, y en Brasil la ANP N° 7/08. Estos estándares han surgido del consenso de grupos relevantes que han participado en su elaboración, como son: fabricantes de vehículos, motores y equipos de inyección, compañías refinadoras, productores de biocombustibles, representantes de los gobiernos y de los usuarios de biocombustibles.

En la Tabla 3.1 se resume la especificaciones del biodiesel (valores límites) según la normas de Estados Unidos, Europa y Brasil.

La norma europea EN 14214, presenta un mayor nivel de exigencia en calidad del biodiesel que la norma estadounidense ASTM D 6751, lo cual se manifiesta principalmente en los niveles de control fijados para la acidez, estabilidad a la oxidación, número de cetano, y

contenido de ciertos subproductos de la reacción de transesterificación, tales como los metil-ésteres y glicéridos. Asimismo, incluye el control del metanol remanente del proceso de producción y un rango más estrecho de viscosidad. Probablemente esta mayor exigencia de la norma europea está asociada principalmente a la concepción de usar el Biodiesel B100 puro en ciertos motores acondicionados para tal fin, mientras que la norma estadounidense considera su empleo únicamente en mezcla con diesel de petróleo.

En el Anexo 1 se describe el propósito y la importancia de las propiedades del biodiesel, así como los efectos ocasionados por desviaciones respecto a los límites especificados.

Tabla 3.1. Especificaciones de biodiesel – valores límites

Características	EUROPA	EE.UU.	BRASIL
	EN 1421/07	ASTM D-6751-08	ANP N°7/08
Contenido de éster, %m/m, mín.	96.5		96.5
Densidad a 15°C, g/cm ³	0.860-0.900		(20°C) 0.85-0.90
Viscosidad a 40°C, cST	3.5 – 5.0	1.9 – 6.0	3.5 – 6.0
Punto de inflamación, °C, mín.	120	93	100
Azufre, %m/m, máx.	0.001	0.0015-0.05	0.005
Número de cetano, mín.	51	47	informar
Contenido de agua, mg/kg, máx.	500		500
Agua y sedimentos, %v/v, máx.		0.05	
Corrosión en lámina de cobre, máx.	1	N°3	1
Metanol, %m/m, máx.	0.2	0.2	0.2
Glicerina libre, %m/m, máx.	0.02	0.02	0.02
Glicerina total, % m/m, máx.	0.25	0.24	0.24
Índice/N° de yodo, máx.	120		informar
Índice de acidez, mg KOH/g, máx.	0.5	0.5	0.5
Cold soak filterability, segundos, máx		360	
Metales alcalinos, Na, K; mg/kg, máx.	5	5	5
Grupo II metales (Ca, Mg), mg/kg, máx.	5	5	5
Contaminación total, mg/kg, máx.	24		24
Residuo carbonoso, %m/m, máx.	0.3	0.05	0.05
Cenizas sulfatadas, %m/m, máx	0.02	0.02	0.02
Estabilidad a la oxidación (110°C), hr., mín.	6	3	6
Éster metílico-ácido linolénico, %m/m, máx	12		
Cont. Monoglicérido, %m/m, máx.	0.8		Informar
Cont. Diglicérido, %m/m, máx.	0.2		Informar
Cont. Triglicérido, %m/m, máx.	0.2		Informar
Ester metílico poliinsaturado (>4 enlaces =)	1		
Fósforo, mg/kg, máx.	10	10	10

Fuente: IICA & ARPEL, 2009.

En la Tabla 3.2 se muestra las especificaciones técnicas del biodiesel según la Norma Técnica Peruana 321.125.2008. Muchos de los valores se han tomado de la norma americana ASTM D6751. La especificación ASTM es para el biodiesel que será utilizado para mezcla con diesel de origen fósil en proporción de 20% o menos, y no se la debe considerar como especificación de biodiesel puro (**B100**) que pueda ser comercializado como combustible en sí mismo. En EE.UU. cualquier biodiesel utilizado para mezcla deberá cumplir con la ASTM D 6751 previo a la mezcla.

Teóricamente un biodiesel “perfecto” debería estar formado solo de ácidos grasos monoinsaturados. Sin embargo las materias primas comunes (grasas animales y aceites vegetales) están formadas por los 10 tipos de ácidos grasos más comunes los cuales tienen entre 12 a 22 átomos de carbono, con un 90% de ellos entre 16 y 18 carbonos. Algunas de estas cadenas de ácidos grasos son saturadas, mientras otras son monoinsaturadas y otras son poliinsaturadas.

Tabla 3.2. Especificaciones técnicas del biodiesel según NTP-321.125.2008

Propiedad	Método de Ensayo (a)	Biodiesel B100	Unidades
Contenido de calcio y magnesio, combinado	EN 14538	5 Máx.	ppm ($\mu\text{g} / \text{g}$)
Punto de inflamación. (Copa cerrada)	ASTM D 93	93 mín.	$^{\circ}\text{C}$
Control de Alcohol (uno de los siguientes debe ser cumplido:)			
1. Contenido de Metanol	EN 14110	0,2 Máx.	% volumen
2. Punto de inflamación	ASTM D 93	130,0 mín.	$^{\circ}\text{C}$
Agua y sedimento	ASTM D 2709	0,050 Máx.	% volumen
Viscosidad cinemática a 40 $^{\circ}\text{C}$	ASTM D 445	1,9 – 6,0 (b)	mm^2/s
Ceniza sulfatada	ASTM D 874	0,020 Máx.	% masa
Azufre (c)	ASTM D 5453	0,0015 Máx. (15)	% masa (ppm)
Corrosión a la lámina de cobre	ASTM D 130	Nº 3	
Número Cetano	ASTM D 613	47 mín.	
Punto nube	ASTM D 2500	Reportar (d)	$^{\circ}\text{C}$
Residuo de carbón (e)	ASTM D 4530	0,050 Máx.	% masa
Número acidez	ASTM D 664	0,50 Máx.	Mg KOH / g
Glicerina libre	ASTM D 6584	0,020 Máx.	% masa
Glicerina total	ASTM D 6584	0,240 Máx.	% masa
Contenido de fósforo	ASTM D 4951	0,001 Máx.	% masa
Temperatura de destilación. Temperatura del 90% de recuperado equivalente a presión atmosférica.	ASTM D 1160	360 Máx.	$^{\circ}\text{C}$
Contenido de sodio y potasio, combinado	EN 14538	5 Máx.	ppm ($\mu\text{g} / \text{g}$)
Estabilidad a la oxidación	EN 14112	3 mín.	horas

Fuente: Cunza, 2013 (Osinerghin).

Aceites con mayor proporción de ácidos grasos insaturados en su composición (girasol, soja, oliva) dan como resultado biodiesel de menor número de cetano, menor estabilidad (mayor Índice de Yodo) y menor temperatura de congelación (mejores propiedades frías). De la misma manera, aceites con mayor proporción de ácidos grasos saturados y monoinsaturados (palma, coco, grasa animal) dan como resultado un biodiesel con alto número de cetano, buena estabilidad y mayores temperaturas de congelación (peores propiedades frías).

El contenido energético del biodiesel o el B100 no varía significativamente respecto del diésel fósil, siendo su valor calorífico inferior 15 a 17 mil BTU/lb. Esto se debe a que el contenido energético de las grasas y aceites utilizados en la fabricación del biodiesel no varía sustancialmente respecto al de los componentes utilizados para producir el diésel de origen fósil. Por lo tanto el B100 obtenido a partir de la mayoría de las materias primas disponibles tendrá el mismo impacto en la economía de combustible, la potencia y el torque que un diésel convencional.

La estabilidad del B100, tiene que ver con dos temas muy importantes relacionados con el combustible: el envejecimiento (o pérdida de estabilidad) durante largos períodos de almacenamiento del mismo; y la estabilidad a altas temperaturas y/o presión durante su uso en el motor. Al primero normalmente se lo denomina “estabilidad a la oxidación” y al segundo “estabilidad térmica”. A continuación se listan algunos puntos que pueden ayudar a identificar condiciones que pueden derivar en problemas de estabilidad del combustible:

- Cuanto mayor es el nivel de insaturación de la materia prima de origen, más probable es la oxidación del combustible. Como regla general, ácidos grasos saturados (tales como 16:0 o 18:0) son estables. A medida que el nivel de insaturación crece (por ejemplo 18:1 a 18:2 y 18:3) la estabilidad del combustible se reduce sensiblemente. El calor y la luz solar aceleran este proceso.

- Ciertos metales o aleaciones tales como el cobre, latón, bronce, plomo, estaño y zinc, aceleran el proceso de degradación y forman altos niveles de sedimentos. B100 no debería ser almacenado por largo tiempo en recipientes contruidos con estos metales.
- Mantener el biodiesel fuera del contacto con el oxígeno, reduce o elimina la oxidación del combustible e incrementa el período de almacenamiento. Esto se logra utilizando sellos de nitrógeno en tanques de almacenamiento (Blanketing).
- El uso de aditivos puede ayudar a incrementar la estabilidad del B100.

No hay mucha experiencia con el almacenaje de B100 por períodos superiores a seis meses, de manera que si es necesario almacenarlo por períodos superiores a los seis meses, se deberán usar antioxidantes para evitar la pérdida de calidad del producto. La aditivación del antioxidante debe realizarse en el momento de la fabricación dejando transcurrir el mínimo tiempo posible para optimizar su efecto.

3.1.3 Usos del biodiesel

El biodiesel, puede ser utilizado en motores convencionales sin cambios de consideración, sólo requieren el remplazo de las mangueras de conducción del combustible por elementos no fabricados sobre la base de caucho o espuma de poliuretano; puede usarse puro, en cuyo caso se conoce como B100, sin embargo, con frecuencia es mezclado con combustible diésel basado en petróleo y cuando esto se hace la mezcla se denomina "BXX", donde XX es el porcentaje de biodiesel en la mezcla. La experiencia comercial con el biodiesel es muy prometedora, funciona tan bien como el diésel de petróleo, mientras reduce las emisiones de partículas de CO₂, hidrocarburos y SO_x; aunque, en muchos motores las emisiones de NO_x son mayores. El biodiesel prácticamente elimina las emisiones de hollín negro asociados a los motores diésel, la emisión total de partículas es también mucho más baja. Otros beneficios ambientales

del biodiesel, en relación con diésel de petróleo, incluyen el hecho de que es altamente biodegradable y que parece reducir las emisiones de tóxicos al aire y sustancias cancerígenas (Lee, K. et al. 2007).

3.2 MATERIAS PRIMAS PARA PRODUCCION DE BIODIESEL DE ALGAS

3.2.1 Algas marinas

Es ampliamente estudiado que las microalgas marinas son capaces de producir 30 veces la cantidad de lípidos por unidad de superficie de tierra, en comparación con los cultivos de semillas oleaginosas terrestres. Ver Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Rendimiento de aceite por acre por año

Maíz	18
Soya	48
Cártamo	83
Girasol	102
Colza	127
Palma aceitera	637
Microalgas	5000 – 15000

Fuente: oilgae.com

A la fecha según información de IMARPE (Instituto del Mar de Perú) nuestro país tiene varias especies de microalgas naturales altamente productoras de lípidos (Salazar Pérez L., 2012).

En el ítem 4.1.1.4 se dan las razones por la que se selecciona la microalga marina *Dunaliella tertiolecta*. Esta es un alga verde unicelular, móvil y en forma de varilla que es común en las aguas saladas. Pertenece a la familia Dunaliellaceae, clase Chlorophyceae del filo Chlorophyta. *Dunaliella tertiolecta* es un flagelado marino verde con células de 5-8 µm de longitud y de 5-6 µm de ancho. Esta alga puede ser fácilmente cultivada en laboratorios. Su morfología la hace ideal para su recuento, pues no se agrupan ni forman cadenas. Su

crecimiento es lo suficientemente rápido para medir con precisión el número de células después de 72 horas, lo que también significa que su consumo de CO₂ es elevado. La especie es moderadamente sensible a las sustancias tóxicas y se reporta que esta cepa tiene un rendimiento de aceite de más 37%. Son eurihalinos, adaptados a concentraciones de sal desde los 50 mM de NaCl hasta casi 5.5 M de NaCl.

IMARPE dispone de las cepas y por lo tanto no se considera un costo de esta materia prima. Los costos de reproducción para la producción industrial se asumirán en la ejecución del proyecto.

3.2.2 Dióxido de carbono

Es un insumo importante para el crecimiento de las microalgas. Según Packer (2009) la demanda estequiométrica de CO₂ es igual a 1.7 kg de CO₂/kg de biomasa seca. Debe considerarse que en la práctica se debe adicionar un exceso puesto que no todo se consume por la microalga.

Este insumo se puede obtener de forma gratuita de las chimeneas de las calderas que queman combustibles en las grandes industrias o centrales termoeléctricas. La nueva planta asume el costo de separar y purificar el dióxido de carbono eliminado en las chimeneas de las grandes industrias.

Como datos referenciales se tiene que la combustión de 1 toneladas de bagazo húmedo (50% de humedad) produce 0.905 toneladas de CO₂. Por otro lado las centrales termoeléctricas funcionando con gas natural tienen una producción de 0.24 kg CO₂/kWh. Si el combustible es gasóleo C se producirá 0.287 kg CO₂/kWh (IDAE, 2014).

3.2.3 Nitrato de amonio

En investigaciones de campo se determinó que se logra el crecimiento máximo de microalgas (5 g/L) cuando se suplementa el cultivo con nitrógeno. Con la microalga *Chlorella sp* se determinó que con NaNO₃

se logra mayor crecimiento de biomasa. En cambio con *Dunaliella tertiolecta* no se encontró diferencia significativa entre sales de nitrato de amonio (NH_4NO_3), nitrato de potasio (KNO_3) y nitrato de sodio (NaNO_3) y por lo tanto su uso dependerá del costo de estas sales (Abdala Luiza, 2011).

Con información de internet los precios de las sales fertilizantes son: nitrato de potasio 800 -900 dólares/ton, nitrato de sodio 450 – 550 dólares/ton y nitrato de amonio 370 a 400 dólares/ton.

Por lo tanto se decide por nitrato de amonio como fuente principal de nitrógeno al cultivo de la microalga *Dunalella tertiolecta*. 0.8

En nuestro país, Misti Fertilizantes, distribuye Nitrato de amonio estabilizado 33-3-0, que significa 33% de nitrógeno y hasta 3% de fósforo. Su principal beneficio es la presencia de ambos tipos de nitrógeno: 50% de nitrógeno amoniacal y 50% de nítrico, que aseguran una nutrición continua del cultivo. Su presentación es granulada altamente soluble en bolsas de 50 kg.

Por la presencia de 3% de P_2O_5 se considera que el nitrato de amonio comercial también servirá como fuente de fósforo y por lo tanto no será necesaria la adición de KH_2PO_4 requerido para un buen desarrollo de biomasa de las microalgas.

3.2.4 Vitamina B12

Es un micronutriente esencial en el desarrollo de microalgas para producción de lípidos. También se conoce como cobalamida debido a que tiene cobalto. Es una vitamina hidrosoluble. Formula química: $\text{C}_{63}\text{H}_{88}\text{CoN}_{14}\text{O}_{14}\text{P}$, con peso molecular de 1355.38

Se va utilizar vitamina B12 de BASF Chemical Company con un contenido mínimo de 1%. La presentación es granular (80 mesh USP) y consiste de vitamina B12 en una matriz de maltodextrina y acidificado con ácido cítrico y citrato de sodio. La densidad

aproximada es 0.5 g/ml. Se almacena a temperatura ambiental hasta 3 meses y es altamente soluble aun en agua fría.

El precio actualizado de la vitamina B12 es cercano a 1200 dólares/kg.

3.2.5 Biotina

También conocida como Vitamina H, vitamina B8, coenzima R o antiavidina. Su fórmula molecular es $C_{10}H_{16}N_2O_3S$ con un peso molecular de 244.31. Es una vitamina hidrosoluble y se vende como un polvo cristalino blanco o casi blanco. Es un factor vitamínico del grupo B con un papel importante en el metabolismo intermediario de los hidratos de carbono, lípidos y proteínas, actuando como coenzima especializado en el transporte activo de los radicales CO_2 , siendo un agente fundamental en las reacciones de carboxilación y transcarboxilación.

Su precio en el mercado varía entre 500 – 800 dólares por kilogramos. Para el proyecto se considera 800 dólares.

3.2.6 Metanol

Según el tipo de catalizador empleado para la transesterificación de los aceites en la obtención de biodiesel se debe emplear un alcohol de bajo peso molecular como el metanol o el etanol anhidro. La relación de alcohol: aceite varía desde 5 hasta 20 a 1.

En el presente proyecto se va utilizar metanol grado comercial cuyas características principales son (IPCS & Comisión Europea, 2000):

- Punto de ebullición: 65°C
- Punto de fusión: -98°C
- Densidad relativa (agua = 1): 0.79
- Solubilidad en agua: miscible
- Presión de vapor, kPa a 20°C: 12.3
- Punto de inflamación: 12°C
- Temperatura de autoignición: 464°C

- Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 5.5 – 44
- Límites de exposición profesional: VLA-ED: 200 ppm; 266 mg/m³

Según uno de los grandes fabricantes de metanol en el mundo, Methanex Corporation, sus precios varían según la región:

Precio en Europa: 295 euros/TM

Precio en Norte América: 366 USD/TM, o USD 1.10/gal (U.S. Gulf Coast)

Precio en Asia: USD 305/TM (<https://www.methanex.com/our-business/pricing>).

Para el proyecto se considera un precio para el metanol puesto en fábrica de USD 500/TM.

3.3 ESTUDIO DE MERCADO

El Decreto Supremo N° 021-2007-EM, aprueba el Reglamento para la Comercialización de Combustibles, en donde en el artículo 9 establece el porcentaje de mezcla de Biodiesel, B100, con Diesel N°2. A partir de enero del 2011 es de uso obligatorio 5% (en volumen) de B100 y 95% de diésel N°2, conocido comercialmente como B5.

Por lo tanto, el estudio de mercado se hace en base a la demanda histórica y proyectada del diésel N°2, y de ese total se tomará el 5% como demanda del B100.

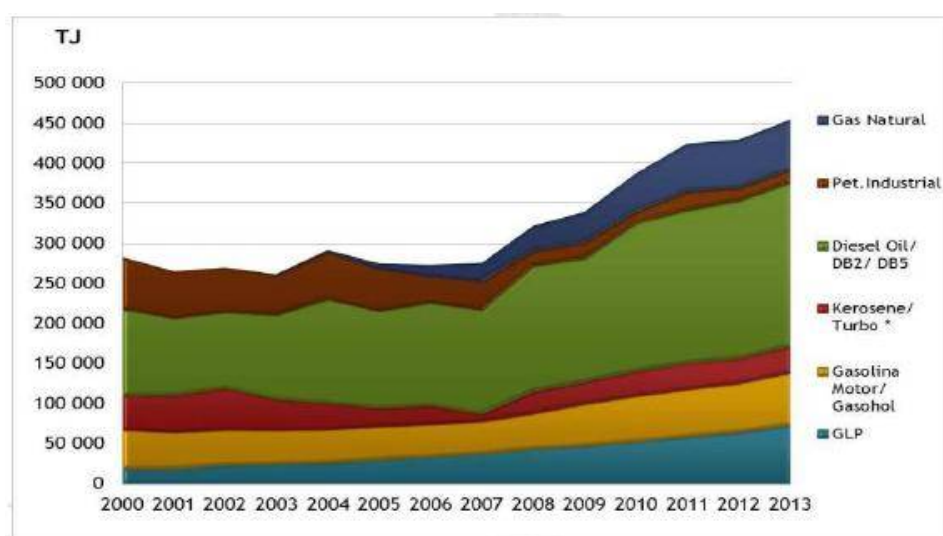
Debe considerarse, que en un escenario más optimista, se considera usar hasta un 20% de B100 y 80% de diésel N°2 para preparar el B20.

Los datos han sido obtenidos del “Plan Energético Nacional 2014-2025”, Documento de Trabajo elaborado por el Ministerio de Energía y Minas.

3.3.1 Demanda histórica de Diésel

El Diésel sigue siendo el combustible de mayor uso en el esquema energético de nuestro país. Este comportamiento se visualiza en la Figura 3.1.

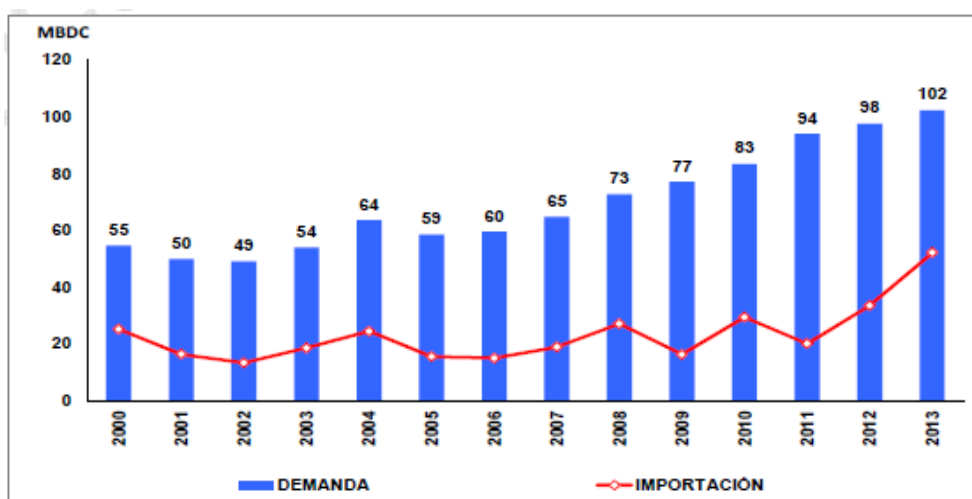
La demanda de Diesel en el año 2013 fue de 102 MBDC (miles de barriles por día calendario) y representa el 63% en la demanda nacional de combustibles líquidos. Es importante mencionar que la demanda de diésel de bajo contenido de azufre representa el 51% de la demanda nacional de diésel, como resultado de la Resolución Ministerial N° 139-2012 MEM/DM que exige la comercialización del diésel con un contenido máximo de azufre de 50 partes por millón (ppm) en las regiones de Lima, Arequipa, Cusco, Puno y Madre de Dios y en la Provincia Constitucional del Callao.



Fuente: Ministerio de Energía y Minas, 2014.

Figura 3.1. Evolución del consumo final de hidrocarburos por producto 2000 - 2013

En la Figura 3.2 se muestra cómo ha ido evolucionando la demanda nacional de Diésel. En la misma grafica se representa las importaciones que se hace para cubrir la demanda interna debido a que nuestro país es deficiente en la producción de diésel. En los últimos años las importaciones han aumentado debido a la exigencia de usar diésel con bajo contenido de azufre, el cual no se produce en el Perú.



Fuente: Ministerio de Energía y Minas, 2014.

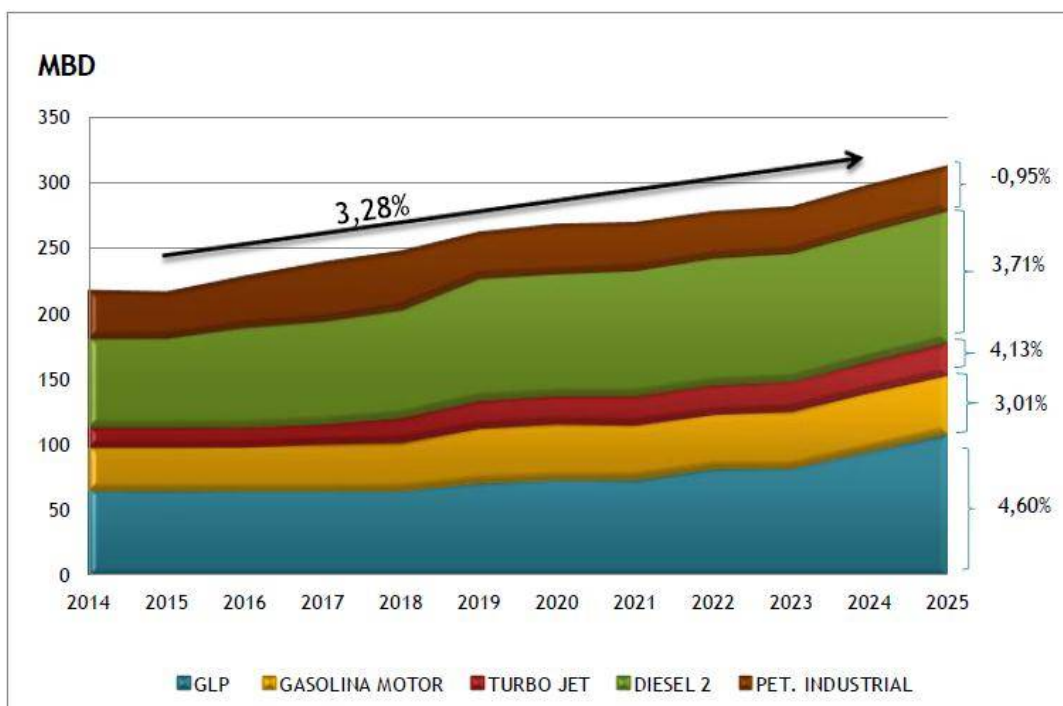
Figura 3.2. Evolución de la Demanda Nacional de Diésel y sus importaciones en MBDC

Se debe hacer hincapié que la demanda del diésel incluye: Diésel 2, Diésel B2, DB2 S-50, Diésel 5, Diésel B5, BD5 D-50, Diésel PD y Diésel GE.

3.3.2 Demanda proyectada de Diesel

De acuerdo Plan Energético Nacional 2014-2025 la demanda global de hidrocarburos líquidos seguirá creciendo a un ritmo de 3,28%. Respecto al diésel, este tendrá un crecimiento anual de 3.71%. Ver Figura 3.3.

En el Plan Energético Nacional 2014-2025 hace las proyecciones bajo dos escenarios: uno con un crecimiento del PBI de 4.5% y otro más optimista con un crecimiento de PBI de 6.55%. Las proyecciones lo hacen en Tera joule (TJ) por año y se ha realizado las transformaciones por cálculos, obteniéndose la Tabla 3.3. Los cálculos se muestran en el Apéndice.



Fuente: Ministerio de Energía y Minas, 2014.

Figura 3.3. Proyección: demanda nacional de hidrocarburos líquidos

3.3.3 Demanda Proyectada de Biodiesel – B100.

Teniendo en cuenta que el consumo de diésel históricamente ha sido sostenido, a pesar de la crisis económica mundial, en este proyecto se considera que la proyección de la demanda será igual a la realizada por el Ministerio de Energía y Minas bajo un escenario de crecimiento de PBI de 6.5%. Entonces la demanda proyectada de biodiesel se basa en los datos de la última columna de la Tabla 3.4.

A pesar que existen pronósticos que en un futuro cercano en nuestro país se debe llegar hasta un 20% de B100 en la formulación del diésel, y teniendo en cuenta que el cambio de vehículos del parque automotor es lento, para la proyección se ha considerado sólo una adición de 5% en volumen de B-100.

Los resultados se muestran en la Tabla 3.5 Para el 2025 la demanda proyectada será de 7.015 MBD, es decir una necesidad de cerca de 300 mil galones por día de biodiesel puro.

Tabla 3.4. Demanda proyectada de diésel 2014-2025 en TJ/año y en MBDC, en dos escenarios de PBI

AÑO	PBI 4,5% TJ	PBI 4,5% MBDC	PBI 6.5% TJ	PBI 6.5% MBDC
2014	209473	101.7	212301	103.1
2015	213248	103.5	219105	106.4
2016	214410	104.1	223471	108.5
2017	217638	105.7	230045	111.7
2018	220245	106.9	236130	114.6
2019	223412	108.5	242224	117.6
2020	225971	109.7	249682	121.2
2021	228535	110.9	255682	124.1
2022	230918	112.1	262101	127.2
2023	235283	114.2	270735	131.4
2024	239860	116.5	279764	135.8
2025	244464	118.7	289002	140.3

Fuente: Ministerio de Energía y Minas, 2014.

Los datos en MBDC elaborados por las autoras.

3.3.4 Oferta actual y proyectada de biodiesel

La oferta actual estaría constituida por la producción actual de las diferentes plantas de biodiesel instaladas en nuestro país.

La oferta proyectada estaría constituida por la suma de la capacidad instalada de estas plantas de biodiesel, es decir considerando que estarían trabajando al 100% de capacidad.

Plantas de biodiesel instaladas:

- Industrias del Espino, San Martín: 1000 BPD
- Heaven Petroleum, Lima (Lurín): 3000 BPD
- Pure Biodiesel, Lima (Callao): 5500 BPD

A la fecha no existe producción nacional de materia prima (oleaginosas y aceites) en volumen suficiente para cubrir el volumen obligatorio de Biodiesel establecido en el país (5% en volumen), para

mezcla con Diesel, teniéndose como único productor integrado a la empresa Industrias del Espino S.A. (actualmente produce y comercializa Biodiesel), se debe recurrir a la importación de Biodiesel.

A pesar que se sabe que Industrias del Espino no está trabajando a capacidad total, y que a veces cierra por competencia desleal del biodiesel que ingresa al país con subsidios procedentes de Argentina (RPP, Economía, abril 2014) en el presente proyecto se va considerar como único ofertante de Biodiesel, que a capacidad total llega a 1000 BPD o 1 MPBD.

Tabla 3.5. Demanda proyectada de biodiesel – B100, para el 2025

AÑO	MBD
2014	5.153
2015	5.318
2016	5.425
2017	5.584
2018	5.732
2019	5.879
2020	6.061
2021	6.206
2022	6.362
2023	6.572
2024	6.791
2025	7.015

Fuente: Elaborado por las autoras

Se debe tener en cuenta que nuestro país es deficitario en aceites y este posible insumo para biodiesel figura entre los cuatro productos que más importa el Perú. En estos momentos el Perú compra aceite

de soya en bruto a U\$ 0.805 kilo, que al cambio actual significa 2.4 nuevos soles por litro 9.1 nuevos soles el galón.

Según estudio de la FAO bajo la realidad peruana los costos de producción de biodiesel a partir de palma aceitera se estiman entre 0.23 y 0.31 USD/L mientras que a partir de *Jatropha* se estiman entre 0.83 a 0.86 USD/L (FAO, 2014). Entonces la posibilidad de que las plantas instaladas de biodiesel en Lima funcionen con aceite de *Jatropha* se considera no viable debido a que el costo del biodiesel producido sería muy elevado.

Estas son razones para considerar que las otras plantas de diésel situadas en Lima no se deben considerar para la oferta proyectada de biodiesel.

En conclusión, para proyectar la oferta solo se va a considerar la capacidad instalada de la empresa Industrias del Espino, que produce 1000 BPD a partir de palma aceitera.

3.3.5 Demanda insatisfecha proyectada

La demanda insatisfecha proyectada resulta de la diferencia entre la demanda proyectada para el 2025 (7.015 MBPD) y la oferta proyectada (1.0 MBPD).

Por lo tanto para el 2025 habrá un déficit de 6.015 MBPD de biodiesel, B100, para cubrir las necesidades de la demanda de diésel B5.

Si se considera el uso de B20 la demanda de B100 se cuadruplicaría, lo cual incentiva desarrollar proyectos de biodiesel a partir de aceites que no se utilicen para consumo humano y en especial que tengan un menor costo.

3.4 COMERCIALIZACION DEL BIODIESEL

En el año 2003 se promulgo la Ley N° 28054, cuyo objeto fue establecer el marco general para promover el desarrollo de los biocombustibles. Este

mercado se debe basar en la libre competencia y el libre acceso de la actividad económica. El objetivo de la misma es diversificar el mercado de combustibles, fomentar el desarrollo agropecuario y agroindustrial, disminuir la contaminación ambiental y ofrecer un mercado alternativo en la lucha contra las drogas.

Respecto a la comercialización del biodiesel indica:

- Biodiesel B100 y Diesel B20 pueden ser comercializados por los distribuidores mayoristas a los consumidores directos autorizados por la Dirección General de Hidrocarburos (DGH) para adquirir estos productos.
- Los distribuidores mayoristas con inscripción vigente en la DGH están autorizados para comprar Biodiesel B100.
- Las mezclas se realizarán en las Plantas de Abastecimiento que cuenten con inscripción vigente en el registro de DGH.
- Los productores de Biodiesel B100 podrán vender su producto a los consumidores directos para lo cual deben constituirse como Distribuidores Mayoristas.
- El expendio de Diésel B2, Diésel B5 se realizará en los establecimientos de venta al público de combustibles líquidos debidamente inscritos en el Registro DGH.
- La R.M. 165-2008 MEM/DM establece que el Diesel B2, Diesel B5 y Diesel B20 deben cumplir las especificaciones del Diesel N° 2.

En el año 2007, se hace algunas modificaciones respecto a la comercialización de biocombustibles – D.S. 021-2007 EM, que considera:

- Se faculta a las refinerías de petróleo a realizar las mezclas
- El productor de biodiesel ya no tiene que constituirse como Distribuidor Mayorista, solamente está obligado a registrar sus productos ante la DGH.

En la Figura 3.4 se resume la cadena de comercialización de biodiesel reglamentada por Ley.

3.5 PRECIO DEL BIODIESEL

Se considera que el precio del Biodiesel B100 debe ser similar al Diesel que se comercializa en la actualidad en nuestro país, y que es el Diesel B5 (5% volumen de B100 y 95% volumen de Diesel N°2).

En la Tabla 3.6 se presenta los precios en soles de los precios en las plantas de abastecimiento de PETROPERU, lo que viene hacer el precio ex – planta, que es el precio con el que se hace la evaluación económica.

La tasa de cambio se ha considerado la actual, que es 3.20 nuevos soles por dólar (septiembre 2015).

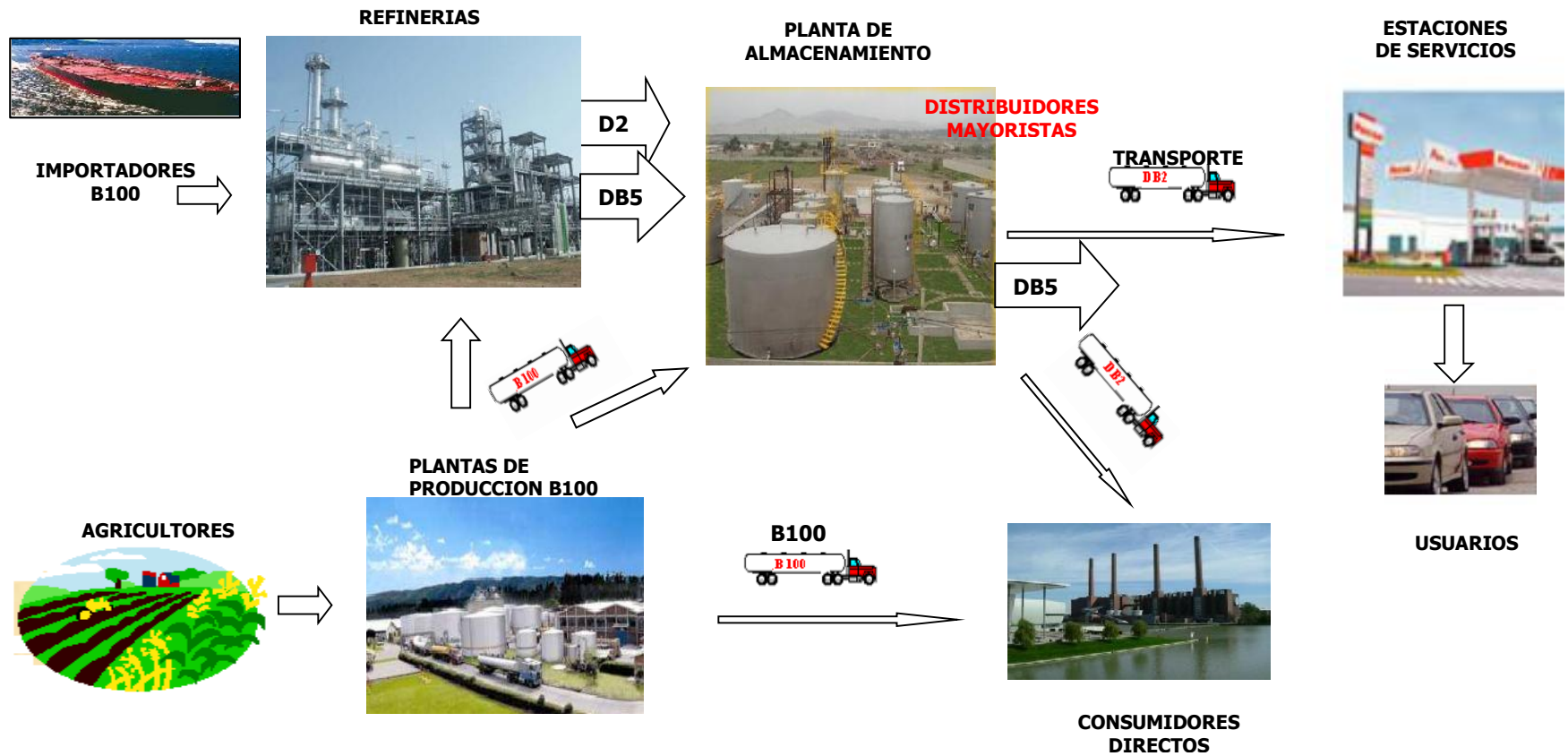
Para el proyecto se considera un precio promedio actual de 1.85 dólares el galón.

Para las proyecciones y evaluación económica, considerando un ligero aumento en el precio del crudo, para el proyecto se considerará un precio promedio de 2.00 dólares el galón.

En la Tabla 3.6. Precios en soles del Petróleo diesel 2 en las plantas de abastecimiento de Petroperú

PLANTA DE ABASTECIMIENTO	PRECIO EN SOLES POR GALON	PRECIO EN DOLARES POR GALON
Talara	5.54	1.73125
Piura	5.85	1.828125
Eten	5.87	1.834375
Salaverry	5.91	1.846875
Chimbote	5.96	1.862500
Supe	5.77	1.803125
Cerro de Pasco	6.19	1.934375
Pisco	5.79	1.809375
Ilo	6.00	1.875000
El Milagro	5.92	1.850000
Tarapoto	6.14	1.918750
PROMEDIO	5.9036	1.8448

Fuente: PETROPERU, 2015



Fuente: Cunza, 2013 (Osinerghmin).

Figura 3.4. Cadena de comercialización del biodiesel

3.6. TAMAÑO DE LA PLANTA

Determinar el tamaño de una nueva unidad de producción es una tarea limitada por las relaciones recíprocas que existen entre el tamaño, la demanda, la disponibilidad de las materias primas, la tecnología, los equipos y el financiamiento. Todos estos factores contribuyen a simplificar el proceso de aproximaciones sucesivas, y las alternativas de tamaño entre las cuales se puede escoger se reducen a medida que se examinan los factores condicionantes mencionados, los cuales se analizan detalladamente a continuación:

3.6.1 El tamaño del proyecto y la demanda.

La demanda es uno de los factores más importantes para condicionar el tamaño de un proyecto.

Para el 2025 habrá un déficit de 6.015 MBPD de biodiesel, B100, para cubrir las necesidades de la demanda de diésel B5. Si se considera el uso de B20 la demanda de B100 se cuadruplicaría, lo cual incentiva desarrollar proyectos de biodiesel a partir de aceites que no se utilicen para consumo humano y en especial que tengan un menor costo.

En la actualidad hay desabastecimiento de B100, a excepción de la planta de B100 de Yurimaguas (1.0 MBPD) no hay producción nacional y el requerimiento se está cubriendo con importaciones.

Entonces la demanda no es un factor limitante para el tamaño de planta.

3.6.2 El tamaño del proyecto y los suministros de insumos

El abasto suficiente en cantidad y calidad de materias primas es un aspecto vital en el desarrollo de un proyecto.

En nuestro país existen dos plantas de 3000 y 5500 MBPD que no están operando por falta de materia prima. Estas plantas se planificaron para utilizar aceite de soya, de colza o de jatropha. Sin embargo los precios elevados de los aceites comestibles han hecho inviable la producción.

En el presente proyecto se está considerando la obtención de aceite de microalgas que se desarrollan básicamente con dióxido de carbono e

iluminación y otros nutrientes. La tecnología escogida asegura obtener un aceite a precio competitivo para producir biodiesel. El uso de terrenos eriazos cercanos al mar no limita el tamaño del tamaño de la planta.

3.6.3 El tamaño del proyecto, la tecnología y los equipos

Hay ciertos procesos o técnicas de producción que exigen una escala mínima para ser aplicable, ya que por debajo de ciertos niveles, los costos serían tan elevados que no se justificaría la operación de la planta.

Los tamaños de plantas de transesterificación varían desde los 300 kg/h (plantas pilotos), 9000 ton/año (plantas modulares o pre-fabricadas) y de 20 a 500 ton/año (plantas industriales). Los complejos industriales de producción de biodiesel requieren instalaciones de producción de al menos 75000 ton/año (1.4 MBD) para un funcionamiento económico. Por su supuesto el equilibrio ecológico de todo el proceso, que consiste en el suministro de materia prima, la producción y el uso final (mercado local de biodiesel), se mejora enormemente al minimizar los costos de transporte (CapitalEnergy, 2015).

En el caso del presente proyecto la materia prima estará cercana a la planta de biodiesel. El comprador final estará también cerca de la biorefinería y por lo tanto habrá una mayor rentabilidad.

Se considera que este factor es el limitante para determinar el tamaño de la planta y se tomará la sugerencia de producción como mínimo 1.4 MBPD.

3.6.4 El tamaño del proyecto y el financiamiento

Si los recursos financieros son insuficientes para atender las necesidades de inversión de la planta de tamaño mínimo es claro que la realización del proyecto es imposible.

Para fines de estudio, no se considera un factor limitante.

3.6.5 El tamaño del proyecto y la organización

Cuando se haya hecho un estudio que determine el tamaño más apropiado para el proyecto, es necesario asegurarse que se cuente con el

personal suficiente y apropiado para cada uno de los puestos de la empresa.

La producción de biodiesel es tecnología conocida, ya existe una planta en funcionamiento en Yurimaguas. Sobre la crianza de microalgas, en Casa Grande, Perú, existe experiencia sobre este cultivo.

Por lo tanto, no es un factor limitante.

3.6.6 Conclusiones del tamaño de planta

De acuerdo al análisis realizado el factor determinante es la tecnología y los equipos. Según los expertos, basados en la economía de escala el tamaño de una biorefinería de biodiesel no puede ser menor que 1.4 MBPD.

Para el proyecto se considera 1.5 MBPD, que tomando en cuenta la demanda insatisfecha para el 2025 de 6.5 MBPD, se estaría cubriendo el 23.07% de dicha demanda. En el caso supuesto que se llegue a utilizar el Biodiesel B20 se estaría cubriendo solo 5.7% de la demanda insatisfecha del 2025.

3.7. LOCALIZACION DE LA PLANTA

Desde el punto de vista de disminución de costos y por lo tanto de una mayor rentabilidad del proyecto, la localización de una planta de biodiesel esta favorecida por su ubicación en las cercanías de la materia prima (aceite de algas) y en las cercanías al punto de venta (puntos de abastecimiento de diésel). La razón principal sería los ahorros en el transporte de materias primas y productos. Por lo general se busca terrenos eriazos cercanos al mar, con lo cual se asegura de utilizar terrenos que no tengan uso agrícola u habitacional.

La proximidad al sitio donde se va a realizar la mezcla de biodiesel B100 con el diésel N°2 producirá ahorros importantes en el transporte de Biodiesel B100.

Petroperú tiene sus tanques de almacenamiento de diésel en la Carretera Playa Lobos Km 5, Puerto Eten, Chiclayo, Lambayeque.

Por otro lado se tiene conocimiento que ha instalado en las pampas de Reque, Panamericana Norte km 754, una central termoeléctrica denominada Recka

con una capacidad de generación de 181.3 MW, con la quema inicialmente de Diesel B-5 y luego con sólo gas natural (ProActivo, 08/09/2014).

Pero, más cercano a la planta de Petroperú se tiene en proyección la futura Central Termoeléctrica Planta Eten - Reserva Fría, con una capacidad de 240.5 MW (Osinergmin, 2016).

La instalación de esta planta favorecerá el abastecimiento de dióxido de carbono a la futura planta de biodiesel a partir de microalgas y además estará más cercana a la planta de almacenamiento y mezcla de Petroperú.

Por tanto la planta debe situarse entre el lugar de abastecimiento de dióxido de carbono y el lugar donde se mezclará con el diésel (Puerto Eten).

En la **Figura 3.5** Se presenta la ubicación de la Central termoeléctrica Planta Eten – Reserva Fría.



IV. ESTUDIO DE INGENIERIA

En esta sección se realiza el estudio de ingeniería que comprende la selección del proceso o procesos adecuados, descripción detallada del proceso, balance de masa y energía, diseño y selección de los equipos de procesos tanto principales como auxiliares, la distribución de los equipos y la distribución general de la planta industrial.

4.1 SELECCIÓN DEL PROCESO

Por la complejidad del proceso esta sección se ha dividido en cinco secciones:

- Selección del tipo de algas marina, entre microalgas y macroalgas.
- Selección de la tecnología para reproducción de algas.
- Selección del proceso de cosecha de microalgas.
- Selección del proceso de extracción de aceite de las algas seleccionadas.
- Selección de la reacción de transesterificación del aceite extraído para producción de biodiesel, entre catálisis homogénea y catálisis heterogénea.

4.1.1 SELECCIÓN DEL TIPO DE ALGAS: MACROALGAS VS MICROALGAS

El término alga se refiere tanto a macroalgas como a un grupo muy diversificado de microorganismos conocidos como microalgas. Las macroalgas son protistas fotosintéticos multicelulares de rápido crecimiento, marinas y de agua fresca, que crecen a un tamaño considerable; viven principalmente fijas en rocas, arrecifes de coral, pilares de puertos, etc.; pero siempre en ambientes con presencia de luz y nutrientes. En cambio las microalgas son cuerpos microscópicos, a veces unicelulares, que normalmente crecen en suspensión dentro de un cuerpo acuático; algunas de ellas con características de las bacterias, como es el caso de las cianofíceas o algas azules. La mayoría posee flagelos móviles los cuales favorecen su traslado, constituyendo los principales componentes del fitoplancton marino, o plancton vegetal. Estas microalgas se desarrollan en el agua de mar, apenas en la región donde

existe penetración de luz (zona fótica), o sea, básicamente hasta los 200 metros de profundidad (Lee, 2008).

Ambos tipos de algas crecen muy rápidamente, esta característica las vuelve un cultivo prometedor para uso humano. Se sabe que las microalgas, en comparación con las macroalgas, contienen grandes cantidades de lípidos dentro de su estructura celular, siendo entonces la microalga una mejor opción para el cultivo y la producción de biodiesel. El número de especies de algas se ha estimado de uno a diez millones, y la mayoría de ellos son microalgas, las cuales tienen una mayor eficiencia en cuanto a la utilización de la energía solar para realizar fotosíntesis debido a su sencilla estructura celular (Ramos, Salazar, Méndez & Curras, 2010).

4.1.1.1 Importancia de las microalgas

Las microalgas son organismos muy diversos en forma, tamaño y capacidad de adaptación a distintos ambientes, por lo que algunas especies pueden modificar su metabolismo para "sobreproducir" algunos compuestos celulares de interés comercial como lípidos, carbohidratos, pigmentos y vitaminas. La ventaja de las microalgas con respecto al uso de vegetales superiores (maíz, trigo, yuca), es que en las microalgas los lípidos son sintetizados en toda la célula, en tanto que en plantas superiores sólo se producen en una parte de ésta, por lo que una gran cantidad de energía fisiológica se destina al mantenimiento de la planta y no a la síntesis del compuesto que se está buscando.

Finalmente, la gran ventaja de utilizar microalgas es que son recursos renovables que tienen altas tasas de crecimiento y no son utilizadas para consumo humano directo; por lo anterior, el uso de cultivos de microalgas para la producción de energéticos no compite con los costos económicos relacionados con los insumos alimenticios, además, estos cultivos de microalgas pueden ser utilizados para obtener otros productos que pueden ser de uso alimenticio, farmacéutico o biotecnológico (Garibay H., et al., 2009).

4.1.1.2 Composición química de las microalgas

Las algas están compuestas, principalmente, por proteínas, carbohidratos y lípidos; así como también por una gran variedad de vitaminas y elementos (yodo, potasio, hierro, magnesio, calcio, etc.) en diferentes proporciones dependiendo del tipo de microalga. Para una sola especie, por otra parte, la variación en la composición de la célula puede diferir muchas veces, de acuerdo a las condiciones de cultivo. Evidentemente, los factores ambientales, especialmente la luz, temperatura, nivel de nutrientes y la salinidad, no sólo afectan la fotosíntesis y la productividad de biomasa celular, sino que también influyen en el modelo, la vía y la actividad del metabolismo celular y por lo tanto en la composición celular dinámica. Los efectos de estas últimas tienen implicaciones biotecnológicas de gran alcance y consecuencias.

4.1.1.3 Potencial de las microalgas para producir lípidos

El potencial que presentan las microalgas como proveedores de lípidos para la posterior producción de biodiesel es impresionante. Esto debido a su rápido desarrollo y multiplicación celular, llegando a duplicar su número en un día, y a la capacidad de estos seres de producir y almacenar gran cantidad de lípidos en el interior de las células, esto en condiciones naturales, las que se maximizan cuando se enfrentan a ciertas condiciones de stress celular, como limitaciones nutricionales, de luz; etc. La producción de lípidos en microalgas es superior a la de cualquier otro vegetal utilizado tradicionalmente para la obtención de aceite, así mismo, el espacio necesario para su desarrollo es mucho menor. La cadena de producción de biodiesel se vuelve más rentable mediante la utilización de la materia seca resultante de la extracción de lípidos, esta biomasa remanente se puede aprovechar en sistemas de producción como abono orgánico, producción de metano, extracción de pigmentos, y otras de acuerdo al tipo de microalga a cultivar y a los solventes utilizados en la extracción.

Si bien la productividad de aceite de microalgas depende de la cepa, es generalmente mucho mayor que otros vegetales, como se muestra en la

Tabla 4.1, que compara la eficiencia de la producción de biodiesel y el uso de tierras de cultivo de microalgas y otros vegetales, incluida la cantidad de contenido de aceite en base a peso seco y el rendimiento de aceite por hectárea y año (Chisti, Y. 2007). En la tabla se evidencia que, aunque el contenido de aceite es similar entre las plantas y las microalgas, hay variaciones significativas en la productividad de la biomasa total y el rendimiento de aceite resultante y, por consiguiente, en la productividad de biodiesel con una clara ventaja para las microalgas. En términos de uso de tierra, las microalgas seguido por el biodiesel de aceite de palma tienen una clara ventaja debido a su mayor productividad de biomasa y rendimiento de aceite.

Tabla 4.1. Eficiencia de producción de biodiesel para vegetales y microalgas

Origen	Contenido de aceite (por peso de biomasa)	Rendimiento de aceite (L aceite/ha.año)	Productividad biodiesel (kg biodiesel/ha.año)
Maíz (<i>Zea mays</i> L.)	44	172	152
Cáñamo (<i>Cannabis sativa</i> L.)	33	363	321
Soya (<i>Glycine max</i> L.)	18	636	562
Piñón (<i>Jatropha curcas</i> L.)	28	741	656
Camelina (<i>Camelina sativa</i> L.)	42	915	809
Canola/colza (<i>Brassica napus</i> L.)	41	974	862
Girasol (<i>Helianthus annuus</i> L.)	40	1070	946
Ricino (<i>Ricinus communis</i>)	48	1370	9
Aceite de palma (<i>Elaeis guineensis</i>)	36	5366	4747
Microalgas (contenido aceite bajo)	30	58700	51927
Microalgas (contenido aceite medio)	30	97800	86515

Fuente: Mata, T. et al., 2010

Una de las razones por la que las microalgas tienen una alta productividad en la producción de lípidos es que estas son capaces de producirse durante todo el año. Además crecen en medios acuosos, pero necesitan menos agua que los cultivos terrestres; las microalgas pueden cultivarse en agua salobre y tierras no cultivables, por lo tanto no podrán incurrir en el cambio de uso del suelo, minimizando los impactos ambientales asociados; las microalgas tienen un potencial de rápido crecimiento y muchas tienen un contenido de aceite en el rango de 20-50% del peso seco de biomasa, las tasas de crecimiento exponencial

puede duplicar su biomasa en períodos tan cortos como 3.5 horas; con respecto al mantenimiento y la mejora de la calidad del aire, la producción de biomasa de microalgas puede afectar la biofijación de CO₂ (1 kg de biomasa seca de las algas utilizan alrededor de 1.83 kg de CO₂); los nutrientes para el cultivo de microalgas (especialmente nitrógeno y fósforo) pueden obtenerse de aguas residuales, por lo tanto, además de proporcionar un medio de crecimiento, existe un doble potencial para el tratamiento de efluentes orgánicos de la industria agroalimentaria; el cultivo de algas no requiere la aplicación de herbicidas o pesticidas; se pueden producir valiosos co-productos, tales como las proteínas y biomasa residual después de la extracción de aceite, lo que puede ser utilizado como pienso o fertilizante, o fermentado para producir etanol o metano; la composición bioquímica de la biomasa de algas puede ser modulada con condiciones de crecimiento diferentes, por lo tanto, la producción de aceite puede ser significativamente mayor (Gonzales, Kafarov & Guzman, 2009).

4.1.1.4 Selección de la microalga

La mayoría de las algas comunes (*Chlorella*, *Cryptocodinium*, *Cylindrotheca*, *Dunaliella*, *Isochrysis*, *Nannochloris*, *Nannochloropsis*, *Neochloris*, *Nitzschia*, *Phaeodactylum*, *Porphyridium*, *Chizochytrium*, *Tetraselmis*) tienen niveles de aceite entre el 20 y el 50% pero pueden alcanzar mayor productividad. Cuando se refiere a productividad, se relaciona a la productividad lipídica (mg/L/día), productividad volumétrica de biomasa (g/L/día) y a la productividad de biomasa por área (g/m²/día). Las especies predominantes de microalgas para la obtención de lípidos y su posterior conversión a biodiesel se encuentran dentro del grupo de las algas verdes. De acuerdo al Instituto de Investigación en Energía Solar (SERI por sus siglas en inglés), las especies más prometedoras son *Nannochloropsis salina* y *Dunaliella tertiolecta* por su elevada concentración de ácidos grasos. De igual forma, el NREL (National Renewable Energy Laboratory) en Estados Unidos reportó que *Dunaliella*, *Scenedesmus* y *Chlorella* son los géneros más populares que se han

cultivado con éxito a escala comercial para la obtención de biodiesel (Sheehan et al., 1998).

En la Tabla 3.2 se presenta tanto el contenido de lípidos como la productividad de lípidos y de biomasa de las diferentes microalgas utilizadas a nivel comercial en distintas partes del mundo.

De la tabla se observa que tanto *Chlorella emersonii* y *Scenedesmus obliquus* tienen un alto contenido de lípidos, sin embargo la productividad volumétrica y de biomasa son muy bajas. La microalga que sobresale por su alto contenido de lípidos y por su alta productividad volumétrica y de biomasa es la *Dunaliella tertiolecta*. Por lo tanto, esta será la microalga que se utilizará en el presente proyecto.

Tabla 4.2. Contenido lipídico y productividades de diferentes especies de microalgas usadas a nivel comercial para producción de biodiesel

Especie de microalga	Contenido de lípidos (% biomasa peso seco)	Productividad lipídica (mg/L/día)	Productividad volumétrica de biomasa (g/L/día)	Productividad de biomasa por área (g/m ² /día)
<i>Chlorella emersonii</i>	25.0 – 63.0	10.3 – 50.0	0.036 – 0.041	0.91 – 0.97
<i>Dunaliella tertiolecta</i>	16.7 – 71.0	33.5 – 116.0	0.32	14
<i>Nannochloropsis sp.</i>	12.0 – 53.0	37.6 – 90.0	0.17 – 1.43	1.9 – 5.3
<i>Scenedesmus obliquus</i>	11.0 – 55.0	35.1	0.004 – 0.074	2.43 -3.5

Fuente: Mata, T. et al., 2010

Se debe tener en cuenta que los valores presentados en la Tabla 4.2 son susceptibles de modificar si se optimiza las condiciones de cultivo, como por ejemplo iluminación, pH, nivel de agua, temperatura, etc.

4.1.1.5 Inducción de alto contenido de lípidos en *Dunaliella tertiolecta*

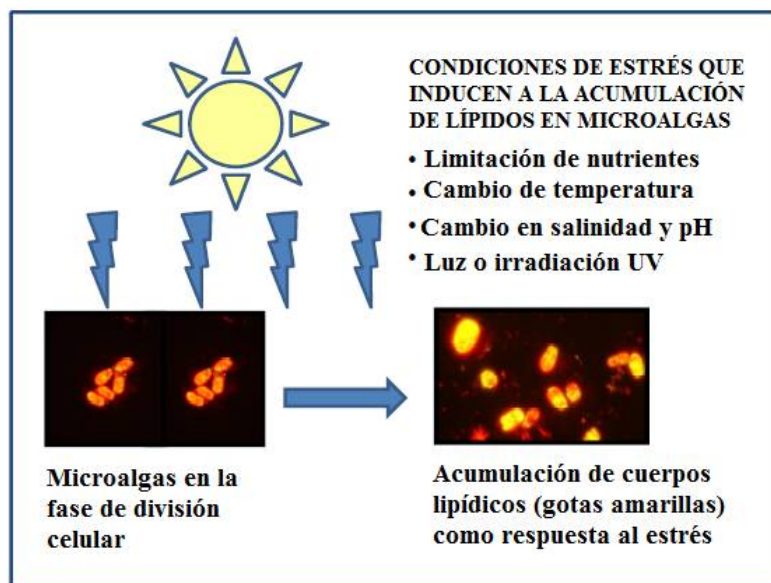
Los lípidos producidos por la microalgas generalmente incluyen lípidos neutros, lípidos polares, ésteres de cera, esteroides e hidrocarburos, así como derivados del prenilo tales como tocoferoles, carotenoides, terpenos, quininas y derivados de los pirroles tales como las clorofilas. Los lípidos producidos por las microalgas pueden agruparse en dos

categorías, lípidos de almacenamiento (lípidos no-polares) y lípidos estructurales (lípidos polares). Los lípidos de almacenamiento se presentan principalmente en la forma de triacelglicéridos o triglicéridos (TAGs) producidos predominantemente de ácidos grasos (FAs) saturados y algunos FAs insaturados lo cuales pueden ser transesterificados para producir biodiesel. Los lípidos estructurales típicamente contienen un alto contenido de ácidos grasos poli-insaturados, los cuales son también nutrientes esenciales para animales acuáticos y humanos.

La regla de oro que se debe conocer es que bajo condiciones óptimas de crecimiento, se puede producir grandes cantidades de biomasa pero con relativamente bajo contenido de lípidos, llegando solo de 5 – 20% de lípidos en base seca. Al contrario, bajo condiciones ambientales desfavorables o condiciones de estrés se mejora la acumulación de lípidos, llegando a acumularse entre 20 -50% en base seca, principalmente en la forma de TAGs, y de esta manera las microalgas pueden resistir las condiciones adversas. Ver Figura 4.1. En conclusión se debe equilibrar la máxima producción de biomasa con la máxima producción de lípidos.

Aumentado la concentración de lípidos en las microalgas se pueden disminuir los costos de capital debido a la baja productividad de microalgas que sintetizan ácidos grasos. La síntesis de lípidos neutros en la forma de TAGs puede ser inducida en muchas especies bajo condiciones de estrés, y estos lípidos son los más adecuados para la producción de biodiesel

Figura 4.1. Inducción a la acumulación de lípidos en microalgas bajo condiciones de estrés.



Fuente: Sharma, Schuhmann & Schenk, 2012.

Desde hace muchos años se conoce que la composición química de las microalgas puede cambiar drásticamente con las condiciones de cultivo. Por ejemplo se ha encontrado que con *Chlorella* la composición puede variar de 8.7% de proteína y 86% de lípidos (aceite) a 58% de proteína y 4.5 % de lípidos.

El nitrógeno es el nutriente crítico más simple que afecta el metabolismo de lípidos en las algas. Las microalgas requieren nitrógeno inorgánico en forma de nitrato en lugar de la forma amoniacal. También se puede aumentar la concentración de NaCl, aumentar el pH, aumentar la temperatura y cambiar la intensidad de la iluminación.

Condiciones normales para el crecimiento de *Dunaliella tertiolecta*: agua de mar a 18°C, 0.5 g de NaNO₃ por litro, 1.0 ml de solución de KH₂PO₄ por litro, 0.010 g vitamina B₁₂, 0.005 g Biotina. El agua de mar tiene una molaridad aproximada de 0.5 M de NaCl, es decir 29 g NaCl/litro. Se recomienda altas intensidades de iluminación de 15 µmol de fotones/m².s durante las 24 horas. El pH óptimo varía entre 8.2 a 8.7. La concentración recomendable de CO₂ es 2% (v/v). El máximo crecimiento se logra después de 1 día de operación en continuo.

Condiciones de limitación para acumulación de lípidos en *Dunaliella tertiolecta*: después del día 3 se aumenta la temperatura a 25°C y se disminuye la concentración de NaNO₃ a 0.05 g por litro y se corta la adición de KH₂PO₄. También se debe aumentar la molaridad de NaCl 1.0 M, es decir 58 gr/litro. La concentración de CO₂ se recomienda disminuir a 1% (v/v). Respecto a la iluminación existe dos posibilidades: bajar la intensidad a 2 µmol de fotones/m².s durante las 24 horas o mantener en forma cíclica 12 horas a alta intensidad (15 µmol de fotones/m².s) y 12 horas de oscuridad total. La máxima acumulación de lípidos se logra después de tres días en estanques abiertos, lográndose una productividad lipídica de 81.8 mg/L/día (Rukminasari, 2013). Este valor logrado es 144.2% mayor que el valor mínimo reportado en la Tabla 4.2.

4.1.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA REPRODUCCIÓN DE ALGAS – sistema de reacción más adecuado.

Las algas pueden ser producidas de acuerdo a una gran variedad de métodos, desde los altamente controlados en laboratorio hasta los menos predecibles estanques al aire libre. Mundialmente se utilizan distintos tipos de cultivo de microalgas, los más ampliamente adoptados incluyen: por lotes, continuo y semi-continuo en depósitos, estanques y fotobiorreactores.

4.1.2.1 Tecnología de cultivo de algas de primera generación: sistemas abiertos

El sistema de cultivo abierto se ha venido empleando desde los años 50 y es el más común para la producción comercial de microalgas.

Se pueden clasificar en aguas superficiales naturales, como estanques, lagunas y lagos, y estanques artificiales. Los sistemas artificiales presentan diferentes diseños: inclinados (de capa fina), circulares y los más extendidos son los estanques de carrusel o canales (raceway ponds).

Los canales o “raceway ponds” suelen ser canales de hormigón ovalados poco profundos (de unos 15 - 20 cm) en forma de circuito cerrado, donde el cultivo es recirculado y mezclado para favorecer la estabilización del crecimiento y la productividad de las microalgas. Elementos como un rodete, hélices, inyector de aire con CO₂, etc., se suelen encargar de ello, de modo que el inóculo y los nutrientes se integran al sistema al principio, y las microalgas se recirculan a través del bucle hasta el punto de extracción, evitándose así también la sedimentación.

Figura 4.2. Cultivo de microalgas en estanques abiertos tipo canal (“raceway ponds”).



Fuente: <http://biodieselfromalgae2.weebly.com/production-processes.html>.

Otro tipo de sistemas de cultivo abierto son “piscinas inclinadas” en las que la turbulencia es creada por la propia gravedad. Presentan una serie de inconvenientes tales como la fuerte evaporación, la ineficiente utilización del terreno y la sedimentación de las células en los sectores en los que la velocidad de flujo es menor, así como el coste energético de bombear el cultivo de nuevo a la parte superior.

También existen “tanques circulares” para el cultivo de microalgas pero este sistema presenta una serie de desventajas tales como la ineficiente

utilización del terreno, el elevado coste de construcción de hormigón y el alto consumo de energía. En los estanques circulares la agitación se realiza mediante una pata que gira recorriendo toda la superficie. A pesar de ser costosos en su construcción y operación, son muy usados en Japón, Taiwán e Indonesia para la producción de *Chlorella*.

La producción mediante estanques o lagunaje es un método más barato en comparación con los fotobiorreactores, tanto en inversión como en mantenimiento y consumo energético durante el funcionamiento.

Sin embargo, en un sistema de cultivo abierto es difícil mantener una sola especie de microalga, debido a la facilidad de contaminación biológica, que puede incluso suponer la infección de dicho cultivo por bacterias u otros microorganismos. El modo de conseguir mantener un monocultivo en este tipo de sistema es mediante el control de las condiciones ambientales, de modo que éstas tomen valores extremos, lo que es posible en el cultivo de microalgas extremófilas, pero no con otro tipo de microalgas. Por ejemplo, *Chlorella*, *Dunaliella salina* y *Spirulina* presentan esta opción, mediante el control de un alto nivel de nutrientes, una elevada salinidad y una elevada alcalinidad respectivamente.

El control de la temperatura es también complejo en un sistema de cultivo abierto, ya que si bien es verdad que la evaporación ejerce efecto de refrigeración, las oscilaciones diarias no se ven amortiguadas, y por otro lado la evaporación provoca cambios en la composición iónica del medio de cultivo.

Otros posibles problemas de este tipo de sistemas son la dificultad de mezclado eficiente, la potencial falta de CO₂ y la limitación de la luz en capas inferiores. Para maximizar la productividad de biomasa se ha de optimizar el mezclado y la profundidad del estanque. En el siguiente cuadro se resumen las ventajas y desventajas de los sistemas abiertos.

Cuadro 4.1. Ventajas y desventajas de los sistemas abiertos de producción de microalgas.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • Barato de construir • Bajo coste de funcionamiento. 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja productividad (bajas densidades del cultivo) • Grandes superficies de cultivo necesarias • Trabajo intensivo preciso • Falta real de control de cultivo • Riesgos de enfermedades bacterianas para las algas (Fagos) • Complejo control de la temperatura • Dificultad de mezclado eficiente • Potencial falta de CO₂ • Limitación de la luz en capas inferiores.

Fuente: malgas, 2013.

4.1.2.2 Tecnología de cultivo de algas de segunda generación: sistemas cerrados

Los sistemas cerrados de cultivo de algas surgieron para solucionar la problemática de los sistemas de cultivo abiertos. Son sistemas más caros pero suplen las carencias de los sistemas tradicionales.

Los sistemas cerrados se encuentran en total aislamiento con el ambiente exterior y, por tanto, sin contacto directo con la atmosfera. Este asilamiento total del medio externo supone una reducción total de la contaminación, un mayor control de la condiciones de cultivo y, en general, una mayor rentabilidad.

A. Cámaras de algas

Las cámaras de algas son sistemas cerrados de pequeña escala de producción. En ellas se llevan a cabo cultivos de algas escalares donde el volumen del cultivo va aumentando.

Existen recipientes de tamaños muy diversos en los que se mantiene el cultivo bajo unas condiciones muy controladas de temperatura, luz, etc.

El control del parámetro temperatura se realiza con una combinación de termostatos y calefactores, mientras que la luz aplicada es artificial y se suele aportar por medio de tubos fluorescentes que permiten una distribución homogénea de la luz y de la radiación ultravioleta, así como un control de la temperatura, ya que emiten poca cantidad de calor. En función de las necesidades de cada tipo de cultivo se pueden elegir diferentes tipos de materiales con distintas características de espectro lumínico.



B. Fotobiorreactores

Un fotobiorreactor es un sistema cerrado forzado al máximo en busca de la obtención del mayor crecimiento de la microalga que se desee cultivar.

Los fotobiorreactores se caracterizan por la regulación y control de la mayoría de parámetros de crecimiento importantes, al mismo tiempo que reducen el riesgo de contaminación y las pérdidas de CO₂ por difusión. Además permiten condiciones de cultivo reproducibles, el control de la temperatura y un diseño flexible. En estos equipos, la luz no incide directamente en las células, sino que atraviesa unas paredes transparentes para llegar hasta ellas. Por ello en los fotobiorreactores cerrados el intercambio directo de gases entre el cultivo y la atmosfera suele estar fuertemente limitado. La principal consecuencia es la acumulación de oxígeno en su interior.

Las posibilidades técnicas de un fotobiorreactor cerrado son mucho mayores que las de los sistemas abiertos. Pueden clasificarse según su diseño y modo de operación:

- Desde el punto de vista del diseño, los fotobiorreactores pueden clasificarse como: (a) planos o tubulares, (b) horizontales, verticales, inclinados o espirales, (c) serpentines (tubos acodados, circulación en serie), o (d) múltiples (circulación en paralelo desde un colector repartidor a uno recogedor).
- Desde el punto de vista de operación, los fotobiorreactores pueden clasificarse como: (a) impulsados, agitados por aire o por bombas, (b) reactores de una fase (el intercambio de gases se produce en una cámara separada) o (c) reactores de dos fases (no existe cámara de intercambio de gases, sino que éste se produce a lo largo de todo el reactor).

La elección del tipo de fotobiorreactor es complicada y no debe hacerse sin un estudio previo de la especie a cultivar que incluya la resistencia a condiciones ambientales o hidrodinámicas, los costes de operación, la necesidad de esterilidad, el valor del producto final o los recursos hídricos o de suelo disponibles (Ugwu et al., 2007).

De todas las posibles configuraciones, los fotobiorreactores cerrados que más están siendo investigados para su aplicación a la producción comercial de sustancias de alto valor añadido son:

B.1 Fotobiorreactores tubulares

Los reactores tubulares son uno de los fotobiorreactores más adecuados para cultivos en el exterior, debido a su alta relación área iluminada/volumen reactor. La transferencia de materia así como el grado de agitación en los fotobiorreactores tubulares son limitados, causando altas concentraciones de O₂. Los problemas de fotoinhibición también son comunes, ya que si no hay un buen grado de mezcla las células de la superficie reciben grandes cantidades de luz, mientras que las interiores no les llega la suficiente.

Molina-Grima y colaboradores han contribuido con importantes avances al desarrollo de los fotobiorreactores. El reactor de mayor tamaño que han desarrollado es un reactor tubular horizontal, con desorción en columna airlift, de 30000 litros, instalado en el interior de un invernadero, para amortiguar los cambios de temperatura (Molina-Grima, 2008).

B.2 Fotobiorreactores de paredes planas, inclinados o verticales

Formado por dos láminas de materiales transparentes generalmente de plástico (rígido o flexible) verticales o inclinadas, entre las que se agita el cultivo mediante sistemas mecánicos o neumáticos.

El espacio entre las láminas suele ser entre 1 y 20 cm, y la altura de las mismas de hasta 2 m. Tienen la ventaja de posibilitar grandes superficies de cultivo expuestas a la luz por unidad de superficie de terreno (hasta 500 m² irradiados/100 m²), aunque resulta difícil mantener las turbulencias adecuadas.

Las concentraciones de O₂ disuelto son bajas y las eficiencias fotosintéticas que se alcanzan son altas.

Tiene ciertos problemas, con la dificultad de escalado, la imposibilidad de controlar la temperatura y un posible estrés hidrodinámico de ciertas especies. Una nueva versión de reactores plantos está construida con bolsas de plástico e inmersos en un estanque de agua para regulación térmica. Las principales ventajas de los sistemas de bolsas de plásticos verticales son:

- Más superficie solar para inculcar el cultivo.
- Mayor producción por hectárea que los estanques.

Sin embargo los sistemas de bolsas de plástico presentan las siguientes desventajas:

- Trabajo intensivo preciso.
- Falta real de control de cultivo.
- 4 años de vida útil para las bolsas plásticas.
- Obstrucción de bolsas debido a la adherencia de las algas a las bolsas.

B.3 Fotobiorreactores de columna vertical

Los biorreactores de columna vertical constan de un tubo vertical de altura generalmente entre 1 y 3 m, y un diámetro que oscila entre 5 y 50 cm, en el que se burbujea aire desde el fondo como sistema de agitación. Son compactos y de bajo coste, y muy sencillos de esterilizar y de operar monosépticamente. La desorción de gases tiene lugar en la parte superior de la columna. Se estima que pueden ser adecuados para cultivo a gran escala.

Por su posición vertical absorben menos radiación que los dispuestos horizontalmente, pero no acumulan oxígeno. Estos reactores suelen utilizarse como sistemas de producción de inóculos debido al elevado control de las condiciones de operación que se alcanzan en los mismos.

B.4 Fotobiorreactores iluminados interiormente

La iluminación interior de los fotobiorreactores puede ser natural, mediante el uso de colectores solares y fibra óptica que recogen luz solar del exterior y la transfiere al interior de los reactores, o puede ser artificial, mediante lámparas fluorescentes. Los reactores con colector solar siguen siendo investigados actualmente, dado su gran potencial de productividad porque reducen los problemas de accesibilidad a la luz y la fotoinhibición, así como por su rentabilidad. El factor limitante de este sistema es el elevado consumo de energía para ser utilizado en producción comercial.

4.1.2.3 Sistemas de cultivo híbridos

Recientemente ha sido propuesto el uso de sistemas híbridos que combinan diferentes etapas del crecimiento en fotobiorreactores y lagunas abiertas o estanques. Generalmente estos sistemas consisten en una primera etapa de producción de la biomasa en fotobiorreactores, donde hay mayor control de las condiciones ambientales, minimizando la contaminación y maximizando la división celular. En la segunda etapa las microalgas son cultivadas en lagunas abiertas para acumulación de productos inducidos por la deficiencia de nutrientes de ese sistema (Brenan y Owende, 2010; Hernández et al., 2009).

4.1.2.4 Sistema de reacción más adecuado

El debate se centra fundamentalmente en dos aspectos: los fotobiorreactores son mucho más productivos que las lagunas abiertas y permiten controlar mejor las posibles contaminaciones y los demás parámetros y, sin embargo, son mucho más costosos, lo que impide una rentabilidad adecuada de producción de biomasa y alto contenido de lípidos.

Para evitar algunas de las principales desventajas del uso de las lagunas abiertas y de los fotobiorreactores, una opción es optar por un cultivo que integra ambos sistemas, lo que se denomina un sistema de cultivo híbrido (Schenk et al., 2008). La combinación de ambos sistemas es, para algunos autores, la elección más adecuada para obtener la mayor productividad tanto de biomasa como de lípidos, ya que la mayoría de las microalgas no acumulan biomasa ni producen lípidos de manera simultánea. Este sistema se realiza en dos etapas: la primera etapa se lleva a cabo en sistemas cerrados en los que se obtiene la mayor densidad celular posible y se minimiza el riesgo de contaminación, bajo condiciones de suficiencia de nutrientes. La segunda etapa se realiza en lagunas abiertas usando el inóculo producido en el primer paso y se estimula biosíntesis de lípidos bajo condiciones de limitación de nutrientes. El resultado esperado de la combinación de ambos sistemas es una alta densidad celular y un alto contenido de aceite (Ryan, 2009). Este sistema híbrido fue adaptado exitosamente para el cultivo a escala comercial de *Haematococcus pluvialis* para la producción de astaxantina y aceite.

4.1.3 SELECCIÓN DEL PROCESO DE COSECHA DE MICROALGAS

Todo el procesamiento posterior al cultivo de microalgas implica una o varias etapas de separación sólido-líquido. La biomasa puede requerir separarse del medio de cultivo, o excluir los restos celulares tras la disrupción celular para la liberación de los metabolitos de interés. Las concentraciones de microalgas permanecen siempre bajas durante su

crecimiento, por lo general de un 0,25% a un 0,5% de materia seca en raceways y entre un 1.5% y 4,5% de materia seca en los reactores tubulares (Tredici, 2009) (es decir, una tonelada de biomasa seca tiene que ser recuperada de entre 200 m³ a 5000 m³ de agua); además el tamaño de las algas es sólo unos pocos micrómetros (3-40 µm de diámetro). Estos dos aspectos hacen de la cosecha y posterior concentración de algas un proceso difícil y por tanto costoso. En general, la recolección de microalgas es un proceso de dos fases, que incluyen: a) la cosecha en masa (*bulk harvesting*), destinada a la separación de la biomasa de la suspensión; los factores de concentración para esta operación son generalmente 100 a 800 veces para llegar a 8.7% de materia sólida total, dependiendo de la concentración inicial de biomasa y las tecnologías empleadas, como la floculación, flotación o sedimentación por gravedad; y b) el espesamiento (*thickening*), cuyo objetivo es concentrar la mezcla a través de técnicas como la centrifugación, filtrado y ultrasonido, por lo tanto, es generalmente una etapa de consumo de energía más intenso que la cosecha en masa. Gudín y Therpeneier (1986) reportaron que la recolección de las células de microalgas representa al menos el 20-30% del coste total de producción; entonces, con el fin de producir energía a partir de algas de la forma más económica posible, es esencial utilizar la forma más económica de concentrar la biomasa de algas con un contenido de agua que sea lo suficientemente bajo para la extracción del aceite; así mismo cualquier método adecuado de cosecha debe ser capaz de procesar grandes volúmenes, propios de los procesos de producción de biomasa de algas.

La elección de la técnica de cosecha depende de las características de las microalgas, por ejemplo, tamaño, densidad, y el valor de los productos de destino. Así mismo, como las algas producen aceites como una forma de almacenamiento de energía, cuando se extraen de su reactor, pueden consumir parte de la energía almacenada para su mantenimiento. Según Benemann y Oswald (1996) esto no causa una pérdida significativa, siempre y cuando esas condiciones no duren más de 24 horas. La cosecha por filtración puede ser insatisfactoria porque esta puede ser

relativamente lenta. Para los productos de extremadamente bajo valor, la sedimentación por gravedad, posiblemente reforzada por floculación, puede ser el mejor método. Los tanques o lagunas de sedimentación se utilizan generalmente en la recuperación de biomasa a partir de procesos basados en aguas residuales. La recolección por centrifugación es viable para productos de alto valor; las centrifugas pueden procesar grandes volúmenes relativamente rápido y la biomasa puede permanecer contenida durante la cosecha.

La selección de la tecnología de recolección es crucial para la producción económica de biomasa de microalgas. Uno de los factores de importante consideración es la selección de la cepa, ya que algunas especies son mucho más fáciles de cosechar, otra consideración en la selección del método de cosecha más conveniente es el nivel aceptable de humedad en el producto -la pasta de la sedimentación por gravedad es generalmente más diluida que la biomasa recuperada por centrifugación-, ya que demasiada humedad en la biomasa cosechada pueden influir sustancialmente en la economía de la recuperación del producto en las siguientes etapas del proceso (Mohn, 1978), si se requiere la deshidratación de la biomasa después de la cosecha. Debido a que el secado térmico es más costoso que la deshidratación mecánica, el secado térmico debe estar precedido por un paso de deshidratación mecánica, tales como filtración o centrifugación.

Es probable que la cosecha de algas siga siendo un área de investigación muy activa. Aunque no existe un método universal para la cosecha, la experiencia ha demostrado que para todas las especies de algas es posible desarrollar un adecuado sistema de cosecha. Por otra parte, cada sistema de producción requiere un proceso de recolección óptimamente adaptado a las exigencias tanto del organismo, como a los pasos de procesamiento que sigan a la cosecha (Gudin y Chaumont, 1991). A continuación se presentan algunos métodos de cosecha específica:

4.1.3.1 Por floculación

Esta es la primera etapa en el proceso de recolección en masa que pretende agregar las células de microalgas con el fin de aumentar el tamaño efectivo de las "partículas". La agregación como resultado del ajuste del pH o la adición de electrolitos es considerada como coagulación, mientras que la acumulación como resultado de la adición de un polímero se denomina floculación. Este es un paso previo antes de otros métodos de recolección, tales como filtración, flotación o sedimentación por gravedad. Dado que las células de microalgas tienen una carga negativa que impide la agregación natural de las células en suspensión, la adición de floculantes como cationes multivalentes y polímeros catiónicos neutralizan o reducen esta carga de la superficie celular y forman precipitados que mejoran el proceso de agrupación y la sedimentación. Sales de metales polivalentes como el cloruro férrico (FeCl_3), sulfato de aluminio ($\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3$) y sulfato férrico ($\text{Fe}_2 (\text{SO}_4)_3$) son floculantes adecuados. La recolección de células de algas por floculación es más conveniente que por métodos convencionales como la centrifugación o filtración, porque permite tratar grandes cantidades de cultivo. La floculación química se ha convertido en el método de elección para remover las algas de los estanques de tratamiento de residuos y otras aplicaciones residuales.

4.1.3.2 Sedimentación por gravedad y centrifugación

Los métodos de sedimentación por gravedad y centrifugación se basan en la Ley de Stoke, es decir, las características de sedimentación de sólidos en suspensión se determina por la densidad y el radio de las células de las algas (radio de Stokes) y la velocidad de sedimentación. La sedimentación por gravedad es la técnica más común de cosecha de biomasa de algas en el tratamiento de aguas residuales debido a los grandes volúmenes tratados y al bajo valor de la biomasa generada. Sin embargo, el método sólo es adecuado para microalgas grandes (aproximadamente de 70 μm) como la Spirulina. La mayoría de las microalgas se pueden separar del medio de cultivo por centrifugación.

Una centrífuga es básicamente un tanque de sedimentación con mayor fuerza gravitatoria para aumentar la tasa de sedimentación. Aunque la centrifugación es una operación unitaria ampliamente tratada en los libros de texto, se sugieren guías prácticas en raras ocasiones; sin embargo las directrices establecidas por Chisti y Moo-Young (1991) para la selección y el uso de centrífugas son especialmente relevantes para la recuperación de la biomasa de microalgas. La centrifugación se utiliza a menudo para la concentración de algas de alto valor, y generalmente se considera costoso por el alto consumo de energía y el potencial aumento de los requisitos de mantenimiento debido a las piezas con movimiento libre; sin embargo, es el método más conocido de concentración de pequeñas algas unicelulares.

4.1.3.3 Filtración

La filtración convencional es más adecuada para la cosecha de microalgas relativamente grandes (mayores que 70 μm) como *Coelastrum* y *Spirulina* y no para la cosecha de especies de algas de dimensiones cercanas a la bacteriana (menores que 30 μm) como *Scenedesmus*, *Dunaliella* y *Chlorella* (Mohn, 1980). Los filtros de tambor rotativo de vacío y el filtro de prensa parecen ser los tipos de filtro más comúnmente empleados en la recolección de microalgas de gran tamaño. Los filtros rotatorios, que consisten en un marco de tambor cubierto con filtro de tela (lienzo, nylon, dacrón, metal o fibra de vidrio), están disponibles para la operación de succión (o vacío) o para las operaciones de presión. Estos filtros tienen la ventaja de la operación continua y son útiles cuando la esterilidad y la contención no son factores determinantes.

De acuerdo a lo descrito el método más conveniente para la separación de las microalgas sería el método de floculación. En la siguiente sección se evalúa que esta etapa se podría obviar utilizando el método de extracción húmeda del aceite de las microalgas.

4.1.4 SELECCIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DEL ACEITE DE LAS ALGAS

Los investigadores han evaluado y propuesto distintos métodos para la extracción de aceite de microalgas, siendo conscientes de la importancia de esta etapa para la eficiencia y costo global del proceso de producción de biodiesel. Los métodos desarrollados se basan en fundamentos físicos y químicos para lograr la extracción; así mismo es importante mencionar los métodos de pretratamiento de la muestra microalgal utilizados conjuntamente a los métodos de extracción y que están orientados a alcanzar un mayor rendimiento de aceite.

4.1.4.1 Métodos de pretratamiento

A. Destrucción mecánica

Consiste en la pulverización, mediante impactos, de la muestra de biomasa seca de microalgas. Este método cumple una doble función, en primer lugar permite la homogeneización de la muestra, permitiendo también que la superficie de contacto de la biomasa microalgal con el solvente a utilizar sea máxima; y en segundo destruye la pared celular liberando lípidos además de otras sustancias presentes en las células, lo que resalta su preferente utilización en conjunto con métodos de extracción por solvente químico. Este procedimiento abarca varias clases de dispositivos mecánicos como homogeneizadores celulares, molinos de bolas, sistemas de prensado, morteros; etc.

B. Autoclavado

Una autoclave es un dispositivo que se utiliza para esterilizar instrumentos, materiales médicos y de laboratorio, por medio de vapor de agua a alta presión y temperatura, evitando que el agua llegue a ebullición. El principio de disrupción es similar al producido mediante agua subcrítica. La ventaja del uso de esta técnica con microalgas es que se puede trabajar con la biomasa húmeda, evadiendo así la etapa de secado, en la que se pueden degradar los lípidos presentes y aumentar los costos.

C. Sonicación

Consiste en la exposición de las microalgas a ondas acústicas de una frecuencia determinada, estas ondas son producidas por la transmisión de corriente eléctrica a un sistema mecánico. Estas ondas de ultrasonido, en medio líquido, generan millones de burbujas microscópicas las cuales se expanden y colapsan (cavitación) contra las células causando la ruptura de la pared celular. Ha sido demostrado experimentalmente que la aplicación de ultrasonido a baja frecuencia causa una alta destrucción celular algal, incluso mayor que aplicando ondas de alta frecuencia. El sonicador puede operar de dos formas: Por pulsos: las vibraciones de ultrasonido pueden transmitirse en una solución en un rango de 0.1 a 0.9 pulsos por segundo, permitiendo una adecuada sonicación sin generación importante de calor. Continuo: se aplican las ondas de ultrasonido de forma continua hasta por 15 minutos, esto permite rupturas de membranas y pared celular, el inconveniente es que produce una elevada generación de calor, además de generar radicales libres.

D. Microondas

Este método de pretratamiento aprovecha la polaridad de las moléculas que componen la estructura de la microalga, como lípidos y proteínas, para crear fricción y por consiguiente calor lo cual hace que el agua contenida en la célula escape debilitando la pared celular.

E. Shock osmótico

Consiste en una reducción repentina de la presión osmótica; inicialmente las células se encuentran equilibradas en un medio de alta presión osmótica, luego este medio es interrumpido repentinamente, entonces el agua ingresa a la célula por ósmosis incrementando la presión interna y causando ruptura. De esta manera las células se hacen estallar al someterlas a un medio hipotónico, lo cual hace que la membrana no resista la presión osmótica.

4.1.4.2 Métodos de extracción de aceite

A. Extracción mediante fluidos supercríticos

Estos métodos de extracción surgieron como alternativa frente al empleo tradicional de solventes tóxicos, de estos procesos, los más prometedores son la extracción con fluidos supercríticos (SFE), y la extracción con agua subcrítica (SWE), estas técnicas se caracterizan por poseer cortos tiempos de extracción y altas selectividades (King, J.W., 2000). El dióxido de carbono es el solvente más utilizado como fluido supercrítico debido a su fácil eliminación después de la extracción y a su baja toxicidad y costo; aunque posee la desventaja de tener una baja polaridad, por lo que su eficiencia disminuye al extraer componentes polares como los lípidos. La extracción mediante agua subcrítica (SWE), también ha surgido como una técnica útil para reemplazar la extracción tradicional, posee la ventaja de ser amigable con el ambiente y de gran eficiencia cuando se hace extracción en muestras sólidas. En esta técnica se utiliza agua a temperaturas entre 100 y 374 °C y presiones entre 10 y 60 bares (Herrero, M. et al. 2006) para mantenerla en estado líquido, a estas condiciones, la constante dieléctrica del agua disminuye considerablemente, comparándola con la misma a temperatura ambiente, acercándose a la constante dieléctrica del etanol (solvente orgánico tradicional en extracción).

B. Extracción enzimática

En la extracción enzimática se degrada la pared celular de las microalgas mediante el empleo de enzimas, esto facilita la salida de los aceites presentes en la célula para su posterior transformación en biodiesel. Estas enzimas también pueden ser utilizadas para transformar los ácidos grasos presentes en las microalgas, en lípidos aptos para su posterior transesterificación (Ward & Singh, A., 2005); sin embargo, la actividad enzimática se ve afectada por muchas variables como: la naturaleza de la enzima, las concentraciones y las razones de los reactantes, la composición de los aceites o mezclas de ácidos grasos, la composición de la pared celular, el contenido inicial de agua, la temperatura, entre otros.

C. Extracción con solvente químico

La extracción de lípidos con solventes químicos ha sido utilizada tradicionalmente para obtener lípidos de origen animal y vegetal, en el caso de las microalgas, el solvente es por lo general adicionado a la biomasa seca aunque en algunos casos es utilizado en biomasa con cierta cantidad de agua, lo que disminuye los costos globales del proceso, pero disminuye también la eficiencia de la extracción. Una gran variedad de solventes orgánicos suelen ser utilizados en la extracción de aceite de microalgas, siendo los más populares el hexano y el etanol, mediante una mezcla hexano:etanol es posible extraer más del 98% de los ácidos grasos presentes en la biomasa (Richmond A., 2004); sin embargo, al ser el etanol un buen solvente de extracción, pero con selectividad relativamente baja hacia los lípidos comparada con otros solventes, en extracciones con etanol pueden aparecer otros componentes de las microalgas, como azúcares, pigmentos o aminoácidos.

Una metodología basada en solventes químicos fue propuesta por Folch et al., la cual extrae lípidos tanto polares como no polares; esto se logra con la utilización de un solvente apolar, el cual disuelve los lípidos neutros, en combinación con un solvente relativamente polar, el cual disuelve los lípidos polares presentes en la muestra sometida a extracción, estas propiedades de los solventes fueron originalmente aprovechadas para desarrollar un método basado en la mezcla cloroformo:metanol 2:1 (v/v) en una proporción de veinte volúmenes de solución por uno de muestra, seguido de una purificación de los extractos con una solución salina. Luego, en 1959, Bligh & Dyer, modificaron el método de Folch et al.; utilizando una mezcla cloroformo:metanol 1:2 en una proporción (v/v) de 1:3,75 muestra:solución extractora, seguidamente se agrega una parte de cloroformo para finalmente agregar una parte de agua. Se obtuvo así un método de extracción de lípidos más rápido, económico y amigable con el ambiente -pues se reduce significativamente el volumen de solvente utilizado- que es usado en la actualidad. Estos métodos han dado muy buenos resultados en la extracción de aceite de microalgas y se utilizan con frecuencia como complemento de métodos de

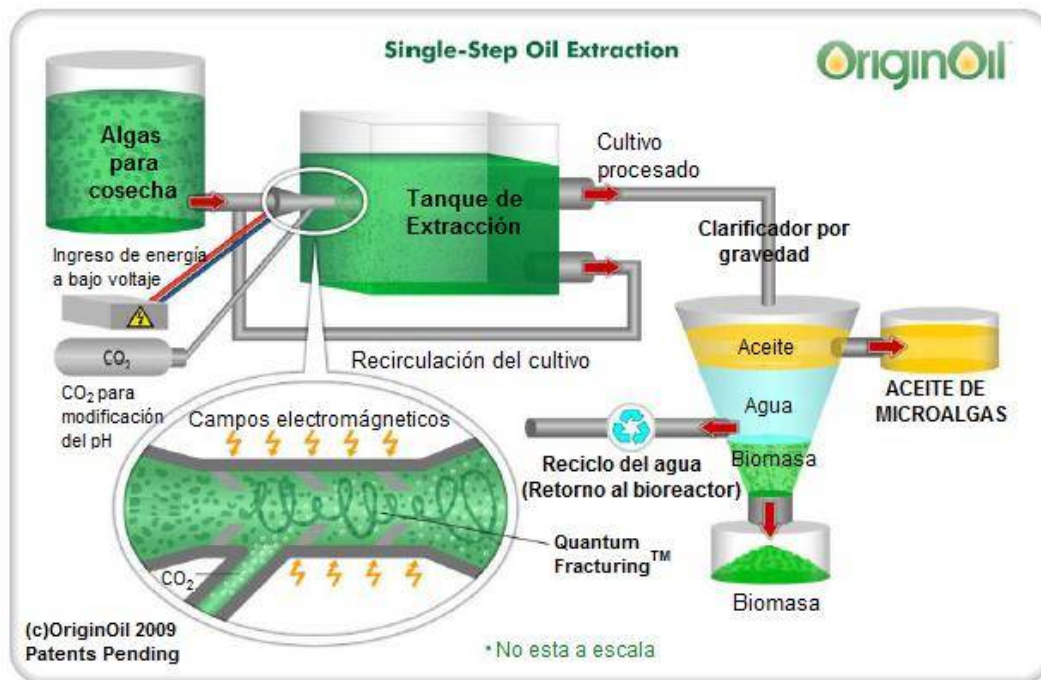
disrupción mecánica, de autoclavado o sonicación, aunque poseen la desventaja de ser poco amigables con el ambiente debido a la toxicidad de los solventes utilizados.

D. Extracción húmeda

Un método innovador es el desarrollado por OriginOil Inc.; este método, denominado OriginOil Single-Step Extraction™ (Figura 4.3), consiste en un proceso de extracción húmeda de lípidos de microalgas, que realiza la extracción directamente del medio acuático de cultivo, agrupando la cosecha, secado y extracción en un solo paso. Para lograr la extracción, Quantum Fracturing™, una tecnología de patente pendiente, combina la pulsación de campos electromagnéticos con la modificación de pH para romper las paredes celulares, liberando el aceite de las células. Gran parte del aceite de algas se eleva a la parte superior para ser extraído y refinado, mientras que la biomasa restante se deposita en el fondo para su posterior procesamiento como combustible y otros co-productos valiosos.

Se indica que este proceso de extracción de aceite de microalgas es más simple y eficiente que los sistemas actuales antes mencionados, sin necesidad de productos químicos o inversiones en maquinaria pesada; además, la cantidad de energía que se utiliza para romper las células de microalgas puede ser significativamente menor que otras tecnologías de extracción obteniendo como resultado la marcada separación de aceite, agua de reciclaje y biomasa.

Figura 4.3. Extracción húmeda de lípidos de las microalgas.



Otra ventaja adicional es que se puede recuperar el agua que contiene nutrientes, sales. La biomasa se puede utilizar para producir biogás, como alimento balanceado, o como fuente para extraer polisacáridos y transformarlos a azúcares y luego a etanol.

4.1.5 SELECCIÓN DEL PROCESO DE REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN – Catálisis Homogénea Vs. Catálisis Heterogénea

Las plantas de producción de biodiesel emplean el proceso convencional mediante catálisis homogénea donde el catalizador es un hidróxido o metóxido alcalino disuelto en el propio metanol. Este proceso discontinuo presenta algunos inconvenientes, por ello, desde hace algunos años se está investigando en el desarrollo de catalizadores sólidos que permitan efectuar este proceso mediante catálisis heterogénea, simplificando las fases de separación del catalizador y de lavado, entre otras ventajas.

En el procedimiento heterogéneo de obtención de biocarburantes, particularmente biodiesel, mediante transesterificación catalítica de aceites o grasas vegetales o animales, con alcoholes de bajo peso

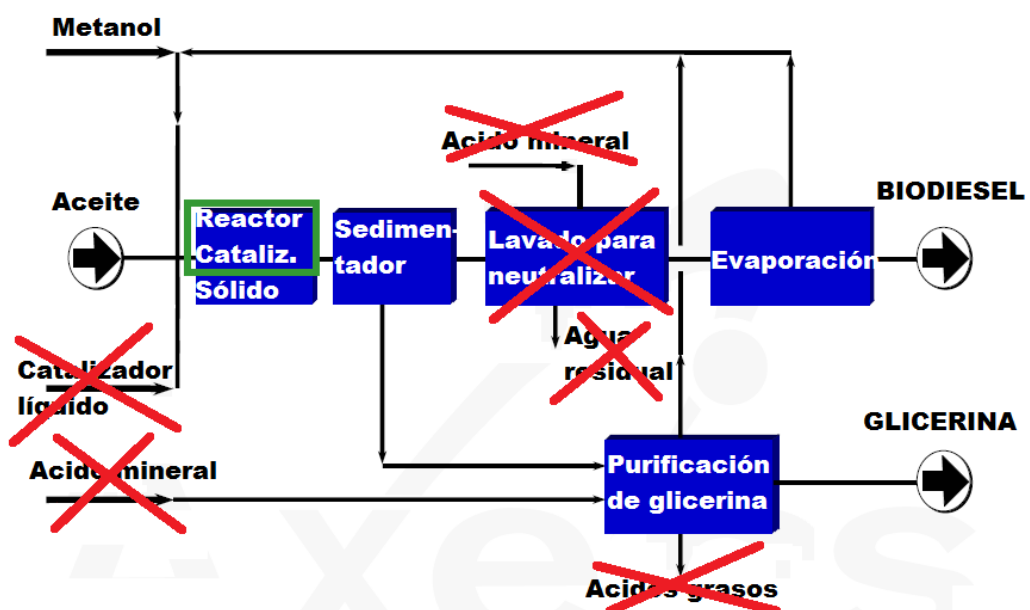
molecular, se realiza básicamente en condiciones suaves de temperatura y presión atmosférica.

Las ventajas competitivas de la catálisis heterogénea en comparación con la catálisis homogénea se pueden resumir a continuación (Patente, Universidad de Málaga, 2010):

- Mayor velocidad de reacción del proceso respecto a otros catalizadores sólidos
- La temperatura de descomposición o activación del catalizador es inferior a la de otros catalizadores sólidos básicos
- El catalizador sólido es reutilizable
- El precursor es estable en el aire
- Se evitan los grandes volúmenes de efluentes acuosos derivados de los intensos lavados, ya que éstos no son necesarios
- Simplicidad, reproducibilidad y fácil escalado de la síntesis

En la Figura 4.4 se simplifica gráficamente las ventajas que se tiene cuando se emplea catálisis heterogénea en lugar de catálisis homogénea en la producción de biodiesel.

Figura 4.4. Producción de biodiesel por catálisis heterogénea



Fuente: Michel Bloch - AXENS

Una vasta investigación de transesterificación de aceites por catálisis heterogénea se viene investigando desde hace muchos años. Pero recién a partir del 2010 aparecen en el mercado instalaciones comerciales con este método, tanto en Estados Unidos como en Canadá y en Europa.

- Empresa Imperium Renewables Inc., cuya tecnología permite el procesamiento simultáneo de diferentes aceites vírgenes y elimina la necesidad de lavados con agua. El biodiesel producido contiene niveles no detectables de glicerina y metanol, y un contenido de agua de 50 ppm o menos. El biodiesel producido sobrepasa las exigentes normas ASTM y estándares europeos.
- Empresa Catilin Inc., está promoviendo el uso de catalizador sólido producido por nanotecnología en forma de esferas para catalizar la producción de biodiesel de diferentes materias primas.
- Empresa Benefuel Inc. (Irving, Texas), ha elaborado un catalizador ácido sólido capaz de convertir aceites vegetales y grasas animales en biodiesel. Puede procesar aceites con alto contenido de ácidos grasos libres (FFA) sin necesidad de realizar un pretratamiento como lo hacen otros procesos, y por lo tanto se puede utilizar materias primas más baratas. Los FFA se convierten directamente en esteres metílicos de modo que el proceso es muy eficiente y compacto. La reacción principal se realiza en un reactor empacado de lecho fijo con millones de piezas del catalizador, el cual tiene una longitud cercana a 1/8 de pulgada. El proceso está limitado a estos dos ingredientes (más el catalizador) y se hace más limpio y puro. Al no existir un catalizador líquido o caustico que contamine el combustible no se requiere lavados de este, lo cual ahorra dinero y simplifica el proceso. Adicionalmente, la calidad de glicerina es algo mayor que 98% lo cual permitiría venderlo directamente a la industria farmacéutica. La tecnología no está limitada al uso de metanol, también permite el uso de etanol con iguales rendimientos (BIODIESEL Magazine, 2010).

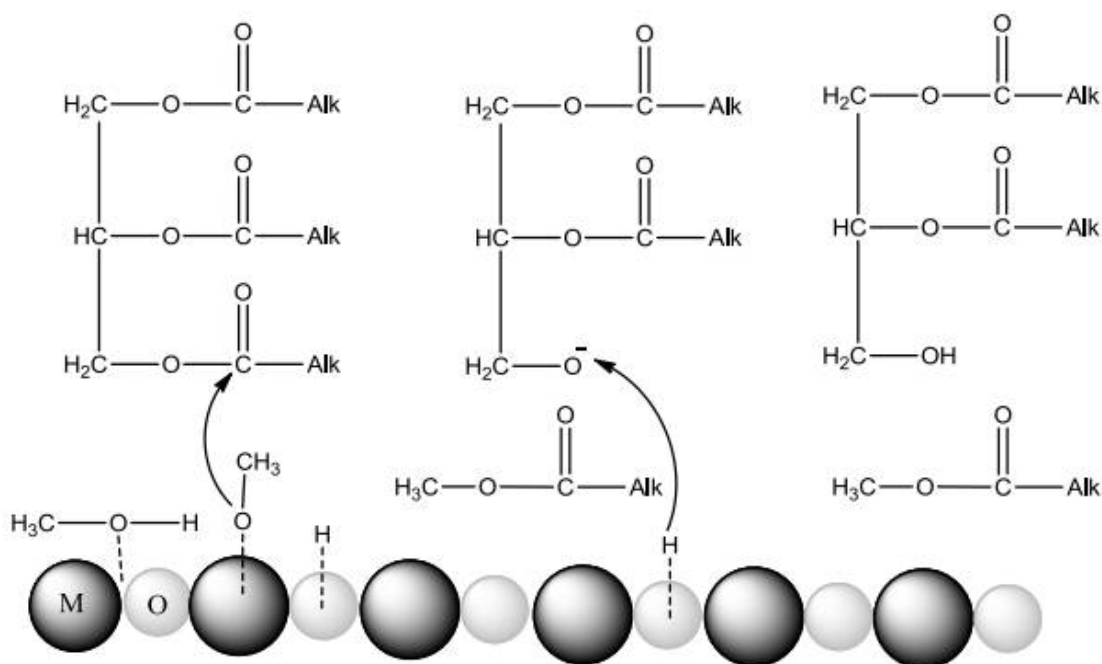
En este negocio tan competitivo, en 2008 también aparece Axens (Salindres, Francia) con su proceso Esterfip-H, con características similares a la empresa Benefuel Inc. Sin embargo, esta última empresa en el 2013 presentó su catalizador sólido de segunda generación, el cual es un catalizador en base a catalizador óxido metálico promovido. Este nuevo catalizador es muy insensible a la presencia de agua, conversiones cercanas a 100% para todo tipo de materia prima, donde se incluye aceite de microalgas, y puede trabajar en forma continua en reactores de lecho fijo por largos periodos sin desactivarse.

Con el catalizador de segunda generación de Benefuel Inc., se puede producir en forma continua y económica sin tener cuidado por cambios periodos de materias primas o mezclas de materias primas, y la vida del catalizador es de varios años. Actualmente el proceso Ensel de Benefuel tiene el costo de producción más bajo en el mercado, tanto que está adaptando una de las primeras plantas de biodiesel instaladas por Axens en Beatrice, Neb (Biodiesel Magazine, 16 julio, 2014).

El catalizador de Esterfip-H tiene la fórmula $\text{ZnO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$ el cual contiene 26.2% de ZnO y 73.8% de Al_2O_3 y por lo tanto se deduce que el catalizador está soportado en Al_2O_3 . La densidad del catalizador es 4.0 g/cm³. El catalizador es considerado de propiedades básicas moderadas a diferencia de otros catalizadores sólidos de carácter base fuerte o ácida. El mecanismo del óxido metálico como catalizador empieza con la adsorción del metanol sobre la superficie catalítica. El metanol es luego dividido por el óxido metálico, con el átomo de oxígeno atrayendo el hidrógeno de la unidad hidroxilo, y el átomo metálico extrayendo el oxígeno del hidroxilo para producir el ion metóxido. El ion metóxido entonces se desorbe, y la reacción tiene lugar como en la catálisis homogénea, con el ion metóxido atacando el carbono del carbonilo para formar un intermedio tetraédrico. Esto entonces se reordena, con el enlace C-O entre la cadena del ácido graso y la glicerina separada para dejar libre el éster metílico, y un oxígeno cargado negativamente sobre la glicerina, la cual luego se combina con el hidrógeno adsorbido para

formar una unidad hidroxilo. El mecanismo se ilustra en la Figura 4.5 (Firth, 2014)

Por las razones expuestas se decide por el proceso de transesterificación de los aceites de microalgas de la empresa Benefuel Inc.



Fuente: Firth, 2014.

Figura 4.5. Mecanismo de reacción de catálisis heterogénea básica.

4.1.6 CONCLUSIONES DE LA SELECCIÓN DE PROCESOS PARA OBTENCION DE BIODIESEL A PARTIR DE ALGAS

Con la finalidad de asegurar la rentabilidad de la obtención de biodiesel a partir de algas se concluye que las mejores condiciones para lograrlo serán:

- Uso de microalgas con alto contenido de lípidos: *Dunaliella tertiolecta*
- La obtención de biomasa se hará en dos etapas diferenciadas: la primera etapa de reproducción en fotobiorreactores continuos tubulares, y la segunda etapa de acumulación de lípidos en reactores tipo canales o “raceway ponds” donde se mantendrá bajo stress alimentario y de luz para aumentar producción de lípidos.

- Uso de extracción húmeda, que agrupa la cosecha, secado y extracción de aceite en un solo paso. Este proceso combina la pulsación de campos electromagnéticos con la modificación de pH para romper las paredes celulares de las microalgas.
- Uso de catálisis heterogénea, se usará el catalizador de segunda generación de la empresa Benefuel Inc.

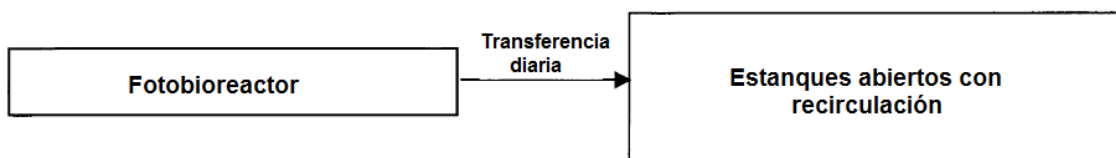
4.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO

4.2.1 Reproducción de microalgas con alto contenido de aceite

El objetivo de esta etapa es lograr la mayor cantidad de biomasa con el más alto contenido de lípidos.

Desde la perspectiva de bioingeniería la solución conceptual para maximizar la producción de aceite es adoptar un proceso de dos etapas (Figura 4.6). La primera etapa requiere mantener las condiciones constantes que favorezcan la división celular, y prevengan la contaminación del cultivo por otros microorganismos. Claramente, dichas condiciones se pueden mantener en un fotobiorreactor. El objetivo de la segunda etapa es exponer a las células en estrés de nutrientes y ambiental que conduzcan, lo más rápido posible, a la síntesis de la mayor cantidad de aceite. El estrés ambiental que estimula la producción de aceite puede ser aplicado rápidamente transfiriendo el cultivo de los fotobiorreactores a un estanque abierto.

Figura 4.6. Sistema de producción híbrido para microalgas fotosintéticas



En los **fotobiorreactores**, uno de los más empleados es de tubo de plástico largo y de 10 cm de diámetro que es doblado varias veces, creando una serie de dieciséis tubos paralelos que se



conectan a través de un cabezal de alimentación. El número de cabezales con dieciséis tubos dependerá de la producción planificada. En los extremos de la tubería, donde se da vuelta, hay incorporado sistemas de bombeo y de inyección de aire conteniendo CO_2 para generar un flujo de recirculación turbulento y mantener las células en suspensión, generalmente a un número de Reynolds de 2000 a 20000. En estos extremos también se instala sensores de temperatura y pH, con conexiones al abastecimiento de nutrientes como también conexiones hacia los estanques abiertos. Cada cabezal con los 16 tubos en paralelo y de 50 m de largo cuenta con un sistema de desgasificación para eliminar el oxígeno que se forma en la etapa de fotosíntesis del crecimiento de las microalgas. Este sistema de desgasificación también cuenta con un sistema de refrigeración lo cual mantiene el sistema entre 18 a 24°C.

En el día se expone a la luz solar y en la noche con iluminación con focos led para ahorro de energía. La temperatura se debe mantener entre 18 a 24°C. En un día nublado, no es necesario prender la luz artificial, con el poco de iluminación natural es suficiente. El pH se mantiene en el rango de 7.3 a 7.8 con la adición de CO_2 . La intensidad de luz recomendable es 2500 a 5000 lux, con una relación de luz a oscuridad de 16:8. Para que la luz artificial sea de utilidad en el proceso fotosintético de las microalgas, los fotones generados deben encontrarse a una longitud de onda entre los 600 a 700 nm; y la fuente más recomendable por su economía y eficiencia son los diodos emisores de luz (LED) del tipo Allngap II.

El escalamiento de producción empieza en laboratorio con una serie de botellas de vidrio de 20 litros para preparar 180 litros de inóculo inicial que luego será transferido a un fotobiorreactor de 1000 litros, que a su vez se

transfiere a otro fotobiorreactor de 5000 litros. El proceso total se completa en 10 días, después del cual se inocula al fotobiorreactor de producción, el cual se comienza a operar en régimen continuo y estable. Cada día una fracción es retirada y enviada a los estanques abiertos donde se aumentará la concentración de lípidos con un mínimo de crecimiento. Después de la transferencia, medio de cultivo fresco se adiciona automáticamente para diluir el cultivo y restaurar las concentraciones de nutrientes.

La inyección de CO₂ se realiza utilizando aire enriquecido con 5 o 10% (v/v) de CO₂ con una velocidad de 0.025 vvm (volumen de aire por volumen de trabajo por tiempo). La concentración celular que se logra es de 8 a 15 gramos de biomasa por litro de cultivo. El control de la adición de CO₂ se hace con el pH, de tal forma que cuando el pH aumenta se inyecta dióxido de carbono que hace el ambiente ácido.

Las condiciones estériles a través del escalamiento se mantienen usando clorinación para esterilizar todos los componentes del fotobiorreactor antes de cada inoculación. Las conexiones son también esterilizadas todos los días después de cosechar una fracción y cada vez que se adiciona nutrientes. El sistema se controla automáticamente.

Los **estanques abiertos** son depósitos con una altura no mayor de 20 cm y cuenta con un sistema de agitación tipo carrusel y con sistema de inyección de aire enriquecido con CO₂, lo cual permite mantener el sistema



agitado. Estos están expuestos a la luz solar, y no hay control de la temperatura, la cual está en el rango de 28°C en día y de 18°C en la noche. En el primer día de operación del estanque, el cultivo del fotobiorreactor continuo que se transfiere al amanecer al estanque esta con los nutrientes agotados. Es en este momento que se comienza adicionar nutrientes en forma limitada para permitir que la división celular continúe en forma limitada y se acumule un mayor porcentaje de lípidos,

hasta alcanzar niveles de 70% de aceite en base seca, que se logra en el tercer día, después de lo cual se cosecha las algas, se limpia y se prepara para un nuevo ciclo.

4.2.2 Extracción del aceite de las microalgas

Por razones de ahorro de energía y por lo tanto del costo de producción de aceite se va utilizar el proceso de extracción directa llamada OriginOil Single-Step Extraction™, que consiste en la extracción húmeda de lípidos de microalgas, agrupando la cosecha, secado y extracción en un solo paso. Para lograr la extracción, Quantum Fracturing™, una tecnología de patente pendiente, combina la pulsación de campos eléctricos con la modificación de pH para romper las paredes celulares, liberando el aceite de las células.

El líquido conteniendo las algas explosionadas en la etapa anterior se envía a un clarificador por gravedad de donde se recicla gran parte del líquido de fondo. Luego pasa a un decantador donde gran parte del aceite de algas se eleva a la parte superior para ser extraído, mientras que la biomasa restante se deposita en el fondo para su posterior procesamiento como combustible y otros co-productos valiosos. En la parte central del decantador se acumula el agua que se puede recuperar y recircular debido a que contiene todavía nutrientes y sales.

Los campos magnéticos son generados usando energía de bajo voltaje y el pH es modificado usando dióxido de carbono. Este método innovativo puede extraer aproximadamente 97% de los lípidos contenidos en las células de las algas, un valor mayor que el método de extracción por presión (75%) y cercano al método de extracción con fluido supercrítico (100%). Este proceso no requiere maquinaria pesada, reactivos químicos, o una previa separación del agua. El proceso total dura menos de una hora.

En este proceso se ahorra cerca del 90% de energía comparado con el proceso tradicional de cosecha, secado y extracción con solvente.

Eliminando la etapa de centrifugación y secado se ahorra 200 dólares por toneladas de aceite producido, considerando un costo de 7 centavos de dólar por Kw-h. El costo inicial de inversión es bajo debido a que no existen las etapas de extracción del aceite con solvente, disminuyendo además la contaminación por no usar solventes orgánicos. Comparado con el proceso convencional de extracción de aceite de las algas este nuevo método tiene un costo de procesamiento de cerca de \$0.20 por kilogramo de aceite, aproximadamente un sexto de costo de la técnica convencional considerando una suspensión de algas con 1 g /litro (base seca).

4.2.3 Producción de biodiesel

El proceso Ensel de Benefuel Inc., para la transesterificación comprende tres componentes principales: los reactores de lecho fijo, una etapa de separación del biodiesel-glicerina, y dos columnas de destilación.

Cada elemento del proceso opera continuamente y puede ser monitoreado en los puntos críticos con sensores en línea para un control estricto.

El aceite de las microalgas recibido de la etapa anterior debe estar libre de agua e insolubles. Si estos estuvieran presentes hay que realizar un pre-tratamiento mínimo para eliminar esos materiales indeseables.

La composición de los ácidos grasos de las microalgas están compuestos de ácidos grasos saturados e insaturados con 12 – 22 átomos de carbono, algunos de ellos con familias de $\omega 3$ y $\omega 6$. Según Thomas et al (1984) la mayoría de microalgas sintetizan ácidos grasos C14:0, C16:0, C18:1, C18:2, y C18:3.

Se hace contacto en el reactor catalítico de lecho fijo el metanol y el aceite de microalgas bajo condiciones específicas de temperatura (190 a 210°C) y presión (40 a 50 bar), y velocidad espacial horaria en peso de 0.4 a 0.6/hr, seguido por la recuperación y refinado del exceso de

metanol, separación del producto y destilación del biodiesel. Las colas de los destiladores pueden ser recicladas para aumentar la eficiencia, y producir una glicerina con bajo contenido de cenizas y materia orgánica contaminante (Summers W., 2014).

El reactor tiene generalmente forma cilíndrica, adecuado para un servicio a presión media a temperaturas moderadas en modo de inundación. En este depósito, los reaccionantes – los triglicéridos y un exceso de metanol en fase líquida – se ponen en contacto con la superficie activa del catalizador, la cual acelera la transformación de los glicéridos a éster metílicos.

Conforme la corriente de líquidos sale del reactor, la presión es reducida en la corriente de biodiesel crudo, y el metanol líquido y metanol volátil (y agua si el aceite contiene ácidos grasos libres) se separa rápidamente en un separador flash dando una corriente superior de metanol e impurezas la cual se envía a la unidad de destilación de refinación de metanol.

La parte inferior del separador flash, que contiene biodiesel y glicerina se envía a una unidad de separación que puede ser un simple decantador, donde se aprovecha la diferencia de densidad para su separación. Benefuel Inc., también es dueña de los derechos de un proceso electrostático que acelera la separación por decantación. Utilizando alto voltaje (3.4 kV) y bajo amperaje (112 mA) se logra una separación inmediata de la glicerina del biodiesel.

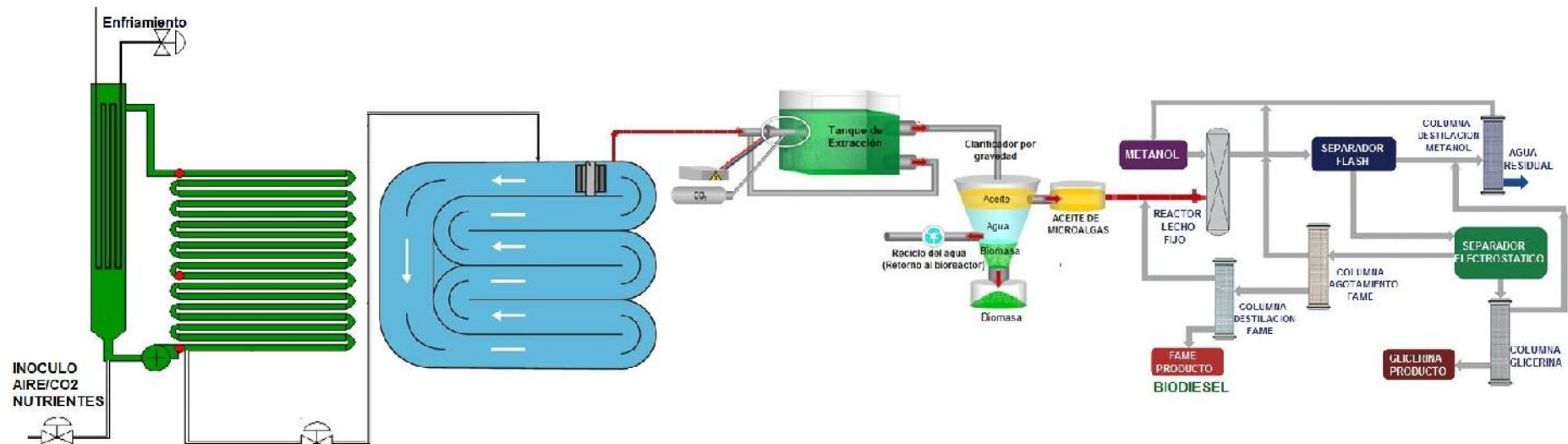
La glicerina recuperada puede ser bombeada a una pequeña columna de destilación al vacío para separar cualquier volátil (3 a 4 por ciento del volumen total de glicerina) y luego enviar a almacenamiento. Los volátiles que generalmente son agua y metanol, son bombeados al sistema de recuperación de metanol.

La destilación del biodiesel obtenido es la última etapa del proceso. Esta destilación en dos etapas remueve todos los volátiles residuales (primera

etapa: metanol, agua y volátiles insaponificables residuales) y refina los esteres metílicos obtenidos de cualquier impureza de mayor punto de ebullición (segunda etapa: glicéridos sin convertir y insaponificables de alto punto de ebullición). Los esteres metílicos recuperados son continuamente analizados en base a las especificaciones ASTM.

La destilación del biodiesel crudo asegura en forma continua un producto de alta calidad sin el riesgo de que se produzca problemas de flujo en zonas frías por la presencia de glicéridos.

Figura 4.7. Diagrama de flujo de producción de biodiesel a partir de microalgas.



4.3 BALANCE DE MASA

Dada la complejidad de la estequiometría de la producción de microalgas con alto contenido de aceite, así como la reacción de transesterificación se considera parámetros técnicos dados en la literatura especializada.

4.3.1 Algunos parámetros técnicos en la producción de microalgas

En 1999, en cultivo de microalgas en estanques abiertos, se tenía los datos de productividad mostrados en la Tabla 4.3 (Ma & Hanna, 1999).

Tabla 4.3. Modelos de productividad y análisis económico para producción de biodiesel de microalgas

Variable	A	B	C	D
Producción de algas (g/m ² .día)	18.5	18.5	30.0	60.0
Producción de algas (TM/ha.año)	67.5	67.5	109.5	219.0
Contenido de aceite (%)	40	40	40	40
Producción de aceite (TM/ha.año)	27.9	27.0	43.8	87.6
Producción de biodiesel (bbl/ha.año)	160	160	380	760
Costo de operación anual (\$/ha)	\$20365	9830	\$26293	\$29370
Costo de producción (\$/bbl)	\$127	\$61	\$69	\$39

En los escenarios A y B los costos de operación son diferentes. En los escenarios C y D hay diferencia en la productividad y costos. Los valores de producción de algas se expresan en unidades de peso seco.

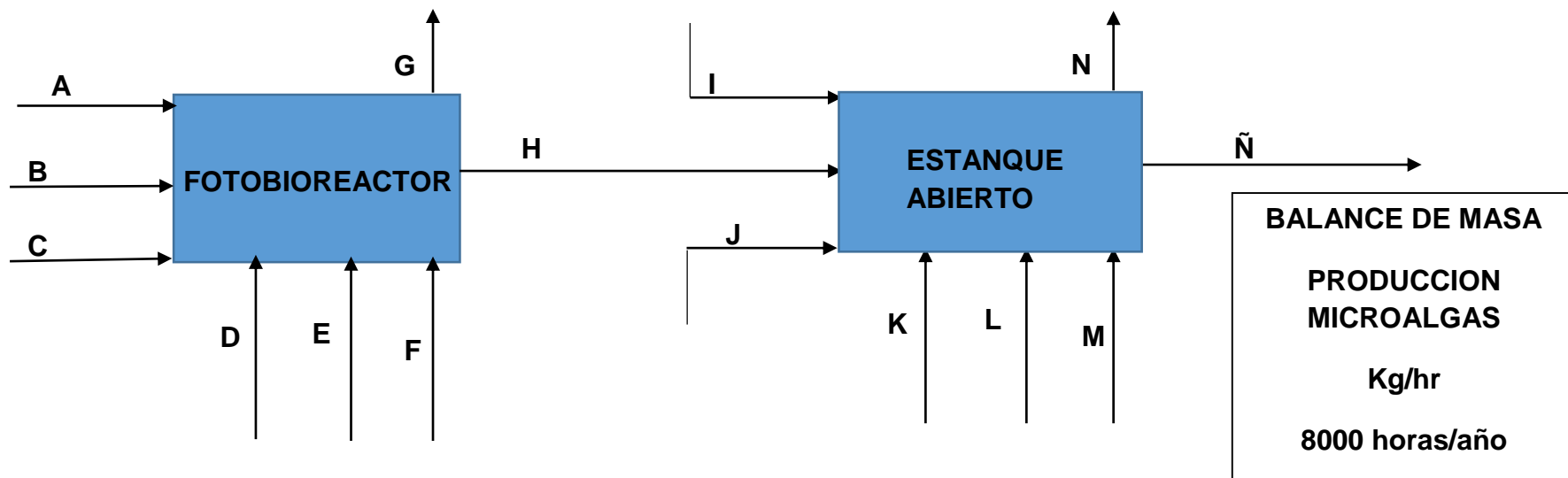
En el 2002, en sistema híbridos constituidos de fotobiorreactores tubulares y luego estanques abiertos se logró obtener estequiométricamente, el rendimiento másico de la reacción es aproximadamente igual a uno, por lo que se obtiene la misma masa de biodiesel que de aceite vegetal inicial. Además la estequiometría entre el alcohol y la glicerina es similar en términos másicos, requiriéndose en principio una cantidad de alcohol igual al 10% del aceite (en masa).

Figura 4.8. Balance de masa de la reacción de transesterificación.

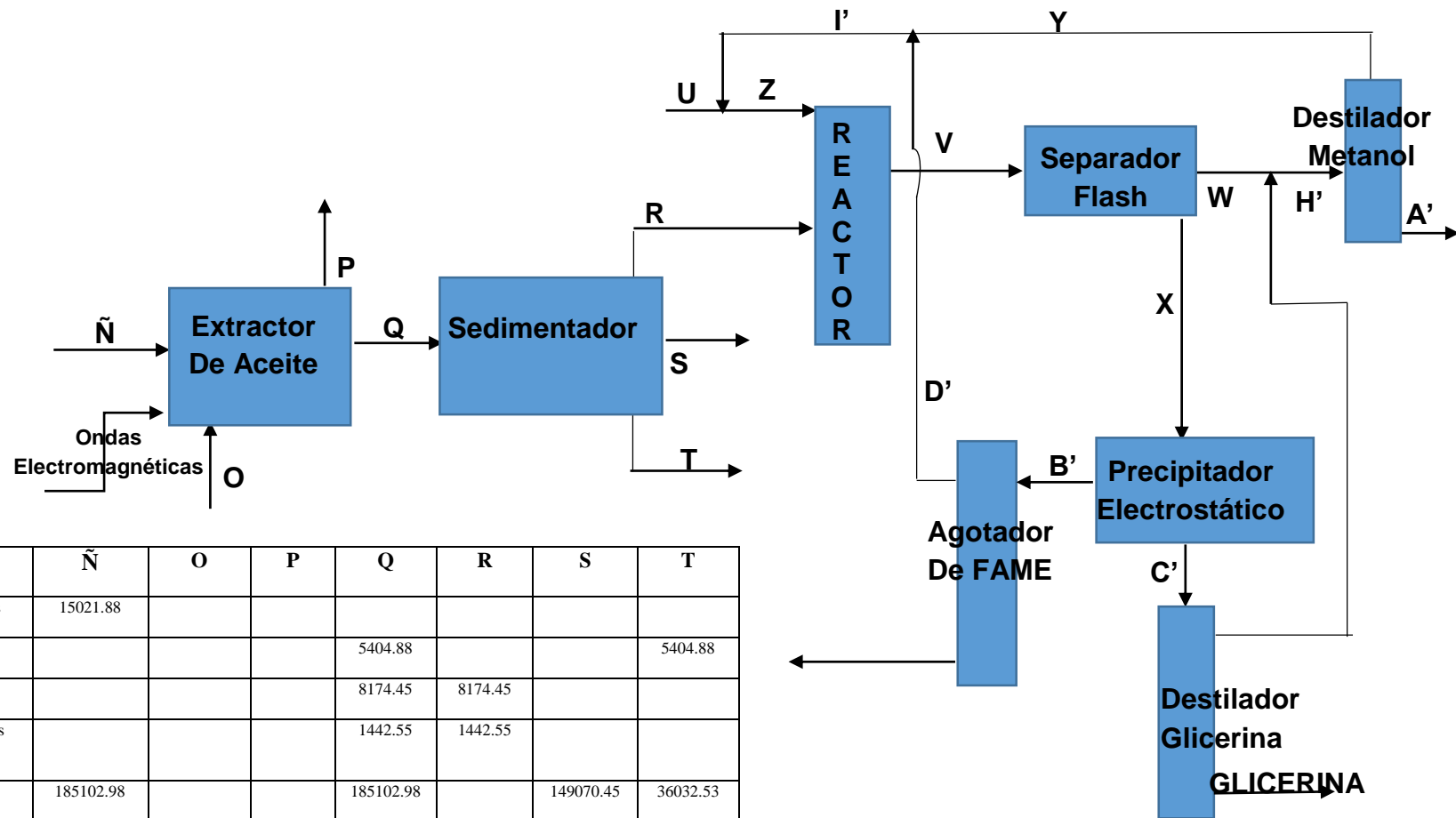
Triglicérido	+	3 Alcohol	→	3 Ester	+	Glicerina
- Aceites				- Metanol		
- Grasas				- Etanol		
100 kg		10 kg		100 kg		10 kg

Fuente: Informes ISF 2. Producción de Biodiesel. Aplicación a países en desarrollo. 2007

Las etapas necesarias para la producción de biodiesel a partir de aceites vegetales ya refinados, son las siguientes: reacción de transesterificación propiamente dicha; y separación y purificación de los ésteres obtenidos.



	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	Ñ
Algas b.s.	37.5547							11266.41							15021.88
Agua		187773.5						179788.66	7984.839						185102.9853
CO ₂			25588.31				4264.72	101.6886		8456.2765				1426.328	34.0091
Nitratos				94.3224				15.7204			15.8256				5.2577
Fosfatos					66.7802			11.13				11.2045			3.7224
Aire						16865.03	16865.03						5573.455	5573.455	
oxigeno							18112.14							6057.5731	
total	37.5547	187773.5	25588.31	94.3224	66.7802	16865.03	39241.89	191183.61	7984.839	8456.2765	15.8256	11.2045	5573.455	13057.3561	200167.8545



	Ñ	O	P	Q	R	S	T
Algas enteras	15021.88						
Algas rotas				5404.88			5404.88
Aceite				8174.45	8174.45		
Ácidos grasos libres, 15%				1442.55	1442.55		
Agua	185102.98			185102.98		149070.45	36032.53
CO ₂	34.0091	1468.17	1502.18				
Nitratos	5.2577			5.2577		5.2577	
Fosfatos	3.7224			3.7224		3.7224	
total	200167.85	1468.17	1502.18	200133.84	9617.0	149079.45	41437.41

	U	V	W	X	Y	Z	A'	B'	C'	D'	E'	F'	G'	H'	I'
Aceite		40.873	0.041	40.832			0.041	40.828	0.004		40.828		0.004	0.041	
AGL		7.213	0.008	7.205			0.008	7.204	0.001		7.204		0.001	0.008	
Metanol	979.865	1474.939	1442.731	32.208	1467.639	2452.335	1.469	4.831	27.377	4.831		27.377		1469.108	1472.470
Biodiesel		9640.681	9.641	9631.040			9.641	9630.077	0.963		9630.077		0.963	9.641	
Glicerina		813.357	1.627	811.730			1.627	0.812	810.918		0.812		810.918	1.627	
Agua		92.272	76.168	16.104			92.272		16.104			16.104		92.272	
TOTAL		11561.97	1530.216	10539.119		2452.335		9683.752	855.367		9678.921	43.481	811.886	1572.697	

4.4 LISTADO DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO

Las especificaciones de cada uno de los equipos de proceso que se muestra a continuación se han realizado en base a una selección o diseño, cuyos detalles se puede encontrar en el Apéndice.

4.4.1 Adsorbedor de CO₂ en base a membranas soportadas con aminas

Función: separar CO₂ de los gases de combustión.

Tecnología seleccionada: adsorción cíclico rápido por cambio de temperatura basado en fibras huecas de polímero soportado con aminas.

Funcionamiento: ciclo de 137 segundos: adsorción y desorción de dióxido de carbono seguido de dos etapas de separación de nitrógeno.

Número de módulos: 18. Cada módulo consta de cuatro equipos semejantes a un intercambiador de casco y tubo. Longitud de los tubos 36 pulgadas y un diámetro de 24 pulgadas. Cada módulo tiene 450 kg de fibra.

Ingreso de gases: se hace con 18 sopladores con capacidad de 5333 pie³/min cada uno. Sale con presión de 100 psi.

Compresión de CO₂: se hace con un compresor con capacidad nominal de 2120 pie³/min, tipo tornillo rotativo.

4.4.2 Fotobiorreactores

Función: producción acelerada de biomasa en forma continúa.

Tipo: fotobiorreactor tubular, con sistema de desgasificación e enfriamiento.

Dimensiones:

Diámetro: 10 cm

Longitud total: 509.3 m

Longitud por tramo: 50.93 m

Accesorios de cada fotobiorreactor:

Sistema de desgasificación y enfriamiento: H: 3.5 m, Ø: 0.4 m

Dosificadores controlados de CO₂ y nutrientes.

Control de temperatura.

Funcionamiento: se inocula las microalgas y se hace circular en forma continua con adición continua de CO₂ y nutrientes. Después de 24 horas se descarga a los estanques abiertos.

Número de fotobiorreactores: 1176, agrupados en 84 módulos de 14.

Sistema de bombeo: para un módulo de 14 fotobiorreactores.

Material de construcción: polimetilmetacrilato o también acrílico.

Iluminación auxiliar: LED tipo AllnGap II (680 nm), iluminación: 40 mW/cm².

Área ocupada: 430 x 519 = 223170 m² 22.31 hectáreas.

4.4.3 Estanques abiertos – Raceway

Función: terminar con el crecimiento de microalgas y lograr máxima concentración de lípidos.

Tipo: estanques abierto rectangular, con circulación forzada y gasificación con CO₂.

Dimensiones: 1000 m²

Largo: 115 m

Ancho: 8.696 m

Altura: 15 cm

Volumen: 150 m³

Número de estanques: 35

Área ocupada: 430 x 700 = 30.1 hectáreas.

4.4.4 Sistema de Extracción de aceite

Función: extraer el aceite contenido en las algas.

Partes del sistema: generador de pulsos electromagnéticos, tanque de extracción y clarificador por gravedad.

Tiempo total de extracción: 1 hora.

Generador de pulsos electromagnéticos:

Modelo: Generador Marx de 10 etapas.

Diámetro interior: 21 cm

Diámetro exterior: 30 cm

Longitud: 2.5 m
Voltaje de operación: 230 vol/50Hz
Producción máxima: 160kv, pulsos de 13 joule en < 50 nanosegundos.

Tanque de extracción:

Modelo: tanque cilíndrico.
Volumen de trabajo: 86.739 m³
Volumen de tanque: 104.08 m³
Diámetro: 4781 mm
Altura: 5791 mm

Clarificador por gravedad:

Modelo: cónico.
Volumen de trabajo: 133.422 m³
Volumen de tanque: 160 m³
Diámetro superior: 3800 mm
Diámetro inferior: 503 mm
Altura total: 4602 mm

4.4.5 Calentador de aceite

Función: calentar el aceite antes de ingresar al reactor.
Modelo: casco y tubo, 1-1
Área de transferencia: 5390.52 pie².
Número de tubos: 1396, diámetro ¾", longitud: 20 pies, arreglo triangular de 15/16".
Casco: 3.333 pies de diámetro = 40 pulgadas.
Baffles: segmento simple, espaciado 2.833 pies, 8 baffles.
Material de construcción: Acero al carbono.

4.4.6 Reactor de transesterificación

Función: realizar la reacción entre aceite y metanol.
Modelo: reactor catalítico de lecho fijo.
Catalizador: complejo de cianuro con dos metales (Fe y Zn).

Operación: adiabática.

Volumen de lecho catalítico: 6305.8 litros (D = 1416 mm, H= 4004 mm).

Volumen total del cilindro: 7266 litros.

Cabezales: semiesféricos, altura 70 cm, volumen 298.03 litros.

4.4.7 Separador flash

Función: separar el metanol no reaccionado de la mezcla biodiesel – glicerina.

Diámetro interno: 3 pies.

Altura tota del tanque: 13.3251 pies.

Altura de líquido: 7.3251 pies.

Espesor del tanque: 0.5 pulgadas.

V. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

En las últimas décadas se ha demostrado que las microalgas suponen una alternativa más conveniente que cualquier otro tipo de organismos para la producción de triacilgliceridos y su conversión a biodiesel, ya que algunas especies oleaginosas, siendo organismos fotosintéticos, solo requieren energía solar, agua, dióxido de carbono y algunas sales para producir rendimientos muy altos de biomasa rica en lípidos (Li et al. 2008^a). De hecho, son los organismos fotosintéticos más eficientes, puesto que absorben más CO₂ y liberan más oxígeno que cualquier otra planta, crecen extremadamente rápido y llegan a acumular grandes cantidades de diversos productos. Algunas microalgas doblan su biomasa en 24 h y el tiempo de duplicación de biomas durante la fase exponencial puede ser tan corto como 3.5 horas (Chisti, 2007).

Las microalgas oleaginosas tienen un rendimiento de aceite mucho mayor que cualquier cultivo convencional, siendo este de 10 a 20 veces mayor que el derivado del aceite de palma y de 200 a 400 veces mayor que el derivado del aceite de soya.

Solo el biodiesel producido a partir de microalgas tiene una verdadera huella ecológica pequeña, dado que requiere una superficie de 100-200 órdenes de magnitud menores en comparación a los cultivos convencionales o los árboles. Según Chisti (2007) requiere de 1.5 a 3.3 millones de hectáreas para satisfacer el 50% de las demandas de energéticos de transporte en U.S.A. En contraposición, la soja, actualmente es principal fuente de biodiesel de U.S.A. requiere de 330 a 450 millones de hectáreas para la misma finalidad.

Con el biodiesel extraído de microalgas cultivadas en lagunas o estanques abiertos solo se requieren 200000 hectáreas para producir 1 quadrillon de BTU (Sheehan et al., 1998). Por el contrario, se requieren aproximadamente 40 millones de hectáreas si se utiliza etanol derivado de maíz o 20 millones de hectáreas si se utiliza biodiesel derivado de la soja.

Las microalgas oleaginosas pueden ser cultivadas tanto en agua de mar como en agua salobre, disminuyendo así la presión sobre el agua dulce requerida para la producción de alimentos. Algunas especies de microalgas aisladas de

agua dulce pueden crecer también en aguas residuales, eliminando así la competencia por el uso de agua para la agricultura.

Las microalgas son excelentes fijadoras de CO₂. Por cada 100 ton de microalgas, se consumen 183 toneladas de CO₂.

Respecto a la emisión de gases invernadero, es de los pocos bioenergéticos con un valor negativo, ya que no se produce CO₂ durante el ciclo de vida de producción y el valor de este parámetro para microalgas (-183 kg CO₂/MJ) es el más negativo respecto a los otros bioenergéticos con valores negativos como el etanol a partir de pastos o de residuos celulósicos. Por el contrario, el diésel producido a partir de fuentes fósiles emite 83 kg CO₂/MJ y el etanol a partir de maíz produce 81 – 85 CO₂/MJ (Chisti, 2007):

5.1 LOS EFLUENTES DE LA PLANTA INDUSTRIAL

En el funcionamiento de la futura planta industrial de biodiesel a partir de algas se tiene tres grandes grupos de efluentes:

- Efluentes sólidos: constituido básicamente por los residuos de las algas después que se ha extraído el aceite. Otro residuo menos importante es el catalizador que tiene un tiempo de duración de cerca de 4 a 5 años.
- Efluentes gaseosos: durante la reproducción de algas el exceso de CO₂ retorna a la atmósfera acompañados de oxígeno que se produce durante esta etapa. Los vapores de metanol no se consideran debido a que todo el sistema de almacenamiento, transporte y otras operaciones tendrán una atmósfera con presión negativa para evitar posible contaminación con el personal de planta.
- Efluentes líquidos: se tiene dos grandes efluentes. Una es el agua de proceso que se utiliza para reproducción de las algas, la cual se puede reciclar o enviarla al mar. El otro efluente importante es la glicerina que se separa del proceso de producción.

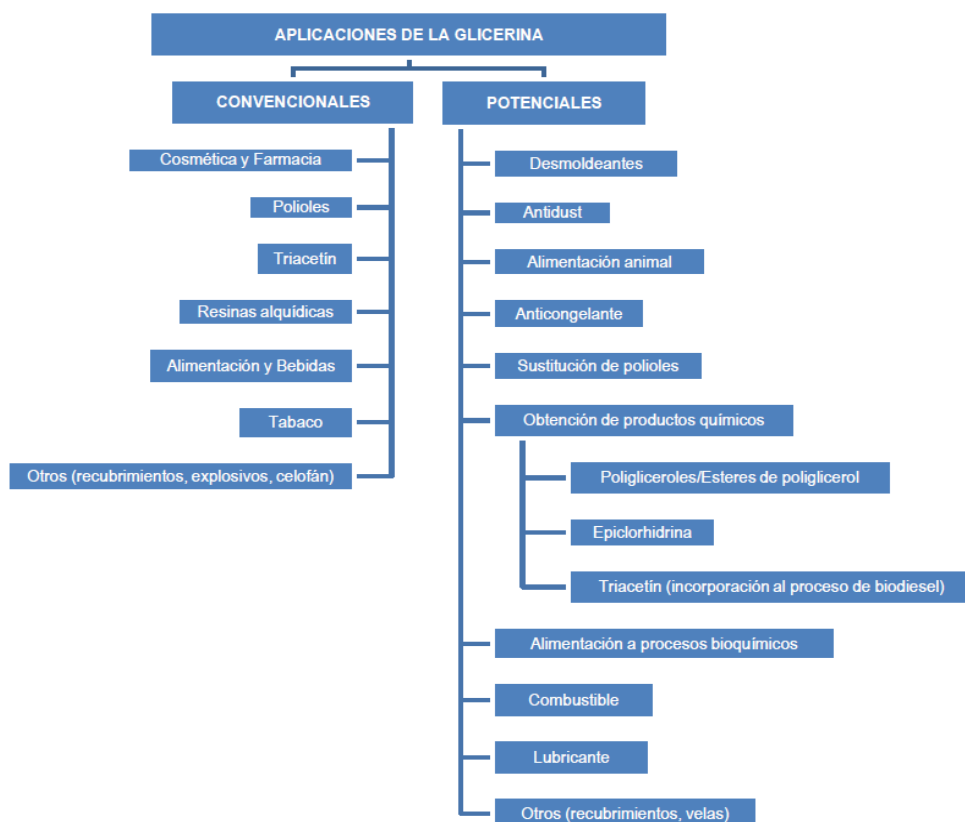
5.2 PROPUESTAS DE USO O DISPOSICIÓN DE EFLUENTES

La Glicerina

La glicerina es un subproducto de la fabricación del biodiesel ($\approx 10\%$ de la alimentación) que una vez purificada encuentra un gran número de aplicaciones. En la mayoría de las aplicaciones actuales supone aportar valor añadido al producto final. La aparición en el mercado de grandes cantidades de glicerina debido al creciente uso del biodiesel como combustible, sin que existan nuevos campos desarrollados de aplicación, ha provocado el descenso de su precio hasta límites en los que puede competir con otras materias primas en aplicaciones con precios inferiores. Sus aplicaciones de mayor volumen son: Intermedio químico (polioles, resinas y otros), cuidado personal, farmacia y alimentación.

En la Figura 5.1 se muestra en forma simplificada las aplicaciones actuales de la glicerina y las que se postulan como futuras.

Figura 5.1. Aplicaciones actuales de la glicerina y propuestas futuras



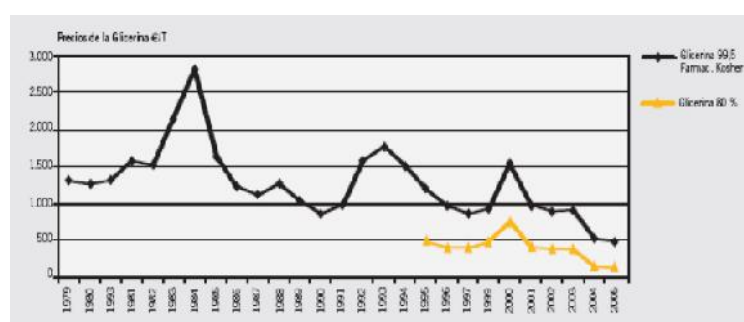
Se debe considerar que la glicerina cruda que se obtiene por el proceso de catálisis homogénea, contiene además de la glicerina (65 – 85%) residuos de metanol, jabones, sales de sodio o potasio y restos de esteres y ácidos grasos. Esta glicerina cruda se debe purificar para ser usada como materia prima para otros procesos. Para grandes productores de biodiesel, la glicerina cruda puede ser refinada en una forma pura y luego ser usada en otras industrias. Sin embargo para pequeños o medianos productores de biodiesel la purificación es demasiado cara, para ser realizada en cercanías de la planta de biodiesel.

Entre las alternativas que más se han investigado y para el uso de glicerina cruda son combustión, compostaje, alimentación animal, conversión termo-química y conversión biológica.

En cambio la glicerina cruda que proviene de la producción de biodiesel por catálisis heterogénea, como es el caso del presente proyecto, tiene una alta pureza (99.5%), apenas contaminado con algo de metanol y ácidos grasos, de tal forma que se puede considerar como glicerina de alta pureza. Por lo tanto su venta como insumo es inmediata y no necesitará más refinación, y puede ser usada por ejemplo para alimentación para el engorde de cerdos o de pollos a la brasa (Lammers et al., 2008, y Cerrate et al., 2006).

El precio que se puede obtener por tonelada de glicerina es cercana a 500 euros por tonelada, como se puede visualizar en la Figura 5.2.

Figura 5.2. Evolución del precio de la glicerina.



Fuente: Informes ISF 2. Producción de Biodiesel. Aplicación a países en desarrollo. 2007

La biomasa del sedimentador

Después que se separa el aceite de las microalgas queda una biomasa residual que se puede enviar a un biodigestor y producir biogás con alto contenido energético y un residuo sólido que puede servir como abono para la agricultura. La producción de energía a través del biogás puede balancear el consumo energético de la planta y consiguiente ahorro de energía.

Para algas o residuos de algas los rendimientos reportados están entre 0.15 a 0.65 m³/kg de biomasa seca, sin embargo la mayoría de reportes publicados demuestran que en la práctica se logran rendimientos más bajos entre 0.18 a 0.20 m³/kg de biomasa seca. Un rendimiento promedio razonable para biomasa de algas o residuos de algas es 10 GJ de energía por tonelada de biomasa, este es el rendimiento neto incluyendo purificación. Esto hace que la biomasa de algas sea energéticamente mejor que los excrementos pero menos que algunos residuos vegetales del cultivo de maíz. La fracción líquida residual después de la digestión por su alto contenido de nitrógeno es adecuado como fertilizante, sin embargo debe considerarse el alto contenido de sales que puede ser perjudicial para algunos cultivos. Se debe tener cuidado en el diseño del sistema de transporte y almacenamiento de biogás por el alto contenido de azufre y nitrógeno del biogás que puede presentar problemas de salud y corrosión cuando se combustiona (Felby, 2010).

VI. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Durante el presente capítulo, se hace un estudio económico del proyecto con la finalidad de evaluar la factibilidad económica del mismo.

La evaluación económica del presente proyecto obedece a la dinámica seguida por la mayoría de proyectos de Plantas de procesos industriales. Según esto, se ha considerado dos aspectos importantes como la “Estimación de la inversión total y Estimación del costo total de producción”, para finalmente determinar la rentabilidad del proyecto con los indicadores representativos.

Para las estimaciones se han usado los índices de Peters & Timmerhaus, indicados en el apéndice.

6.1 ESTIMACION DE INVERSION TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en **\$ 52'763,422 dólares**.

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende **\$51'750,720**; y un capital de trabajo u operación estimada en **\$1'012,702**.

6.1.1. CAPITAL FIJO TOTAL

El costo fijo es de **\$51'750,720** y está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta.

6.1.1.1. COSTO DIRECTO

EL costo directo es **\$45'836,352**.

A. Costo de equipo en la planta

El costo CIF total asciende a **\$36'240,000**, y el costo de equipo en la planta es **\$36'964,800**. Con este último valor y utilizando los índices de Peter & Timmerhaus se obtiene los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se resume en la Tabla 6.1.

B. Costo de instalación de todo el equipo

Se considera 10% del costo de equipo en la planta, es decir: **\$3'694,480.**

C. Costo de instrumentación y control (instalado)

Este renglón ha sido estimado según los costos unitarios de los principales equipos en la planta. El costo es **\$739,296.**

D. Costo de tuberías y accesorios (instalado)

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta dimensiones y material de construcción, incluye el costo de compra y de instalación. Siendo 3% del costo de equipo en la planta. Llega a **\$1'108,944.**

E. Costo de sistema eléctrico (instalado)

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T., siendo el 2% del costo de equipo en la planta, se obtuvo un valor de **\$739,296.**

F. Costo de edificios (incluye servicios)

El costo de edificios incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. El costo asciende a **\$739,296.**

G. Costo de mejoras de terrenos

El costo del terreno se ha estimado teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: preparación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. El costo considerado es de solo **\$369,648.**

H. Costo de servicios (instalado).

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. Siendo el 4% del costo total de equipo. El costo es de **\$1'478,592**

COSTOS DIRECTOS TOTALES

Es la suma del costo del equipo de la planta, más los costos de instalación, control e instrumentación, tubería y accesorios, sistema eléctrico, edificios, mejora de terrenos, servicios. EL costo directo es **\$45'836,352.**

6.1.1.2. COSTOS INDIRECTOS

El costo indirecto es **\$5'914,368.**

I. Costos de ingeniería y supervisión

Se considera el 4% del costo de equipo en la planta. El valor asciende a **\$1'478,592.**

J. Costo de la construcción

Se considera 5% del costo de equipo en la planta. Asciende a **\$1'848,240.**

K. Costo de seguros e impuestos de la construcción

Se considera solo el 2% del costo de equipo en la planta. Asciende a **\$739,296.**

L. Costo de honorarios para los contratistas

Este renglón considera el 3% del costo de equipo en la planta, Asciende a **\$1'108,944.**

M. Gastos imprevisto

Se ha considerado **\$739,296**, con la finalidad de subsanar cualquier eventualidad que demande gasto y que no se haya considerado dentro del costo de construcción de la planta. Se estima como el 2% del costo de equipo en la planta.

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

Es la suma de los costos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, seguros e impuestos, honorarios para contratistas y gastos imprevistos. El costo indirecto es **\$5'914,368**.

❖ INVERSION DE CAPITAL FIJO

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales. Llega a **\$51'750,720**.

6.1.2. CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Se calculó un capital de **\$1'012,702**.

Se considera que se va operar de manera intermitente, 300 días al año, y de manera continua 8000 horas al año:

A. Inventario de materia prima

Se considera un mes de materia prima, los precios de puesto en planta alcanzan la suma de **\$369,869**.

B. Inventario de materia en proceso

Se considera un día de costo total de producción. En promedio es **\$94,500**.

C. Inventario de producto en almacén

Se considera el costo de manufactura para una semana de producción. El valor alcanzado es **\$175,000**.

D. Cuentas por cobrar

Equivale a un mes de ventas. Pero por los motivos expuestos en el ítem anterior llega a **\$198,333**.

E. Disponibilidad en caja

Sirve para pagar salarios, suministros e imprevisto. Se considera un mes de producción. Ascende a **\$175,000**.

∴ LA INVERSION TOTAL

Es la suma de capital fijo más el capital de trabajo, y alcanza valor de **\$52'763,422**.

Tabla 6.1: Plan Global de Inversiones

1. ACTIVOS FIJOS			\$51'750,720
1.1. COSTOS DIRECTOS			
Costo de equipos en planta	\$36'964,800	45'836,352	
Costos de instalación de todo el equipo	\$3'694,480		
Costo de instrumentación y control	\$739,296		
Costo de tuberías y accesorios	\$1'108,944		
Costo de sistema eléctrico	\$739,296		
Costo de edificios	\$739,296		
Costo de mejoras de terrenos	\$369,648		
Costo de servicios	\$1'478,592		
TOTAL COSTOS DIRECTOS			
1.2. COSTOS INDIRECTOS			
Costos de ingeniería y supervisión	\$1'478,592	\$5'914,368	
Costo de la construcción	\$1'848,240		
Costos de seguros e impuestos a la construcción	\$739,296		
Costo de honorarios para los contratistas	\$1'108,944		
Gastos imprevistos	\$739,296		
TOTAL COSTOS INDIRECTOS			
2. CAPITAL DE TRABAJO			\$1'012,702
Inventario de materia prima	\$369,869		
Inventario de materia prima en proceso	\$94,500		
Inventario de producto en almacén	\$175,000		
Cuentas por cobrar	\$198,333		
Disponibilidad de caja	\$175,000		
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO			
INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO			\$52'763,422

Elaboración: Propia, 2015.

6.1.3. ESTIMACION DE COSTO DEL PRODUCTO TOTAL

El costo total de fabricación está constituido por el costo de fabricación y los gastos generales. El costo total anual es de **\$14'125,747**. El resumen del costo de fabricación y del costo unitario se muestra en la Tabla 6.2.

6.1.3.1. COSTO DE FABRICACION

Este costo es **\$13'646,086**. Está constituido por:

- A.** Costo directo de fabricación.
- B.** Costo indirecto de fabricación
- C.** Costo fijo de fabricación.

Detallamos a continuación cada costo:

A. COSTO DIRECTO DE FABRICACION

Constituido por los costos de materia prima, mano de obra, supervisión e ingeniería, mantenimiento, suministros de operación y auxiliares. El costo asciende a **\$6'775,752**.

Costo de materia prima

La materia prima utilizada para la producción del producto incluye el dióxido de carbono, metanol, nitrato de amonio y fosfatos. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a **\$5'252,935**.

- Costo de mano de obra

Depende del número de personas por turno lo cual está en relación con el grado de automatización de la planta. Se considera 10 – 20% del costo total de manufactura. El costo asciende a **\$23,400**

- Costo de supervisión e ingeniería

En este renglón se considera todo el personal comprometido con la supervisión directa de las operaciones de producción de las distintas instalaciones, el costo de supervisión e ingeniería es de **\$46,800**.

- **Costo de mantenimiento y reparación**

Están comprendidos los gastos que se requieren para mantener la planta en óptimas condiciones de operación, y se estima como el 2% del capital fijo que es **\$1'035,014**.

- **Costo de auxiliares y servicios**

Se considera los gastos por conceptos de lubricantes, pintura, materiales de limpieza, agua, energía eléctrica, etc. para su estimación se ha considerado el 10% del costo anual de mantenimiento, cuyo costo es de **\$103,501**.

- **Costo de suministros de operación**

Se considera el 10% del costo de mantenimiento o 0.5 al 1% de la inversión de capital fijo. Cuyo costo es **\$103,501**.

B. COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

Constituido por las cargas a la planilla, gastos de laboratorio y gastos generales de planta. Varía entre 50 - 70% del costo de la mano de obra. El costo asciende a **\$142,740**.

- **Cargas a la planilla**

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado el 21% del costo de la mano de obra. El costo asciende a **\$49,140**.

- **Gastos de laboratorio**

Comprende los costos de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad del producto, así como también las remuneraciones por supervisión. Se ha considerado el 20% del costo de mano de obra. El costo asciende a **\$46,800**.

- **Gastos generales de planta**

Lo conforman gastos destinados a satisfacer servicios, tales como: asistencia médica, protección de la planta, limpieza, vigilancia, servicios recreacionales, etc. Se ha considerado el 20% del costo de mano de obra. Ascende a **\$46,800.**

C. COSTOS FIJOS DE FABRICACION

Los costos fijos son independientes del volumen de producción de la planta, están formados por la depreciación, impuestos y los seguros. El total asciende a **\$6'727,593.**

- **Depreciación**

El capital sujeto a depreciación es el capital fijo total excluyendo el costo del terreno. Para determinar se ha considerado el 10% del capital fijo, que asciende a **\$5'175,072.**

- **Impuestos**

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 2% del capital fijo, **\$1'035,014.**

- **Seguros**

Se ha considerado el 1% del capital fijo, **\$517,507.**

6.1.3.2. GASTOS GENERALES (VAI)

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas, investigación y desarrollo. El total asciende a **\$479,661.**

A. Ventas

Gastos en oficina de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Se considera el 5 % del costo fijo de fabricación. Ascende a **\$336,380.**

B. Administración

Salario de ejecutivos, plantilla de oficinistas, suministros de oficinas, comunicaciones. Se considera el 10% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Ascende a **\$131,581**.

C. Investigación y desarrollo

Este renglón está encaminado a mejorar la calidad, proceso y en general para abaratar los costos de producción. Se considera el 5% de la mano de obra, **\$11,700**.

❖ COSTO TOTAL DE FABRICACION

Es igual a la suma del costo de fabricación y los gastos generales (VAI). Ascende a **\$14'125,747**.

6.1.3.3. COSTO UNITARIO

Trabajando 8000 horas al año un producto de 2625 gal/hora, la producción anual sería 21'000,000 galones, por lo tanto el costo unitario es de **0.6727 dólares/galón**.

Tabla 6.2: Costo de Fabricación y Costo Unitario

1. COSTOS DE FABRICACION		
1.1. COSTO DIRECTO DE FABRICACION		
Costos de materia prima	\$5'252,935	\$6'775,752
Costo de mano de obra	\$23,400	
Costo de supervisión e ingeniería	\$46,800	
Costo de mantenimiento y reparación	\$1'035,014	
Costo de auxiliares y servicios	\$103,501	
Costo de suministros de operación	\$103,501	
TOTAL COSTOS DIRECTOS		
1.2. COSTO INDIRECTO DE FABRICACION		
Cargas a la planilla	\$49,140	\$142,740
Gastos de laboratorio	\$46,800	
Gastos generales de planta	\$46,800	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS		
1.3. COSTO FIJO DE FABRICACION		
Depreciación	\$5'175,072	\$6'727,593
Impuestos	\$1'035,014	
Seguros	\$517.507	
TOTAL DE COSTOS FIJOS		
1.4. GASTOS GENERALES		
Ventas	\$336,380	\$479,661
Administración	\$131,581	
Investigación y proyectos	\$11,700	
TOTAL GASTOS GENERALES		
COSTO TOTAL DE FABRICACION		\$14'125,747
2. COSTO UNITARIO		0.6727\$/gal

Elaboración: Propia, 2015.

6.1.4. ANALISIS DE ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

6.1.4.1. Precio de venta por unidad

Se considera un precio de venta de **1.81 dólares/galón**.

6.1.4.2. Ingreso de ventas anuales

Es el producto del precio de venta por el volumen de producción anual. Se considera un ingreso de ventas de **\$38'010,000**.

6.1.4.3. Costo de fabricación

Se considera un costo de fabricación de **\$14'125,747**.

6.1.4.4. Utilidad bruta

La diferencia entre los ingresos por ventas y total de fabricación. Se considera una utilidad bruta de **\$23'884,253**.

6.1.4.5. Impuesto a la renta

Se considera 30% de la utilidad neta. Se considera un impuesto a la renta de **\$5'511,751**.

6.1.4.6. Utilidad neta

Es la utilidad bruta menos los impuestos a la renta. Se considera una utilidad neta de **\$18'372,502**.

6.1.5. ANALISIS ECONOMICO

6.1.5.1. RETORNO SOBRE LA INVERSION

- Antes de Impuesto

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades antes de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de **36.45%**, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto

- Después del Impuesto.

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades después de impuestos y de la inversión total.

El retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de **23.51%**, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice).

6.1.5.2. TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

Es el tiempo expresado en años, en que se recupera la inversión de capital fijo, operando solo un turno de 8 horas.

El tiempo de repago antes de impuestos es de **1.18157** y después de impuestos es de **2.2407 años**.

6.1.6. PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio ocurre cuando el costo de producto total anual iguala a las ventas anuales totales. El costo total de producto es igual a la suma de los costos fijos (costos fijos de fabricación, costos indirectos de fabricación y VAI) y los costos directos de fabricación para **n** unidades al año. Las ventas anuales totales es el producto del número de unidades por el precio de venta por unidad. El punto de equilibrio es **23.5318%**.

Tabla 6.3: Estado de Pérdidas y Ganancias.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS		
Producción anual	21'000,000	gal
Precio de venta por unidad	1.8	\$/gal
Ingreso neto de ventas anuales	38'010,000	\$
Costo total de fabricación (producción)	14'125,747	\$
Utilidad Bruta	23'884,253	\$
Impuesto a la renta (30 %)	5'511,751	\$
Utilidad neta	18'372,502	\$
Ingreso neto de ventas anuales = Producción anual * Precio de venta unitario		
Utilidad Bruta = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación		
Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta.		

Elaboración: Propia, 2015.

Tabla 6.4: Análisis Económico.

VALORES CALCULADOS	VALOR	ACEPTABLE
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	36.45 %	> 35 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	23.51%	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	1.8157	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuestos	2.2407	
e. Punto de equilibrio	23.5318%	< 50%

Elaboración: Propia, 2015.

VII. CONCLUSIONES

De análisis de mercado

Con los datos del “Plan Energético Nacional 2014-2015”, documento de trabajo elaborado por el Ministerio de Energía y Minas se determinó que en base al uso obligatorio de 5% (v/v) de biodiesel 100 en el diésel B5, que la demanda proyectada para el 2025 será de 7.015 MBD de biodiesel. Por razones de economía de escala la futura planta tendrá una capacidad de 1.5 MBD. La ubicación más adecuada es el Puerto Eten, en terrenos eriazos cercanos al mar y cercano a la planta de almacenamiento de combustibles de Petroperú.

De análisis técnico

Se seleccionaron las mejores tecnologías que aseguren un bajo costo de producción de biodiesel. La reproducción de biomasa y acumulación de aceite en las microalgas se hará un sistema dual de fotobiorreactores y estanques abiertos. La extracción de aceite se hará en húmedo y la reacción de transesterificación se hará con catálisis heterogénea. En esta última etapa se evitará los lavados del biodiesel y glicerina lo cual permitirá una menor contaminación.

De análisis financiero

Se evaluó la factibilidad financiera y se hizo un análisis económico. La inversión alcanza un valor de 52'763,422 dólares. El costo de producción es de 0.6727 dólares el galón. Considerando un precio de venta de 1.81 dólares por galón (precio ex – fábrica) se obtuvo una tasa interna de retorno sobre la inversión después de impuestos de 23.512%, un periodo de recuperación del dinero de 2.24 años, y un punto de equilibrio de 23.53%. En el análisis económico no se ha considerado la venta de glicerina de alta pureza.

De análisis ambiental

El impacto ambiental es muy bajo. El agua que se separa en la etapa de extracción de aceite es reciclada. Los efluentes líquidos de la etapa de reacción serán tratados antes de su disposición.

VIII. RECOMENDACIONES

- ✍ Instalar la planta de biodiesel a partir microalgas marinas.
- ✍ Re-evaluar la economía considerando la venta de glicerina de alta pureza.
- ✍ Estar al tanto de nuevos catalizadores con mayor rendimiento, estabilidad y selectividad; con capacidad de convertir ácidos grasos libres en biodiesel.

IX. BIBLIOGRAFIA

- **ACIÉN, F.G.; FERNÁNDEZ, J.M.; SÁNCHEZ, J.A.; MOLINA, E.; CHISTI, Y. 2001.** Airlift-driven external-loop tubular photobioreactors for outdoor production of microalgae: Assessment of design and performance. *Chem. Eng. Sci.*, 56, 2721–2732.
- **Michel Bloch – AXENS. 2006.** Improved glycerin quality via solid catalyst transesterification technology: The Esterfig-H-Process. Bio-Oil International Conference, Vigo.
- **BARRA GALARRAGA, R.F. 2010.** Diseño de un fotobioreactor industrial para cultivo de spirulina (*Arthrospira platensis*). Tesis pregrado. Escuela Superior Politécnica del Litoral. Guayaquil, Ecuador. Pag. 9.
- **BIODIESEL Magazine. 2010.** The Bigger, the Better?. The World of Biodiesel at Your Fingertips.
- **BIODIESEL Magazine, July 16, 2014.** Innovative catalysts open new opportunities in biodiesel market. By Willian Summers.
- **BOZBAS, K. 2008.** Biodiesel as an alternative motor fuel: production and policies in the European Union. Renewable and Sustainable. *Energy Reviews*. 12: 542–52.
- **BRENAN, M., OWENDE, P. 2010.** Biofuels from microalgae – A review of technologies for production, processing, and extracción of biofuels and co-products. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14, 557-577.
- **CapitalEnergy. 31.07.2015.** Selected Biodiesel Producers. Biodiesel science and technology. <http://capitalenergy.biz/?p=5761>.
- **CERRATE S, YAN F, WANG Z, COTO C, SACAKLI P, WALDROUPAND P W. 2006.** Evaluation of glycerine from biodiesel production as a feed ingredient for broilers International Journal of Poultry Science 5: 1001-1007.

- **CHISTI, Y. 2007.** Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances*. 25(3): 294-306.
- **CHIU S-Y, KAO C-Y, TSAI M-T, ONG S-C, CHEN C-H, LIN C-S. 2009.** Lipid accumulation and CO₂ utilization of *Nanochloropsis oculata* in response to CO₂ aeration. *Bioresource Technology*. 100(2):833–8.
- **CUNZA ROCA H. 2013.** Uso de Biocombustibles en el Perú y Control de Calidad por OSINERGMIN. Lima, Perú.
- **FAO. 2014.** Análisis de Costos de Producción de biocombustibles en Perú: una dimensión social. <http://www.fao.org/docrep/013/i1712s/i1712s06.pdf>.
- **FELBY, CLAUS. 2010.** Algae biomass for bioenergy in Denmark. Biological/Technical Challenges and Opportunities. Department of Biology, SCIENCE. University of Copenhagen.
- **FIRTH, BEN. 2014.** Biodiesel production in fixed-bed monolithic reactors. Thesis doctor. University of Bath.
- **FRANCO, M.C. 2013.** Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites vegetales en condiciones súper-críticas. Tesis maestría. Universidad Politécnica de Cataluña, Barcelona.
- **GARIBAY H., VASQUEZ D., SANCHEZ S., SERRANO C., MARTINEZ J. 2009.** Biodiesel a partir de microalgas. *BioTecnología*, Vol. 13, N°3. Instituto de Biotecnología, Universidad Nacional Autónoma de México.
- **GONZALES, A., KAFAROV, V., GUZMAN, A. 2009.** Desarrollo de métodos de extracción de aceite en la cadena de producción de biodiesel a partir de microalgas. *Prospectiva*. 7(2), 53-60. Ed. Universidad Autónoma del Caribe. Colombia.
- **GROBBELAAR, J.U. 2004.** Algal nutrition. In: Richmond A, editor. Handbook of microalgal culture: biotechnology and applied phycology. Blackwell; p. 97–115.

- **GUERRERO BARRANTES M. 2008.** Las Algas como fuente de Producción de Biocombustibles. III Seminario Latinoamericano y del Caribe de Biocombustibles. Instituto Tecnológico Costa Rica.
- **HERNANDEZ, A.G., et al. 2009.** Biodiesel a partir de microalgas. *Biotecnología y Bioingeniería*, 13, 38-61.
- **HUNTLEY, M.E.; & REDAJE, D.G. 2006.** CO₂ mitigation and renewable oil from photosynthetic microbes: a new appraisal. *Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change*. Springer.
- **IDAE – Instituto para la Diversificación y Ahorro de Energía. 2014.** Factores de emisión de CO₂ y coeficientes de paso a energía primaria de diferentes fuentes de energía final consumidas en el sector edificios en España. Ministerio de Industria, Energía y Turismo, Gobierno de España.
- **IICA & ARPEL. 2009.** Manual de Biocombustibles. ARPEL ICA#6-2009. Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA) - Costa Rica. Asociación Regional de Empresas de Petróleo y Gas Natural de América Latina y el Caribe (ARPEL) – Uruguay.
- **INTA. 2008.** Compendio de la producción de bioenergía a partir de las algas. N° Coc IIR-BC-INF-06-08. Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria - INTA, Argentina.
- **JONES, C.W.; LIVELY, R.; KAWAJIRI, Y.; KOROS, W.J.; REALFF, M.; SHOLL, D.S. 2014.** Rapid Temperature Swing Adsorption using Polymer/Supported Amine Composite Hollow Fibers. Georgia Institute of Technology.
- **KHAN, M.O. 1984.** Basic Practices in Compressors Selection. International Compressor Engineering Conference. Purdue University. School of Mechanical Engineering.
- **KUMAR, P.; SRIVASTAVA, V. C. & JHA, M.K. 2015.** Synthesis of Biodiesel from Transesterification of Jatropha Oil with Methanol Using Double Metal Cyanide as Catalyst. *Journal of Clean Energy Technologies*, Vol. 5, No. 1,

- **LAMMERS P. J, KERR B. J, HONEYMAN M. S, STALDER K, DOZIER W A, WEBER T E, KIDD M T, BREGENDAHL K. 2008.** Nitrogen-corrected apparent metabolizable energy value of crude glycerol for laying hens. *Poultry Science* 87: 104-107.
- **LEE K.W., J.X. YU, J.H. MEI, L. YAN, Y.W. KIM, K.W. CHUNG, J. 2007.** A Kinetic Study on the Transesterification of Glyceryl Monooleate and Soybean Used Frying Oil to Biodiesel. *Ind. Eng. Chem.* 13 (5) 799.
- **LEE, R.E. 2008.** Ficología. Cambridge University Press.
- **LI, Q.; DU, W.; LIU, D. 2008.** Perspectives of microbial oils for biodiesel production. *Appl. Microbial Biotechnol.* 80:749-756.
- **LOHREY CHRISTIAN. 2012.** Biodiesel production from microalgae: co-location with sugar mills. Thesis. University of Idaho.
- **MALGAS. 2013.** Aplicaciones de las microalgas: estado de la técnica. Oportunidades empresariales alrededor de las microalgas en el litoral Cantábrico. Edición, AST Ingeniería S.L., España.
- **MA, F. AND HANNA, M.A.: 1999,** 'Biodiesel production: A review', *Bioresource Technology* 70, 1–15.
- **MATA, T., MARTINS, A., CAETANO, N. 2010.** Microalgae for biodiesel production and other applications: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 14, 217–232.
- **MERKEL T.C., LIN H., WEI X, BAKER R. 2010.** Power plant post-combustion carbón dioxide capture: An apportunigy for membranes. *J. Membr. Sci.*, 259, 126-139.
- **MINISTERIO DE ENERGIA Y MINAS. 2014.** Plan Energético Nacional 2014-2025. Documento de Trabajo.
- **MOLINA, E.; FERNÁNDEZ, J.; ACIÉN, F.G.; CHISTI, Y. 2001.** Tubular photobioreactor design for algal cultures. *J. Biotechnol.* 92, 113–131.

- **MOLINA-GRIMA, E. 2008.** Photobioreactor engineering and scale-up. Jornada Técnica Internacional: Producción y uso de las microalgas con fines energéticos. Madrid, 11 de noviembre de 2009.
- **OLIVARES, R.E. 2010.** Producción de aceite para usos industriales a partir de la microalga “Scenedesmus Obliquus”. Tesis de pregrado. Universidad de El Salvador. Escuela de Ingeniería Química.
- **OSINERGMIN. 2016.** Central termoeléctrica Planta Eten - Reserva Fría. Gerencia de Fiscalización Eléctrica. Unidad de Supervisión de Post Privatización USPP – Enero 2016.
https://www.osinergmin.gob.pe/seccion/centro_documental/electricidad
- **PACKER M. 2009.** Algal capture of carbon dioxide; biomass generation as a tool for greenhouse gas mitigation with reference to New Zealand energy strategy and policy. *Energy Policy*. 37(9):3428-3437.
- **PALMAS. 2012.** Importación de Biodiesel subsidiado pone en peligro US\$520 millones en inversiones. Cultivando Desarrollo, 27 enero del 2012.
- **PETROPERU. 2015.** Lista de precios de combustibles. Precios netos PetroPerú. Lista Comb-36-2015. Vigencia a partir del 30.09.2015.
- **PROACTIVO. 2014.** Cerro Verde construirá planta termoeléctrica en Lambayeque. Rebeca Ampudia Belling, Noticias.
- **RAJVANSHI, S. & SHARMA, M.P. 2012.** Microalgae: A Potential Source of Biodiesel. *Journal of Sustainable Bioenergy Systems*, 2, 49-59
- **RAMOS, E.C., SALAZAR, B.G., MENDEZ, S.G., & CURRAS, M.S. 2010.** *Maximization of Scenedesmus dimorphus lipid yield for the production of biodiesel*. Tesis para optar el título de Bachelor of Science. Universidad Politécnica de Puerto Rico.
- **RPP Noticias - Economía. 9 de abril 2014.** SIN: única planta de biodiesel peruana paraliza producción. Lima, Perú.
- **RUKMINASARI NITA. 2013.** Effect of Temperature and Nutrient Limitation on the Growth and Lipid Content of Three Selected Microalgae (*Dunaliella*

tertiolecta, *Nannochloropsis* sp. and *Scenedesmus* sp.) for Biodiesel Production. *International Journal of Marine Science*, 3(17), 135-144.

- **RYAN, C. 2009.** Cultivating clean energy. The promise of algae biofuels. This report was carried out from July 2008 to June 2009 for the Natural Resources Defense Council (NRDC).

- **SALAZAR PEREZ LUIS E. 2012.** Evaluación de métodos de extracción de aceite de microalgas para la producción de biodiesel. Tesis pregrado. Universidad de Piura.

- **SCHENK, P.M., et al. 2008.** Second generation biofuels: high-efficiency microalgae for biodiesel production. *Bioenerg Res* 1 (1): 20 – 43.

- **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. *Bioenergy Res.* 1 (1), 1939–1234

- **SHARMA, K.K., SCHUHMANN, H., & SCHENK, P.M. 2012.** High lipid induction in microalgae for biodiesel production. *Energies*, 13(5): 1532-1553. The University of Queensland, Australia.

- **SHEEHAN J, DUNAHAY T, BENEMANN J, ROESSLER P. 1998.** A look back at the U.S. Department of Energy's aquatic species program: biodiesel from algae. NREL/TP-580- 24190, National Renewable Energy Laboratory, USA; 81-253.

- **STEENEVELDT R., BERGER B., TORP T.A. 2006.** CO₂ capture and storage: closing the knowing – doing gap. *Chem. Eng. Res. Des.*, 84, 739-763.

- **SUMMERS WILLIAM. 2014.** Innovative catalysts open new opportunities in biodiesel market. *INFORM*, vol. 25(7), 416 – 420.

- **THOMAS WH, TORNABENE TG, WEISSMAN J. 1984.** Screening for lipid yielding microalgae: activities for 1983. SERI/STR-231-2207.

- **TORRES BADILLO R.; FLORES TOMALA D. 2011.** Control de procesos de energías renovables: Proceso de producción de biodiesel usando algas. Escuela Superior Politécnica del Litoral. Guayaquil, Ecuador.
- **TREDICI, M.R., RODOLFI, L., CHINI Z.G., BASSI, N., PADOVANI, G., BIONDI, N., BONINI, G. 2009.** Microalgae for oil: strain selection, induction of lipid synthesis and outdoor mass cultivation in a low-cost photobioreactor. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 102, No. 1, 100-112.
- **UGWU, C.U., AOYAGI, H., UCHIYAMA, H. 2007.** Photobioreactors for mass cultivation of algae. *Bioresourse Technology*, 99, pp- 4021-4028.
- **WANG, B.; LAN, C.Q.; HORSMAN, M. 2012.** Closed photobioreactors for production of microalgal biomasses. *Biotechnol. Adv.* 30, 904–912.
- **ZIJFFERS, J. W. F.; JANSSEN, M.; TRAMPER, J.; WIJFFELS, R. H. 2008.** Design process of an area-efficient photobioreactor. *Marine Biotechnol.* 10 (4), 404–415.

X. APENDICE

A. CÁLCULO DE LA DEMANDA PROYECTADA DE DIÉSEL

Datos:

Demanda anual en TJ: 209473

Días calendario: 365 días/año

Poder calorífico inferior del diésel 2: 41292.4 kJ/kg

Peso específico (60/60): 0.8597

Equivalente de galón: 3.785 litros

Equivalente de barril: 42 galones

Poder calorífico por galón:

$$41292.4 \text{ kJ/kg} \times 0.8597 \text{ L/kg} \times 3.785 \text{ L/gal} = 134364 \text{ kJ/gal}$$

Demanda en MBDC:

$$[209473 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 101.6958 \text{ MBDC}$$

Y así se sigue calculando para los otros valores:

$$[213248 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 103.5285 \text{ MBDC}$$

$$[214410 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 104.0926 \text{ MBDC}$$

$$[217638 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 105.6598 \text{ MBDC}$$

$$[220245 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 106.9254 \text{ MBDC}$$

$$[223412 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 108.4630 \text{ MBDC}$$

$$[225971 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 109.7053 \text{ MBDC}$$

$$[228535 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 110.9501 \text{ MBDC}$$

$$[230918 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 112.1070 \text{ MBDC}$$

$$[235283 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 114.2261 \text{ MBDC}$$

$$[239860 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 116.44482 \text{ MBDC}$$

$$[244464 / (134364 \times 365 \times 42)] \times 10^9 = 118.6834 \text{ MBDC}$$

B. CALCULO DE LA DEMANDA PROYECTADA DE BIODIESEL

Se considera el porcentaje actual: 5% en volumen

Por ejemplo:

Demanda de diésel año 2025: 140.3058 MBD

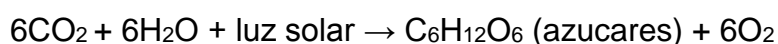
Demanda de biodiesel año 2025: $0.05 \times 140.3058 = 7.0153 \text{ MBD}$

C. BALANCE DE MASA

Según estudio de Grobbelaar (2004) la fórmula molecular de la biomasa de microalgas es aproximadamente:



Esta ecuación es similar a la ecuación de fotosíntesis de las microalgas:

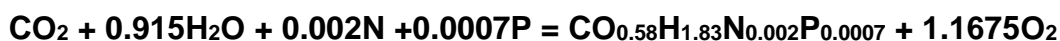


Dividiendo entre 6, se obtiene:



Los azúcares formados por la fotosíntesis son convertidos a todos los otros componentes celulares (lípidos, carbohidratos, y proteínas) que constituyen la biomasa.

Realizando el balance de masa de la reacción principal en kilogramos:



$$44 \text{ kg} + 16.47 \text{ kg} + 0.028 \text{ kg} + 0.0217 \text{ kg} = 23.1597 \text{ kg} + 37.36 \text{ kg}$$

Entonces por cada kg de biomasa se consume teóricamente:

$$\text{CO}_2: 44/23.1597 = 1.899 \text{ kg}^*$$

$$\text{H}_2\text{O}: 16.47/23.1597 = 0.711 \text{ kg}$$

$$\text{N}: 0.028/23.1597 = 0.001209 \text{ kg}$$

$$\text{P}: 0.0217/23.1597 = 0.0009367 \text{ kg}$$

Oxígeno producido por kg de biomasa:

$$\text{O}_2: 37.36/23.1597 = 1.613 \text{ kg}$$

*Este valor es cercano al 1.86 kg de CO₂/kg de biomasa seca encontrado por diversos autores. La demanda estequiométrica de CO₂: 1.7 kg de CO₂/kg de biomasa seca – Packer, 2009. Demanda real de CO₂: 1.83 kg de CO₂/kg de biomasa seca – Mata, T., et al, 2010. Concentración recomendable de CO₂: 2% (v/v) – Chiu et al. (2009). Por lo tanto se considera un valor aceptable.

El N y el P se abastecen como KNO_3 y Na_3PO_4 respectivamente.

% de N en el KNO_3 : $[14/(19+14+48)]*100 = 17.28\%$

% de P en el Na_3PO_4 : $[31/(69+31+64)*100] = 18.90\%$

Entonces cantidad de **nitratos y fosfato alimentado por kg de biomasa:**

Nitratos: $0.001209 / 0.1728 = 0.007$ kg, es decir 0.7% **

Fosfatos: $0.0009367 / 0.1890 = 0.004956$ kg, es decir 0.4956 %**

**Estos valores calculados son cercanos a los valores hallados por Lohrey (2012) en su tesis de maestría "Producción de biodiesel de microalgas: Anexado a un ingenio azucarero", que indica en la pagina 60:

Requerimiento de fertilizantes:

Fosfatos: 0.6% respecto a peso seco de algas.

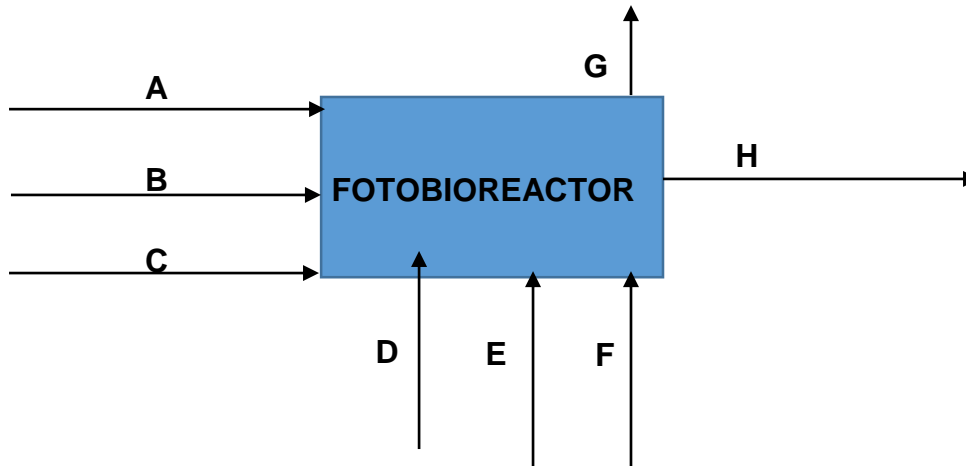
Nitratos: 0.8% respecto a peso seco de algas.

Hallado: <http://etd.lsu.edu/docs/available/etd-07132012-102910/unrestricted/LohreyThesis.pdf>

Consideraciones para el cálculo del balance de masa:

- Se va trabajar con los valores hallados en la Ecuación anterior.
- Se va utilizar exceso de CO_2 (20%) porque todo no se asimila.
- Se va utilizar exceso de nutrientes (10%) porque todo no se asimila.
- El 70% de nutrientes y CO_2 se utiliza en fotobiorreactores.
- El 30% de nutrientes y CO_2 se utiliza en los reactores de estanque.
- Ingreso de microalgas al fotobiorreactor: 0.02%
- Salida de microalgas del fotobiorreactor: 6%
- Salida de microalgas del estanque abierto: 8%
- Producción todos los días del año: 365 días.
- Rendimiento de extracción de aceite: 90%

Balance en cada fotobiorreactor:



ENTRADAS:

A: Ingreso de algas (base seca) – **inóculo:** 37.5547 kg/h

B: Ingreso de agua, inoculo es 0.02%: $37.5547 / (0.0002) = 187773.5$ kg/hr de agua de mar

Salida de algas en **H**, 6% del total de agua: $0.06 \times 187773.5 = 11266.41$ kg/hr

C: Ingreso de CO₂: $1.899 \times 1.2 \times (11266.41 - 37.5547) = 25588.3155$ kg/hr

D: Ingreso de nitratos: $0.007 \times 1.2 \times (11266.41 - 37.5547) = 94.3224$ kg/hr

E: Ingreso de fosfatos: $0.004956 \times 1.2 \times (11266.41 - 37.5547) = 66.7802$ kg/hr

F: Aire de dilución CO₂, 50% mol:

$$[(17911.8208/44)/0.5] \times 0.5 \times 29 = 16865.0261 \text{ kg/hr}$$

Total entrada: $A + B + C + D + E + F = 230425.4989$ kg/hr

Consumos:

Consumo de CO₂: $1.899 \times (11266.41 - 37.5547) = 21323.5962$ kg/hr

Consumo de nitratos: $0.007 \times (11266.41 - 37.5547) = 78.602$ kg/hr

Consumo de fosfatos: $0.004956 \times (11266.41 - 37.5547) = 55.6502$ kg/hr

Consumo de agua: $0.711 \times (11266.41 - 37.5547) = 7984.839 \text{ kg/hr}$

Producciones:

Algas: $11266.41 - 37.5547 = 11228.8553$

Oxígeno: $1.613 \times (11266.41 - 37.5547) = 18112.1436 \text{ kg/hr}$

SALIDAS:

G: El CO₂ usado en exceso, el aire de dilución y el oxígeno formado

Exceso de CO₂: $25588.3155 - 21323.5962 = 4264.7192 \text{ kg/hr}$

Aire de dilución: 16865.0261 kg/hr

Oxígeno formado: 18112.1436 kg/hr

G: $4264.7192 + 16865.0261 + 18112.1436 = 39241.8889 \text{ kg/hr}$

H: Sale las algas formadas, agua, nitratos y fosfatos no consumidos y algo de CO₂ diluido en el agua:

Agua en H: $187773.5 - 7984.839 = 179788.661 \text{ kg/hr}$

Algas en H: 11266.41 kg/hr

Nitratos en H: $94.3224 - 78.602 = 15.7204 \text{ kg/hr}$

Fosfatos en H: $66.7802 - 55.6502 = 11.13 \text{ kg/hr}$

Subtotal: $191081.9214 \text{ kg/hr}$

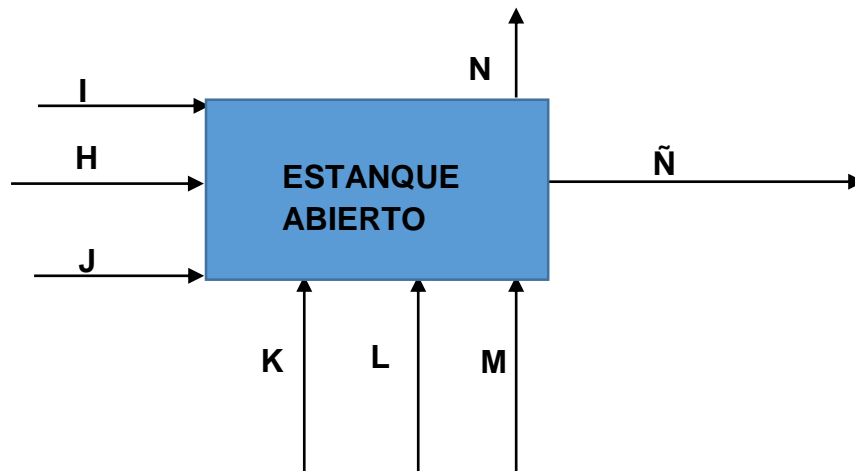
La sumatoria de G + H = $39241.8889 + 191081.9214 = 230323.8103 \text{ kg/hr}$

La diferencia con las entradas: $230425.4989 - 230323.8103 = 101.6886 \text{ kg/hr}$

Esta diferencia se asume que CO₂ disuelto que va la siguiente etapa en H.

H: $179788.661 + 11266.41 + 15.7204 + 11.13 + 101.6886 = 191183.61 \text{ kg/hr}$

BALANCE EN ESTANQUE ABIERTO



Entradas

I: Agua perdida en la etapa anterior: 7984.839 kg/hr

Algas en Ñ: $0.08 \times 187773.5 = 15021.88$ kg/hr

J: Ingreso de CO₂: con 20% de exceso, menos el CO₂ retenido

$$1.899 \times 1.20 \times (15021.88 - 11266.41) - 101.6885 = 8456.2765 \text{ kg/hr}$$

K: Nitratos alimentados, 20% exceso, menos nitrato de H

$$0.007 \times 1.20 \times (15021.88 - 11266.41) - 15.7204 = 15.8256 \text{ kg/hr}$$

L: Fosfatos alimentados, 20% exceso, menos fosfatos de H

$$0.004956 \times 1.20 \times (15021.88 - 11266.41) - 11.13 = 11.2045 \text{ kg/hr}$$

M: Aire de dilución del CO₂, 50% mol

$$[(8456.2765/44)/0.5] \times 0.5 \times 29 = 5573.455 \text{ kg/hr}$$

Salidas

Consumo de CO₂: $1.899 \times (15021.88 - 11266.41) = 7131.6375$ kg/hr

Consumo de nitratos: $0.007 \times (15021.88 - 11266.41) = 26.2883$ kg/hr

Consumo de fosfatos: $0.004956 \times (15021.88 - 11266.41) = 18.6121$ kg/hr

Consumo de agua: $0.7111 \times (15021.88 - 11266.41) = 2670.5147$ kg/hr

Oxígeno producido: $1.613 \times (15021.88 - 11266.41) = 6057.5731$ kg/hr

Salida de CO₂: ingreso – consumo:

$$101.6885 + 8456.2765 - 7131.6375 = 1426.328 \text{ kg/hr}$$

N: Salen el oxígeno producido, exceso de CO₂ y aire de dilución

N: $1426.328 + 5573.455 + 6057.5731 = 13057.3561 \text{ kg/hr}$

Ñ: Sale el agua, algas formadas, fosfatos y nitratos no consumidos, el balance se completa con CO_2 diluido.

Agua que sale en Ñ: $179788.661 + 7984.839 - 2670.5147 = 185102.9853 \text{ kg/hr}$

Algas que salen en Ñ: 15021.88 kg/hr

Nitratos que salen en Ñ: $15.8256 + 15.7204 - 26.2883 = 5.2577 \text{ kg/hr}$

Fosfatos que salen en Ñ: $11.2045 + 11.13 - 18.6121 = 3.7224 \text{ kg/hr}$

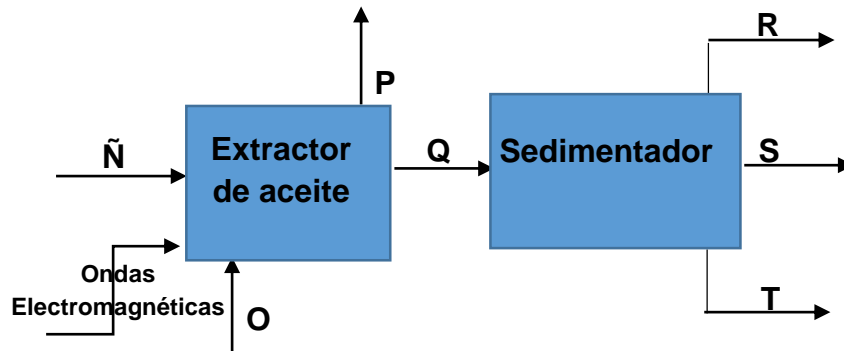
Ñ: $185102.9853 + 15021.88 + 5.2577 + 3.7224 + 34.0091 = 201167.8545 \text{ kg/hr}$

BALANCE EN EL EXTRACTOR DE ACEITE Y SEDIMENTADOR

Eficiencia de extracción: 97%

CO_2 para regular el pH: $0.1 \text{ kg CO}_2/\text{kg}$ de alga b.s.

Contenido de aceite en las algas: 66% b.s. (se obtiene hasta 70 – 72%).



Ingreso de Ñ:

Algas enteras: 15021.88 kg/hr

Agua: 185102.9853 kg/h

CO_2 : 34.0091 kg/h

Nitratos: 5.2577 kg/h

Fosfatos: 3.7224 kg/h

Corriente O: Dióxido de carbono

Requerido: $0.1 * 15021.88 = 1502.188 \text{ kg/hr}$

Alimentado: $1502.188 - 34.0091 = 1468.1789 \text{ kg/h}$ de CO_2

Corriente P: sale todo el CO₂

Corriente P: 1502.188 kg/h

Corriente Q:

Aceite recuperado: $15021.88 \times 0.66 \times 0.97 = 9617.0$ kg/h

Algas rotas (b.s): $15021.88 - 9617.0 = 5404.88$ kg/h (incluye aceite sin recuperar)

El resto de componentes sigue igual:

Agua: 185102.9853 kg/h

Nitratos: 5.2577 kg/h

Fosfatos: 3.7224 kg/h

Corriente R: Todo el aceite extraído y que flota en el sedimentador

R = 9617.0 kg/h

Corriente T: Se considera las algas rotas las cuales tienen un contenido de agua de 85%.

Algas rotas: 5404.88 kg/h

Agua: $(5404.88 / 0.15) \times 0.85 = 36032.53$ kg/h

Corriente S: es el agua libre más el contenido de sales disueltas

Agua: $185102.9853 - 36032.53 = 149070.4553$ kg/h

Nitratos: 5.2577 kg/h

Fosfatos: 3.7224 kg/h

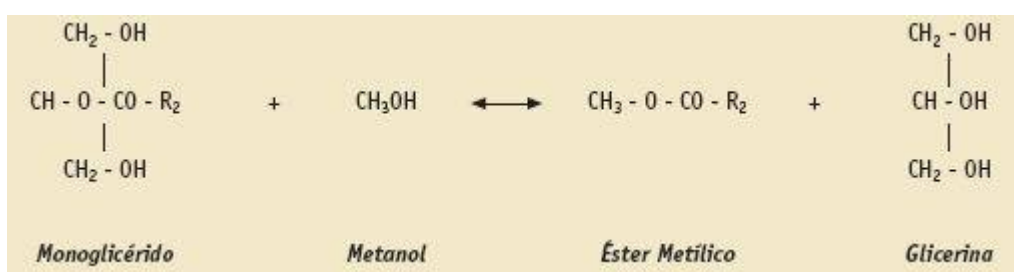
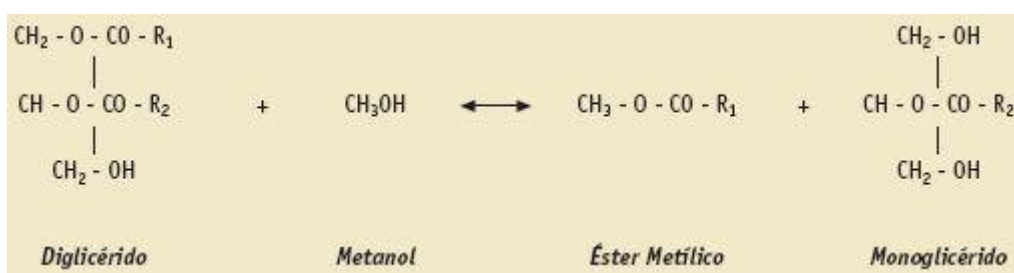
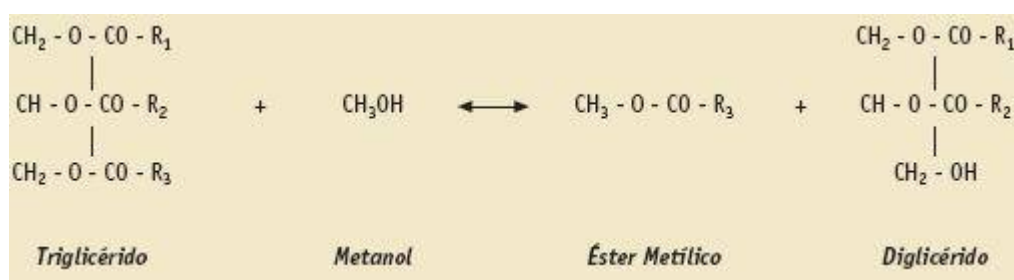
BALANCE EN EL REACTOR DE TRANSESTERIFICACION

Del aceite recuperado, El contenido de ácidos grasos libres varía entre 5 a 30%. En este proyecto se considera 15% se considera como ácidos grasos libres:

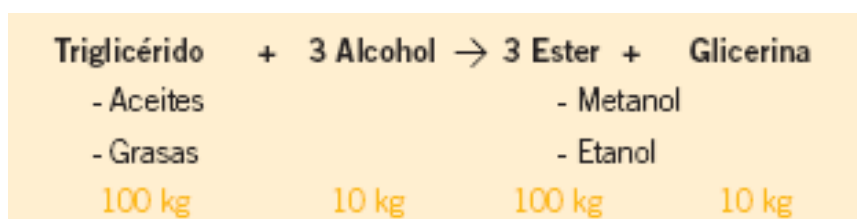
Aceite: $9617.0 \times 0.15 = 1442.55$ kg/h

Ácidos grasos libres: $9617 - 8174.45 = 1442.55$ kg/h

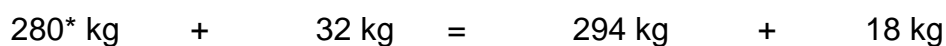
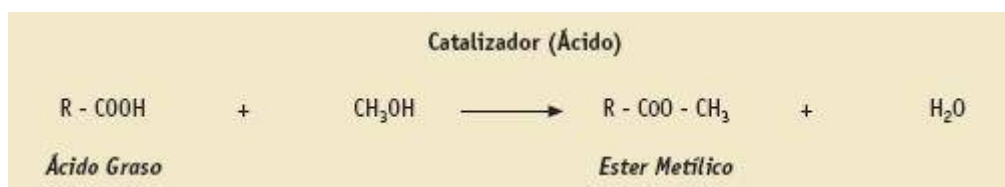
Reacciones:



Dada la complejidad de la reacción se considera la siguiente reacción generalizada:



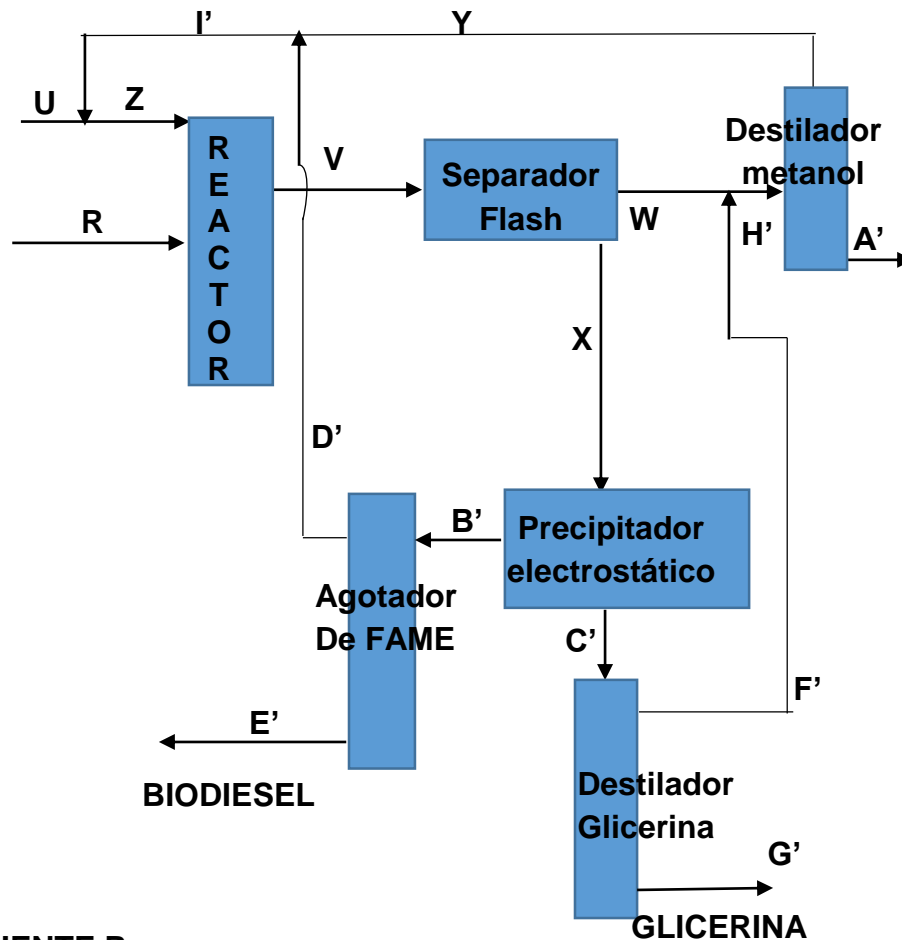
Además, los ácidos grasos libres también reaccionan formando biodiesel y agua, según la reacción:



*peso molecular promedio de los ácidos grasos en el aceite de microalgas.

Metanol utilizado: 6 a 10 moles en lugar de moles estequiométrico. En masa se va a trabajar con 3 veces la masa requerida.

Conversión en el reactor: 98.5%



CORRIENTE R:

Aceite: 8174.45 kg/h

Ácidos grasos libres: 1442.55 kg/h

CORRIENTE Z:

Se necesita 10 kg de metanol por 100 kg de aceite, pero se va emplear 30 kg

Z: $8174.45 \times (30/100) = 2452.335$ kg/h de metanol

CORRIENTE V:

Primera reacción:

Biodiesel: $8174.45 \times 0.995 \times (100/100) = 8133.577$ kg/h

Glicerina: $8174.45 \times 0.995 \times (10/100) = 813.357$ kg/h

Consumo de metanol: $8174.45 \times 0.995 \times (10/100) = 813.3577$ kg/h

Segunda reacción:

Biodiesel: $1442.55 \times 0.995 \times (294/280) = 1507.104$ kg/hr

$$\text{Agua: } 1442.55 \times 0.995 \times (18/280) = 92.272 \text{ kg}$$

$$\text{Consumo de metanol: } 1442.55 \times 0.995 \times (32/280) = 164.038 \text{ kg/h}$$

Resumen de corriente V:

$$\text{Biodiesel: } 8133.577 + 1507.104 = 9640.681 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Glicerina: } 813.357 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua: } 92.272 \text{ kg/h}$$

$$\text{Metanol: } 2452.335 - (813.3577 + 164.038) = 1474.939 \text{ kg/h}$$

$$\text{Aceite: } 8174.45 - 8133.577 = 40.873 \text{ kg/h}$$

$$\text{Ácidos grasos libres: } 1442.55 \times 0.005 = 7.213 \text{ kg/h}$$

$$\text{Total: } 12069.335 \text{ kg/h}$$

BALANCE EN EL SEPARADOR FLASH

Datos técnicos: en X va la glicerina y el biodiesel. La glicerina arrastra entre 3 a 4% de volátiles y 1 a 2 % de agua. Para el proyecto se considera 4% de metanol y 2 % de agua. El separador flash recupera 99.9% de biodiesel y 99.8% de glicerina.

CORRIENTE X:

$$\text{Glicerina: } 0.998 \times 813.357 = 811.730 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Biodiesel: } 0.999 \times 9640.681 = 9631.040 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Aceite: } 0.999 \times 40.873 = 40.832 \text{ kg/h}$$

$$\text{Ácidos grasos libres: } 0.999 \times 7.213 = 7.205 \text{ kg/h}$$

$$\text{Metanol: } 805.223 \times 0.04 = 32.208 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua: } 805.223 \times 0.02 = 16.104 \text{ kg/h}$$

CORRIENTE W:

$$\text{Glicerina: } 813.357 - 811.730 = 1.627 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Biodiesel: } 9640.681 - 9631.040 = 9.641 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Aceite: } 40.873 - 40.832 = 0.041 \text{ kg/h}$$

$$\text{Ácidos grasos libres: } 7.213 - 7.205 = 0.008 \text{ kg/h}$$

$$\text{Metanol: } 1474.939 - 32.208 = 1442.731 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua: } 92.272 - 16.104 = 76.168 \text{ kg/h}$$

BALANCE EN EL PRECIPITADOR ELECTROSTATICO

La glicerina se aglomera y precipita separándose del biodiesel

El biodiesel arrastra 15% de metanol y el resto sale con la glicerina. No arrastra agua.

La glicerina arrastra 0.01% de biodiesel, AGL y aceite.

CORRIENTE B':

Glicerina: $0.001 \times 811.730 = 0.812 \text{ kg/hr}$

Biodiesel: $0.9999 \times 9631.040 = 9630.077 \text{ kg/hr}$

Aceite: $0.9999 \times 40.832 = 40.828 \text{ kg/h}$

Ácidos grasos libres: $0.9999 \times 7.205 = 7.204 \text{ kg/h}$

Metanol: $0.15 \times 32.208 = 4.831 \text{ kg/hr}$

CORRIENTE C': Por diferencia

Glicerina: $811.730 - 0.812 = 810.918 \text{ kg/hr}$

Biodiesel: $9631.040 - 9630.077 = 0.963 \text{ kg/hr}$

Aceite: $40.832 - 40.828 = 0.004 \text{ kg/h}$

Ácidos grasos libres: $7.205 - 7.204 = 0.001 \text{ kg/h}$

Metanol: $32.208 - 4.831 = 27.377 \text{ kg/hr}$

Agua: 16.104 kg/h

BALANCE EN EL AGOTADOR DE BIODIESEL

Esta columna separa todo el metanol presente en la corriente B' se recicla como corriente D'

CORRIENTE E' – Producto final

Glicerina: 0.812 kg/hr

Biodiesel: 9630.077 kg/hr

Aceite: 40.828 kg/h

Ácidos grasos libres: 7.204 kg/h

Total: 9678.921 kg/h

Composición del biodiesel:

Glicerina: 0.008%

Biodiesel: 99.495%

Aceite: 0.422%

Ácidos grasos libres: 0.074%

CUMPLE NORMA PERUANA

CORRIENTE D'

Se recupera todo el metanol presente en B' y se recicla

D': 4.831 kg/h

BALANCE EN DESTILADOR DE GLICERINA

Ingresar corriente C:

Glicerina: $811.730 - 0.812 = 810.918$ kg/hr

Biodiesel: $9631.040 - 9630.077 = 0.963$ kg/hr

Aceite: $40.832 - 40.828 = 0.004$ kg/h

Ácidos grasos libres: $7.205 - 7.204 = 0.001$ kg/h

Metanol: $32.208 - 4.831 = 27.377$ kg/hr

Agua: 16.104 kg/h

CORRIENTE G: sale el subproducto glicerina, todo el biodiesel, aceite y ácidos grasos libres. Libre de metanol y agua.

CORRIENTE G':

Glicerina: 810.918 kg/hr

Biodiesel: 0.963 kg/hr

Aceite: 0.004 kg/h

Ácidos grasos libres: 0.001 kg/h

CORRIENTE F':

Metanol: 27.377 kg/h

Agua: 16.104 kg/hr

CORRIENTE H': Suma de corriente W y F'

Glicerina: 1.627 kg/hr

Biodiesel: 9.641 kg/hr

Aceite: 0.041 kg/h

Ácidos grasos libres: 0.008 kg/h

Metanol: $1442.731 + 27.377 = 1469.108$ kg/hr

Agua: $76.168 + 16.104 = 92.272$ kg/h

CORRIENTE Y: se recupera el 99.9% del metanol

$$0.999 \times 1469.108 = 1467.639 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE A': toda la corriente H menos el metanol recuperado.

Glicerina: 1.627 kg/hr

Biodiesel: 9641 kg/hr

Aceite: 0.041 kg/h

Ácidos grasos libres: 0.008 kg/h

Metanol: $1469.108 - 1467.639 = 1.469 \text{ kg/hr}$

Agua: 92.272 kg/h

D. SELECCIÓN Y DISEÑO DE EQUIPOS DE PROCESO

1. EQUIPO PARA LA SEPARACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN

Tecnología tradicional: Absorción con aminas, generalmente monoetanolamina, con una eficiencia de cerca de 90% (Steenefeldt et al., 2006). Consumo de energía 330 – 340 KWh/ton CO₂. Costes de 40 a 100 dólares por tonelada de CO₂.

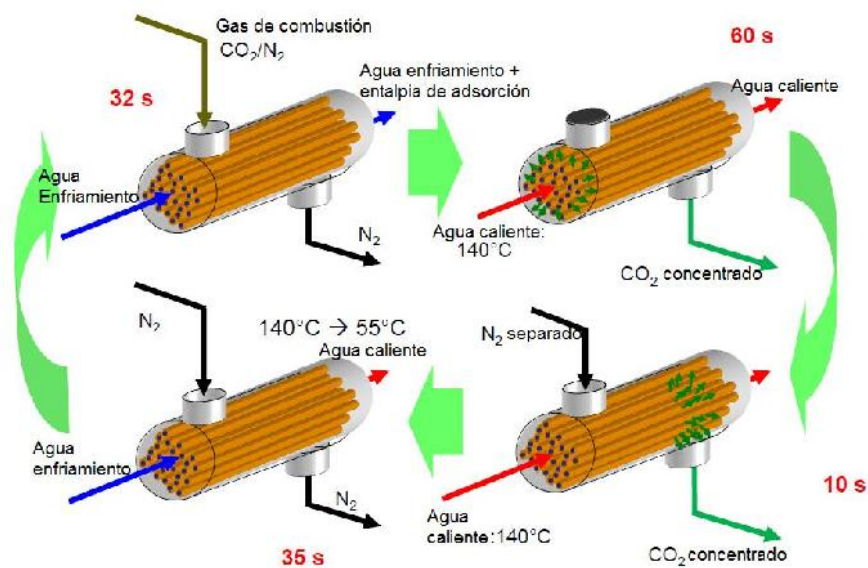
Tecnología de membranas: Consumo de energía de 70 – 75 kWh/ton CO₂ y costes de captura de cerca de 23 dólares por tonelada de CO₂ (Merkel et al., 2010). Recuperación 95% con pureza cercana a 96% (Jones et al., 2014). Con nueva tecnología propuesta se espera que el costo sea menor.

Equipo seleccionado: Adsorbedor cíclico rápido por cambio de temperatura basado en fibras huecas de polímero soportado con amina.

Datos técnicos: (Jones et al., 2014).

- Equipo semejante a intercambiador de calor de casco y tubo.
- Capacidad de adsorción: 4.68 moles CO₂ por kg de fibra.
- Pureza obtenida: 96% de CO₂ y 4% de agua.
- Tiempo del ciclo: 137 segundos.
 - Adsorción: 32 segundos.
 - Auto arrastre/calentamiento: 60 segundos.
 - Separación de Nitrógeno: 10 segundos.
 - Enfriamiento: 35 segundos.

- Requerimiento de vapor: 395°C, 168 psi, 0.0911 kWh/lb
- Presión de salida del CO₂ : 95 psi
- Fibras por modulo: 450 000 fibras = 450 kg de fibra
- Longitud de la fibra: 36 pulgadas
- Material de construcción: compuesto de polímero y sílice.
- Modo de funcionamiento: en la primera etapa de adsorción el CO₂ queda atrapado y se separa el nitrógeno con algo de dióxido de carbono. En la segunda etapa se calienta y se separa el dióxido de carbono adsorbido anteriormente, en la tercera etapa de vuelve a pasar el nitrógeno separado para adsorber algo de dióxido de carbono remanente. Finalmente se enfría y se retorna a la etapa de adsorción de dióxido de carbono. El ciclo se repite.



Cálculos del diseño

Flujo de CO₂ necesario:

Fotobiorreactor: 25588.31 kg/hr

Estanque abierto: 8456.2765 kg/hr

Extractor de aceite: 1468.17 kg/hr

Total: 35512.75 kg/hr = 807.108 kmol/hr

Número de ciclos por hora: $3600/137 = 26.277$ ciclos

Dióxido adsorbido por hora:

$26.277 \times 4.68 = 122.98$ moles/kg de fibra

Modulo consta de cuatro adsorbedores y 450 kg por modulo:

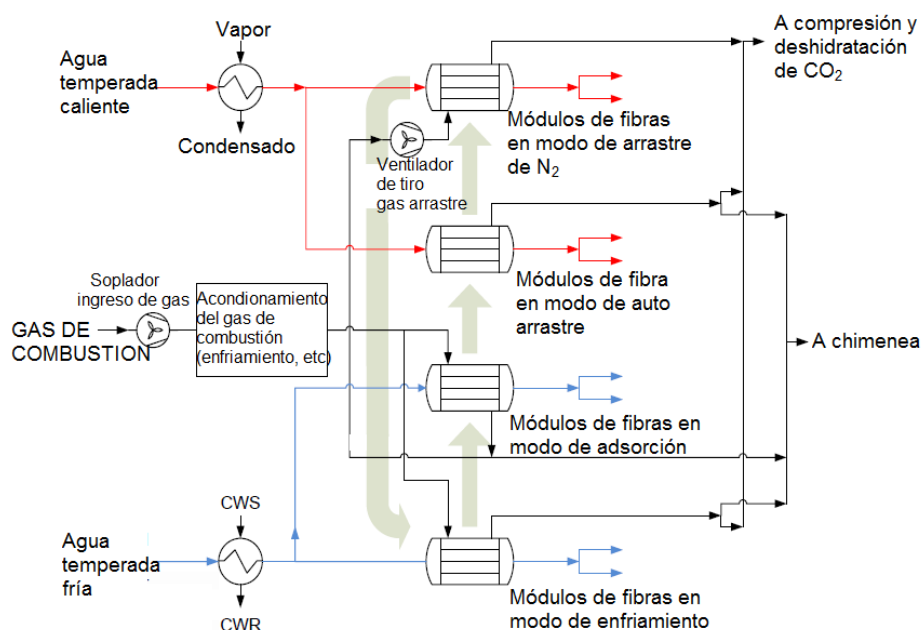
$$122.98 \times 450 = 55341 \text{ moles} = 55.341 \text{ kmol}$$

Número de módulos: $807.108/55.341 = 14.58$ módulos

Por seguridad se va a trabajar con 20% de sobrediseño:

$$14.58 \times 1.2 = 17.5 \text{ módulos}$$

Se considera 18 módulos. Cada módulo funcionará bajo el siguiente esquema:



El sistema incluye un:

Soplador para ingreso de gas:

Ingreso total de gases al sistema de adsorción:

Se considera para un cálculo abreviado 13% mol de CO₂ y 87% mol de nitrógeno.

Gases ingresados: $807.108/0.13 = 6208.52 \text{ kmol/hr}$

Flujo volumétrico: $V = nRT/P$

Flujo volumétrico: $152822.72 \text{ m}^3/\text{hr} = 89948.14 \text{ pie}^3/\text{min}$

Flujo por modulo: $89948.14/18 = 4997.12 \text{ pie}^3/\text{min}$

Fabricante Tuthill:

<http://www.tuthillvacuumblower.com/ProductCatalog/3124.pdf>

Tipo: soplador rotatorio de desplazamiento positivo

Serie: 55 con presión hasta 100 psi

Modelo: 1224

Capacidad nominal: 5333 pie³/min – suficiente.

Número de sopladores: 18

Potencia de cada soplador: 9.6 HP

Compresor para dióxido de carbono:

Presión de entrada: 100 psi = 6.8 atm

Presión de salida: 250 psi

Temperatura de salida: 55°C = 328 K

Flujo másico de dióxido de carbono: 807.108 kmol/hr

Flujo volumétrico: $(807.108 \times 0.08205 \times 328) / 6.8$

Flujo volumétrico: 3194.3 m³/hr = 1880.095 pie³/min

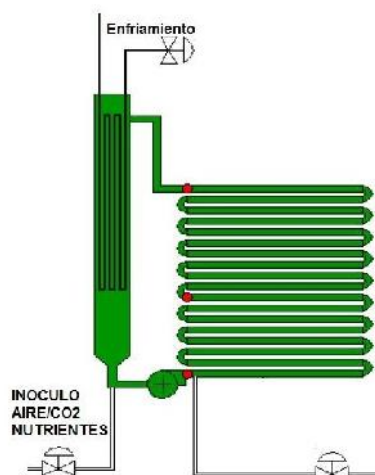
Según presión y flujo: compresora de tornillo rotativo (Klan, 1984).

Se selecciona el modelo ZR 55-750 del fabricante Atlas Copco, con capacidad nominal de 2120 pie³/min. Suficiente para el requerimiento. Potencia nominal 55 kW.

http://www.atlascopco.us/Images/2935%200438%2016_ZR-ZT55-90VSD-FF_EN_tcm795-1691250.pdf.

2. FOTOBIOREACTORES

Datos de diseño (Molina et al., 2001; Wang et al., 2010):



Según Molina, la velocidad del líquido en el interior del reactor no puede ser mayor que 0.5 m/s si se desea evitar daño celular y no puede ser menor que 0.35 m/s, pues de lo contrario el cultivo colapsa:

Flujo total: corriente H: 191183.839 kg/hr

Considerando que la mayor parte es agua (187773.5 kg/hr) se considera una densidad igual a 1000 kg/m³.

Por tanto:

Flujo volumétrico: 191.1838 m³/hr

Diámetro recomendable: 10 cm (Wang et al, 2010)

Velocidad de ensayo: 0.48 m/s

Flujo que se puede manejar en un fotobiorreactor:

$$(\pi D^2)/4 \times 0.48 = 0.00377 \text{ m}^3/\text{s} = 13.572 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Para una hora de operación se necesitará: $191.1838/13.572 = 14.08$

Haciendo la corrección: un cabezal con 14 salidas para 14 biorreactores

Flujo por cada biorreactor: $191.1838/14 = 13.65598 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.003793 \text{ m}^3/\text{s}$

Considerando diámetro fijo: 10 cm

Velocidad real: $v = 4 \times 0.003793/3.1416 \times 0.10^2 = \underline{\underline{0.4829 \text{ m/s}}}$

Velocidad aceptable

Longitud de cada fotobiorreactor:

Hasta el 2001: se recomendaba un fotobiorreactor de 1.5 a 2 m³

Se considera que para el año 2020 habrá rectores de 4 m³

Entonces la longitud de cada fotobiorreactor:

Diámetro: 10 cm = 0.10 m

Área transversal: $7.854 \times 10^{-3} \text{ m}^2$

Longitud total: $4/7.854 \times 10^{-3} = 509.3 \text{ m}$

Considerando un acomodo de 10 vueltas

Longitud de cada tramo: 50.93 m

Tiempo de retención total en los fotobiorreactores: 24 horas

Volumen total de reacción para 24 horas: $191.1838 \times 24 = 4588.41 \text{ m}^3$

Número total de fotobiorreactores para operación continua:

$$4588.41/4 = 1147.1$$

Se va a considerar 1148 fotobiorreactores

Se adiciona dos módulos de 14 es decir 28 para mantenimiento:

$$\text{Total de fotobiorreactores: } 1148 + 28 = 1176$$

Lo cual significa: $1176/14 = 84$ módulos de 14 fotobiorreactores cada uno

Área de exposición por cada fotobiorreactor:

$$(3.1416 \times 0.10) \times 509.3 = 160 \text{ m}^2$$

Relación área entre volumen:

$$160/4 = 40 \text{ m}^2/\text{m}^3 \quad \text{valor correcto según Schenk et al., 2008.}$$

Cada fotobiorreactor tendrá un sistema de dosificación controlada de nutrientes, incluyendo CO_2 .

Sistema de desgasificación y enfriamiento (Acién et al., 2001).

Columna de burbujeo: 3.5 m de altura y 0.4 m de diámetro

Material de construcción: polimetilmetacrilato, material muy refractivo (Zijffers, et al., 2008):

Iluminación: LED tipo Allngap II

Área ocupada por un módulo de 14 fotobiorreactores:

Un fotobiorreactor: $0.60 \text{ m} \times 53 \text{ m} = 31.8 \text{ m}^2$ (donde 0.60 m largo y ancho del sistema de enfriamiento y dosificación de cada fotobiorreactor).

$$\text{Para los 14 fotobiorreactores: } 14 \times 31.8 = 445.2 \text{ m}^2$$

$$\text{Espaciado entre cada fotobiorreactor: } 2 \times 53 \times 16 = 1696 \text{ m}^2$$

Total área de un módulo de 14 fotobiorreactores:

$$445.2 + 1696 = 2141.2 \text{ m}^2$$

Área de 84 módulos, considerando 10% entre cada módulo:

$$2141.2 \times 84 \times 1.10 = 223072 \text{ m}^2$$

Dimensiones: 430 x 519

3. ESTANQUES ABIERTO - RACEWAY

Se construye de cemento recubierto con membranas de PVC, 1-2 mm de espesor, resistente a UV.

Área de un estanque: 1000 a 5000 m^2 (Barra, 2010).

Dimensiones de estanque de 417 m^2 : 76 m x 5.5 m (Huntley & Redalje, 2006).

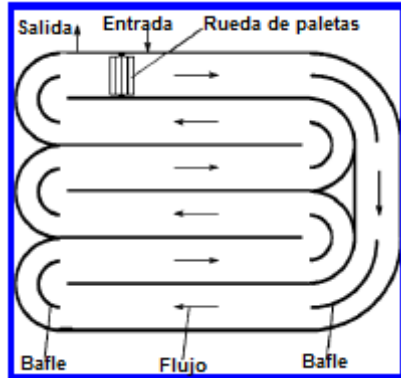
$$\text{Relación longitud/ancho: } 75 / 5.5 = 13.63$$

Para el proyecto se va a considerar 1000 m^2

Escalando según Huntley & Redalje:

Dimensiones:

Largo: 115 m
 Ancho: 8.696 m
 Altura: 15 cm
 Volumen: 150 m³



Relación longitud/ancho: $115/8.696 = 13.22$

Aceptable

Volumen total necesario para tres días de retención:

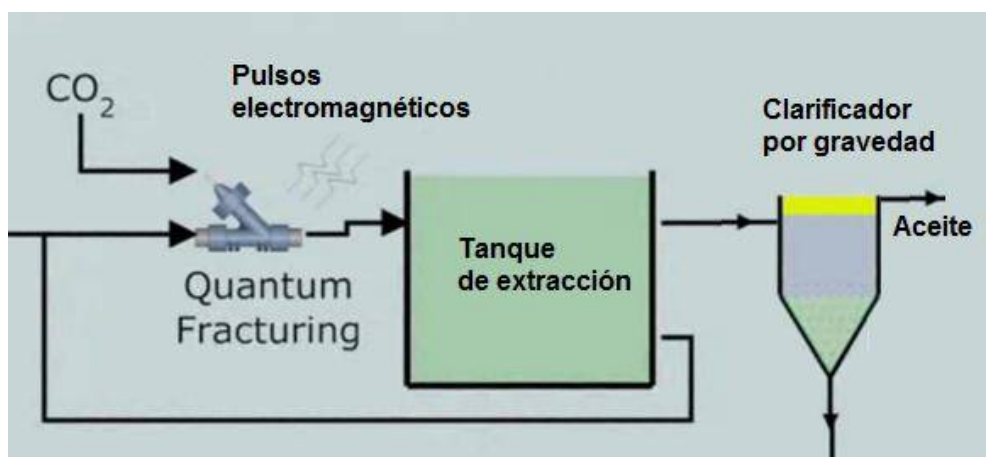
$$191.1838 \times 24 \times 3 = 4588.41 \text{ m}^3$$

Número de estanques abiertos (raceway):

$$4588.41/150 = 30.59$$

Se va considerar 35 estanques, de los cuales 4 se consideran en mantenimiento.

4. TANQUE DE EXTRACCION DE ACEITE



El sistema tiene tres componentes:

- Generador de pulsos electromagnéticos.
- Tanque de extracción.

- Clarificador por gravedad.

Todo el proceso tiene una duración máximo de 1 hora (OriginOil, 2010).

Se asume que el tanque de extracción tiene un tiempo de retención de 20 minutos y el clarificador por gravedad un tiempo de 40 minutos. El paso por el generador de pulsos electromagnéticos es instantáneo.

Generador de pulsos electromagnéticos



<http://www.amazing1.com/products/electromagnetic-emp-pulse-gun-gen-ii-downloadable-instructions.html>

Se va a considerar un generador de pulsos electromagnéticos, Generación II, conocido como generador Marx de 10 etapas. Las características son:

Diámetro interior: 21 cm

Diámetro externo: 30 cm

Longitud: 2.5 m

Voltaje de operación: 230 volt/50 Hz

Producción máxima: 160 kv, pulsos de 13 Joule en un tiempo de < 50 nanosegundos.

Construcción: cilindro de acero inoxidable coaxial

Capacidad por etapa: 10nf/20kV

Impedancia del sistema: 40 Ohms

Tanque de extracción:

Tiempo de retención: 20 minutos

Recirculación: 30% (valor supuesto).

Flujo de entrada: $1.3 \times 200167.85 = 260218.2$ kg/hr

Considerando una densidad igual al agua: 260.218 m³/hr

Volumen de trabajo necesario: $260.218 \times (20/60) = 86.739$ m³

Considerando un 20% adicional por espuma:

Volumen de tanque necesario: $86.739 \times 1.2 = 104.08 \text{ m}^3$

Tipo de tanque: cilíndrico

Dimensiones:

Diámetro: 4781 mm

Altura: 5791 mm

Clarificador por gravedad:

Tiempo de retención: 40 minutos

Flujo de entrada: 200133.84 kg/hr

Flujo volumétrico: $200.13384 \text{ m}^3/\text{hr}$

Volumen de trabajo: $200.13384 \times (40/60) = 133.422 \text{ m}^3$

Considerando 20% de volumen adicional

Volumen total de clarificación: $1.2 \times 133.422 \text{ m}^3 = 160 \text{ m}^3$

Se va considerar dos clarificadores de 80 m^3

Tipo de clarificador: cónico:

Dimensiones

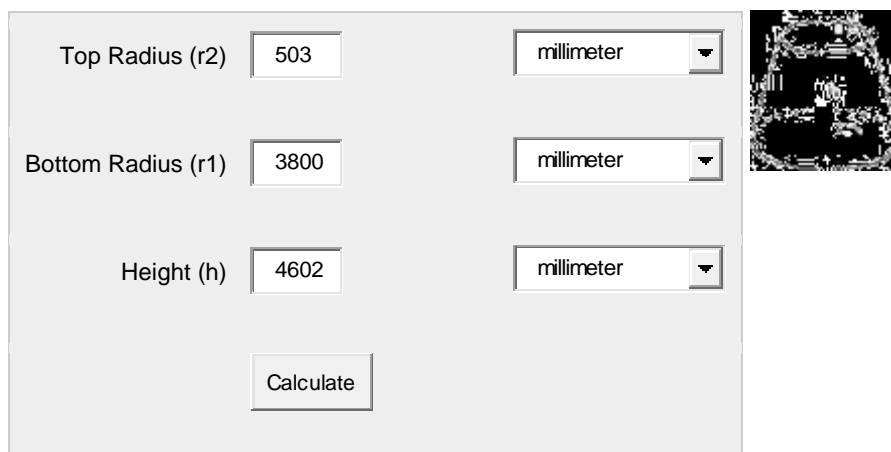
Diámetro superior: 3800 mm

Diámetro inferior: 503 mm

Altura total: 4602 mm

Material de construcción: acero inoxidable 304

Volumen = $\frac{1}{3} \times \pi \times 4602 \times (503^2 + 503 \times 3800 + 3800^2) = 80.0200 \text{ m}^3$



<http://www.calculator.net/volume-calculator.html?rconicalfrustumtopradius=503&rconicalfrustumtopradiusunit=millimeter&rconicalfrustumbottomradius=3800&rconicalfrustumbottomradiusunit=millimeter&rconicalfrustumheight=4602&rconicalfrustumheightunit=millimeter&conicalfrustum=Calculate#conicalfrustum>

5. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE

Flujo másico: 9617 kg/hr (Corriente R)

Densidad del aceite: 0.9228 kg/L (Olivares, 2010).

Flujo volumétrico: $9617/0.9228 = 10421.54$ litros/hr

Almacenamiento para tres horas:

Volumen de trabajo: $10.42154 \times 3 = 31.264 \text{ m}^3$

Volumen total: $1.15 \times 31.264 = 35.95 \text{ m}^3$

Se construirá un tanque de 40 m^3

Dimensiones

Diámetro: 3522 mm

Altura: 4106 mm

Material de construcción: acero inoxidable 304.

6. CALENTADOR DE ACEITE

La reacción es ligeramente exotérmica, por lo que va ser necesario calentar el aceite antes de ingresar para alcanzar los 190°C de operación del reactor. El ingreso de metanol regulará la temperatura con el calor de reacción.

Temperatura de entrada: 30°C

Temperatura de salida: 190°C

Flujo de entrada aceite: 9617.0 kg/hr (Corriente R)

Vapor calentamiento: 400 psig, 448°F (231.11°C) (Walas)

Utilizando programa Chemcad 6.1.3 – ver Anexo.

Calor necesario: 3.09812 MMBtu/hr

LMTD: 100.782

Vapor necesario: 1813.838 kg/hr

U calculado: $24.2781 \text{ Btu/hr.pie}^2.^\circ\text{F}$

Área de transferencia: 5390.52 pie^2

Tipo: intercambiador de casco y tubo

Tipo de casco: TEMA E, un paso

Tipo de cabezal: TEMA L, tubos fijos

Sección tubos:

Número de tubos: 1396

Numero de pasos: 1

Diámetro del tubo: $\frac{3}{4}$ pulg

Longitud del tubo: 20 pies

Arreglo: triangular, paso 15/16"

Sección casco:

Diámetro: 3.333 pies = 40 pulg.

Baffles:

Tipo: segmento simple

Espaciado en la entrada: 2.833 pies

Espaciado en el centro: 2 pies

Espaciado en la salida: 2.833 pies

Número de baffles: 8

Material de construcción:

Tubos: acero al carbono

Material del casco: A-285-C

Tubería de entrada y salida:

Lado tubo: entrada y salida: 6 pulg

Lado casco: entrada y salida: 6 pulg

7. REACTOR DE TRANSESTERIFICACION

Flujos:

Metanol: corriente Z = 2452.335 kg/hr

Aceite: corriente R = 9617.0 kg/hr

Total: 12069.335 kg/hr

Tipo de reactor: Lecho fijo, el catalizador esterifica simultáneamente ácidos grasos libres y transesterifica los triglicéridos en una sola etapa (Benefuel, <http://www.benefuel.net/technology.php>).

Tipo de catalizador: complejo de cianuro con dos metales, hierro y zinc.
Catalizador ácido sólido, hidrofóbico.

Catalizador es insensible a la presencia de agua hasta un máximo de 20%

<http://www.chemengonline.com/chementator-commercial-production-and-debut-of-a-new-solid-acid-catalyst-for-making-biodiesel/?printmode=1>

Catalizador comercial: Kumar, Srivastava & Jha, 2015.

Área superficial: 71-126 m²/g

Volumen de poros: 0.030 – 0.139 cm³/g

Densidad de sitios ácidos: 0.84 mmol/g

Reacción ligeramente exotérmica: -9.8 kJ/mol de biodiesel formado (Franco, 2013).

Reactor adiabático

Temperatura de operación: 190°C

Presión: 40 bar

Velocidad espacial basada en peso: WHSV = 0.4 a 0.6 hr⁻¹, se va a considerar 0.6 hr⁻¹ (Summers W., 2014).

Flujo: 12069.335 kg/hr

WHSV = 12069.335/peso catalizador = 0.6

Peso de catalizador: 12069.335/0.6 = 20115.56 kg

Densidad del catalizador: 5.8 kg/litro

Volumen de catalizador: 20115.56/5.8 = 3468. 2 litros

Espacio vacío: 45%

Volumen total lecho catalítico: 3468.2/0.55 = 6305.8 litros

Dimensiones del lecho catalítico: cilíndrico

Altura: 4004 mm

Diámetro: 1416 mm

Altura adicional del cilindro para ingreso, distribución y salida de reactantes y productos:

Entrada de metanol y aceite: 10 cm

Esferas de distribución: ver Figura adjunta

6" + 6" + 3" + 4" + 5" = 24" = 610 mm

Volumen total del cilindro (con distribución):

$[(3.1416 \times 1.416^2)/4] \times (4.004 + 0.610) = 7.266 \text{ m}^3$

Altura de los cabezales: 35 x 2 = 70 cm

Volumen de los cabezales:

<http://www.calculator.net/volume->

[calculator.html?ccapbaseradius=0.708&ccapbaseradiusunit=met](http://www.calculator.net/volume-calculator.html?ccapbaseradius=0.708&ccapbaseradiusunit=met)

er&ccapballradius=&ccapballradiusunit=meter&ccapheight=0.35

&ccapheightunit=meter&cap=Calculate#cap

Volumen de un cabezal: 298.03 litros

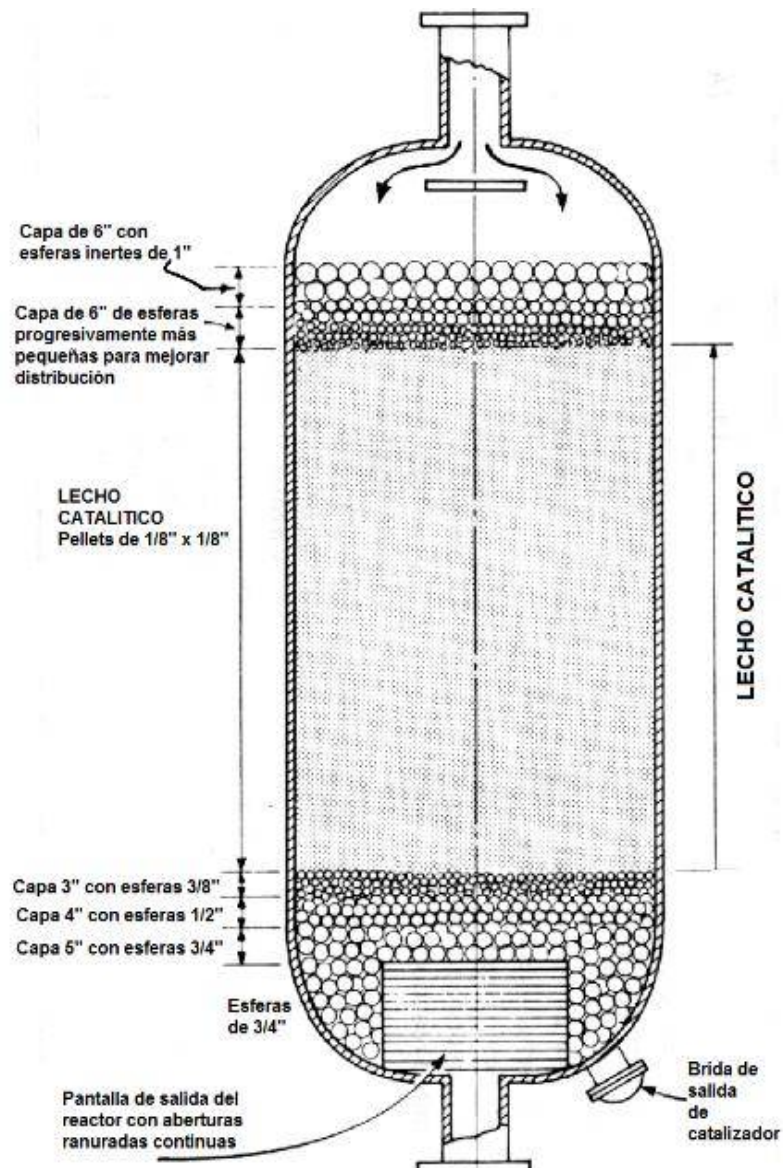
Volumen de los dos cabezales: $298.03 \times 2 = 596.06$ litros

Dimensiones finales del reactor:

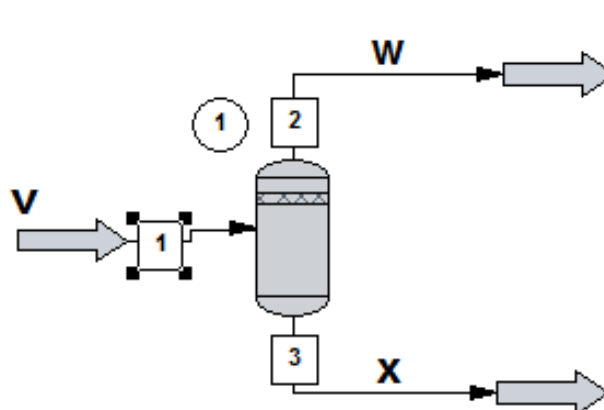
Diámetro: 1416 mm

Altura total (incluido cabezales): $4004 + 610 + 700 = 5314$ mm

Volumen total (lecho + cabezales) $7.266 + 0.596 = 7.862 \text{ m}^3$



8. SEPARADOR FLASH



La corriente que sale del reactor (Corriente V) ingresa a un separador flash donde se separa en corrientes W y X.

Corriente V:

Edit Streams	
Flash	
Stream No.	1
Stream Name	
Temp C	190
Pres bar	40
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-35.0841
Total flow	12069.33
Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h
OIL	40.873
Triacylglycerol	7.213
FAME	9640.681
Methanol	1474.939
Glycerol	813.357
Water	92.272

Los resultados del balance de masa coinciden si se baja la presión a 14 bares y la temperatura disminuye por el transporte a 185°C.

Simulando con Chemcad 6.1.3 – ver Anexo.

Resultados:

Presión de diseño: 16.8 bar

Tipo de cabezales: elipsoidal

Diámetro interno del tanque: 3 pies

Tiempo de retención: 5 minutos

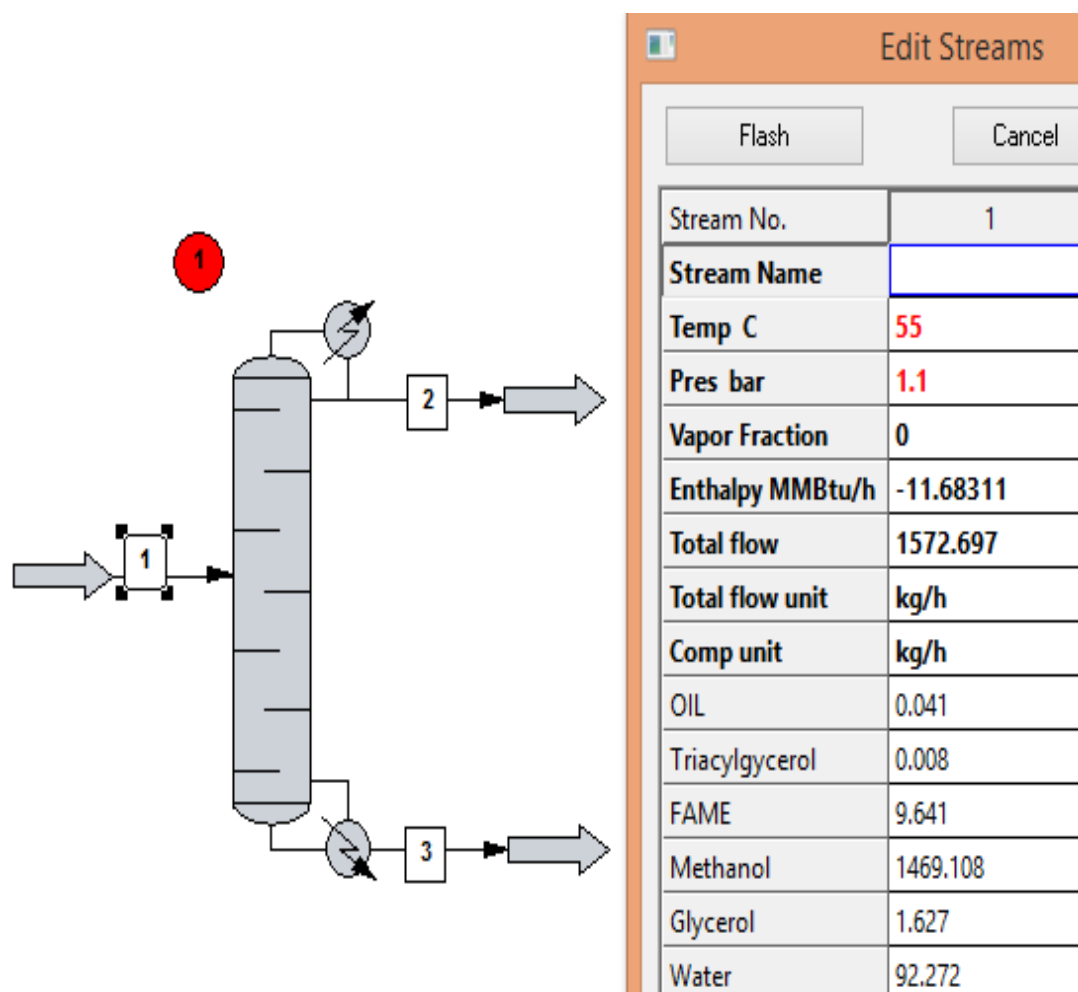
Altura de líquido: 7.3251 pies

Altura total del tanque: 13.3251 pies

Espesor del tanque: 0.0417 pies = 0.5 pulg

9. DESTILADOR DE METANOL

Ingreso: Corriente H': 1572.697 kg/hr



- Shortcut Column (SHOR) -

Select mode: 3 Design; FUG with Kirkbride feed tray location ID: 1

Select condenser type: 0 Total

Column pressure: 1.01325 bar

Column pressure drop: 0.01 bar

Number of stages: 37.55

Reflux ratio: 2

R/Rmin:

Case Study

Number of points: 10

Lower bound R/Rmin: 1.2

Upper bound R/Rmin: 1.8

Key Component Specifications

Light key component: 4 Methanol

Heavy key component: 6 Water

Light key split: 0.999

Heavy key split: 1e-005

Calculated Results

Condenser duty: -4.59377 MMBtu/h

Reboiler duty: 4.64035 MMBtu/h

Minimum stages: 11.426

Feed stage: 12.404

Reflux ratio, minimum: 1.92421

Reflux ratio, calculated: 2

Help Cancel OK

Numero de etapas: 36

Plato de alimentación: 13

Calor que se elimina en el condensador: 4.59377 MMBtu/hr

Calor requerido en el reboiler: 4.64035 MMBtu/hr

10. PRECIPITADOR ELECTROSTATICO

Separa glicerina del biodiesel

Ingreso: Corriente X

Aceite: 40.832 kg/hr

Ácidos grasos libres: 7.205 kg/hr

Metanol: 32.208 kg/hr

Biodiesel: 9631.040 kg/hr

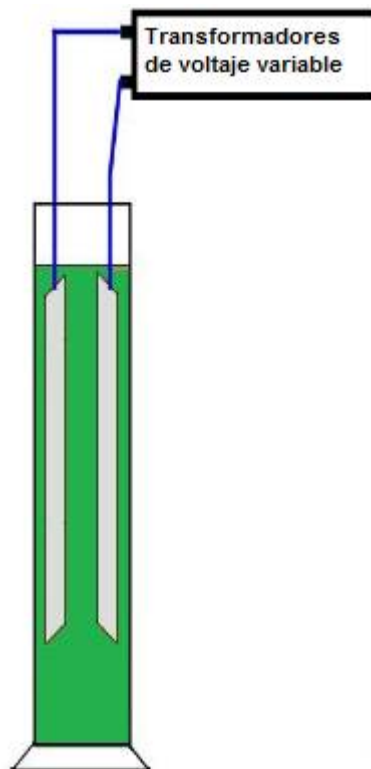
Glicerina: 811.730 kg/hr

Agua: 16.104 kg/hr

Total: 10539.119 kg/hr = 2.9275 kg/segundo

Gravedad especifica de la mezcla: 0.90 (Chemcad 6.13) – anexo.

Flujo volumétrico: $2.9275/0.90 = 3.252$ litros/seg



Características técnicas: (Abbaszadeh, Ghobadian & Najafi, 2014).

Tipo de electrodos: placas

Distancia entre electrodos: 3 a 9 cm

Voltaje e intensidad de corriente: 3400 V, 112 mA

Tiempo de separación: 19 a 45 segundos

Tomando un tiempo de 45 segundos:

Volumen necesario: $45 \times 3.252 = 146.34$ litros

Se va considerar 4 decantadores de 150 litros cada uno

Dimensiones de cada decantador:

Diámetro: 320 mm

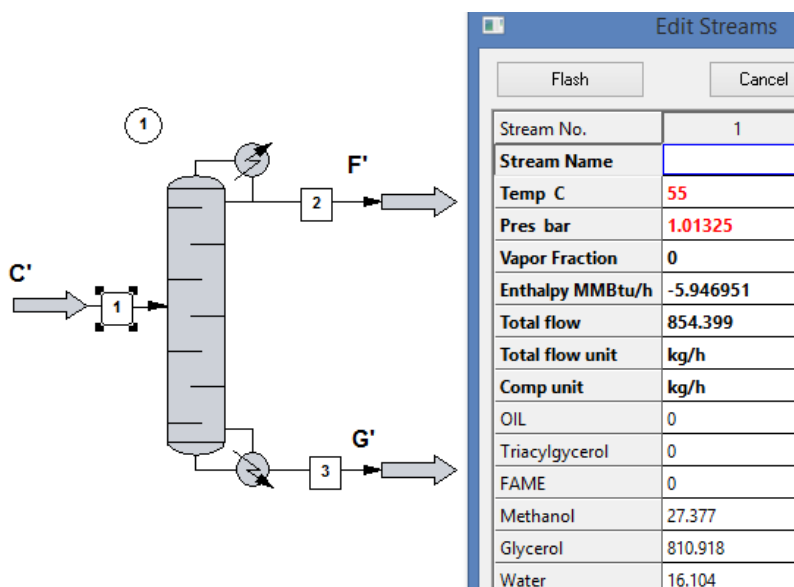
Altura: 1865 mm

11. DESTILADOR DE GLICERINA

Alimentación C': 855.367 kg/hr

Utilizando Chemcad 6.1.3

Método abreviado, se considera solo tres componentes: metanol, glicerina y agua.



Resultado:

Shortcut Column (SHOR) - ID: 1

Select mode: 3 Design; FUG with Kirkbride feed tray location

Select condenser type: 0 Total

Column pressure: 1.01325 bar

Column pressure drop: 0.01 bar

Number of stages: 2.87417

Reflux ratio: 2

R/Rmin:

Case Study

Number of points: 20

Lower bound R/Rmin: 1.6

Upper bound R/Rmin: 2.4

Key Component Specifications

Light key component: 4 Methanol

Heavy key component: 5 Glycerol

Light key split: 0.52

Heavy key split: 1e-005

Calculated Results

Condenser duty: -0.0716693 MMBtu/h

Reboiler duty: 0.321512 MMBtu/h

Minimum stages: 2.42225

Feed stage: 2.854

Reflux ratio, minimum: 0.00183523

Reflux ratio, calculated: 2

Etapas: 3 etapas

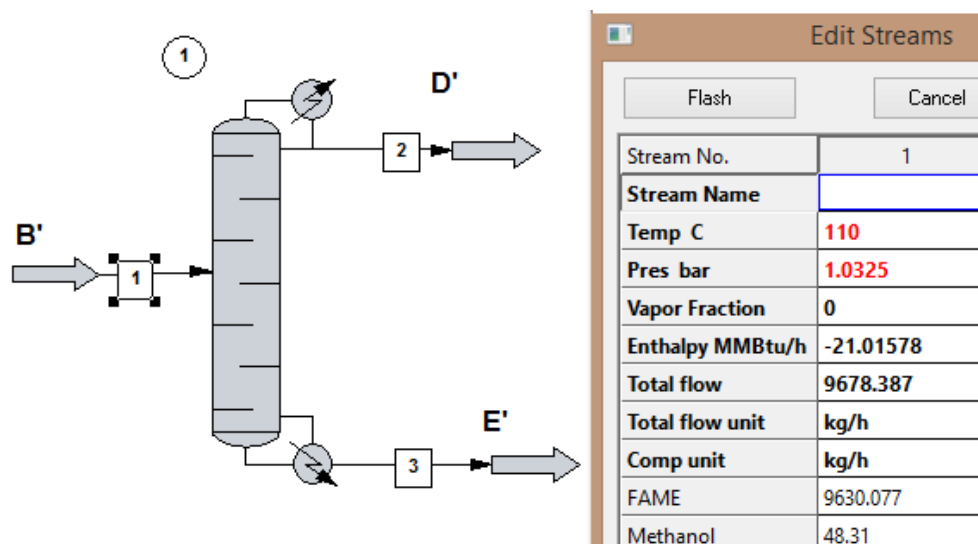
Alimentación: etapa 3

12. DESTILADOR DE BIODIESEL

Alimentación: Corriente B': 9683.752 kg/hr

Método abreviado: se considera solo dos componentes: biodiesel y metanol

Utilizando Chemcad 6.1.3:



Resultado:

- Shortcut Column (SHOR) -

Select mode: 3 Design: FUG with Kirkbride feed tray location ID: 1

Select condenser type: 0 Total

Column pressure: 1.0325 bar

Column pressure drop: 0.01 bar

Number of stages: 5.196

Reflux ratio:

R/Rmin: 1.3

Case Study

Number of points: 10

Lower bound R/Rmin: 1.04

Upper bound R/Rmin: 1.56

Key Component Specifications

Light key component: 2 Methanol

Light key split: 0.98

Heavy key component: 1 FAME

Heavy key split: 0.0002

Calculated Results

Condenser duty: -0.0586615 MMBtu/h

Reboiler duty: 5.30319 MMBtu/h

Minimum stages: 2.5971

Feed stage: 4.5340

Reflux ratio, minimum: 6.54459e-005

Reflux ratio, calculated: 8.50797e-005

Help Cancel OK

Numero de platos: 6

Plato de alimentación: 5

13. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE BIODIESEL

Producción: 9678.921 kg/hr

Por la cercanía a la planta de mezcla con diésel se considera dos días de almacenamiento:

Almacenamiento para 2 días:

$$1400 \times 2 = 2800 \text{ barriles} = 2800 \times 42 \times 3.785 = 445116 \text{ litros}$$

Volumen de trabajo: 445.116 m³

Tomando un adicional de 12.3%: $1.123 \times 445.116 = 500.00 \text{ m}^3$

Se va considerar dos tanques de 250 m³ cada uno

Dimensiones:

Diámetro: 6412 mm

Altura: 7734 mm

14. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GLICERINA

Producción: 811.886 kg/hr

Se considera tres días de almacenamiento, mientras dura su venta:

Densidad de la glicerina: 1261 kg/m³

Volumen de trabajo: $(811.886 \times 24 \times 3)/1261 = 46.35$

Volumen total: $46.35 \times 1.2 = 55.62 \text{ m}^3$

Volumen nominal: 60 m³, un tanque

Dimensiones:

Diámetro: 3752 mm

Altura: 4519 mm

15. BOMBA DE AGUA DE MAR

Flujo: 187773 kg/hr

Utilizando Chemcad 6.1.3: - Ver anexo

Potencia calculada: 47.9757 HP

Potencia real: 50 HP

Columna: 171.98 pies

Succión: 6 pulg

Descarga: 6 pulg

16. BOMBA DE BIODIESEL

Flujo: 1400 BPD = 222558 litro/día = 9273.25 litros/hr

Utilizando Chemcad 6.1.3

Potencia calculada: 5.04066 HP

Potencia nominal: 5.5 HP
Columna total: 350.554 pies
Succión: 0.1666667 pies = 2 pulg
Descarga: 0.144599 pies = 1 ¾ pulg

17. BOMBA DE ACEITE

Flujo: 9617 kg/hr
Utilizando chemcad 6.1.3
Potencia calculada: 4.57815 HP
Potencia nominal: 5 HP
Columna total: 320.438 pies
Succión: 2 pulg
Descarga: 1 ¾ pulg

E. EVALUACION ECONOMICA

Por ser un caso particular se calculará aparte los costos de los equipos de producción de las microalgas con alto contenido de aceite: los fotobiorreactores y los estanques abiertos (raceway).

Según referencia: INTA, 2008

Costo de fotobiorreactores

Costo: 100 dólares por m²

Costo de estanques abiertos:

Costo: 6 dólares por m²

Aplicando los índices de costos de plantas: Chemical Engineering, september 2015:

2008: 575.4

2015: 673.1

Costo actualizado:

Fotobiorreactores: $100 \times 673.1/575.4 = 116.99$ dólares/m²

Estanques abiertos: $6 \times 673.1/575.4 = 7.02$ dólares/m²

Costo de sistema de fotobiorreactores:

Área total: $160 \times 1148 = 183680$ m²

Costo total: $183680 \times 116.99 = 21488723$ dólares

Incluyendo sistema de bombeo, control, se considera 22 millones de dólares.

Costo de sistema de estanques abiertos:

Área total: $1000 \times 35 = 35000$

Costo total: $35000 \times 7.02 = 245700$ dólares

Incluyendo sistemas de aireación y control se considera 300 mil dólares.

EQUIPO	PRECIO CIF - 2015 DOLARES
Separador de CO ₂ de gases de combustión	120000
Gaseoducto, transporte CO ₂	300000
Compresora de CO ₂	90000
Sistema de fotobiorreactores tubulares	22000000
Sistema de biorreactores estanque abierto	360000
Sistema de bombeo de agua de mar	120000
Sistema de separación de aceite	3000000
Sistema de transesterificación heterogéneo	8500000
Tanques de almacenamiento de glicerina	400000
Tanques de almacenamiento de biodiesel	800000
Sistema de aire comprimido	200000
Sistema de producción de vapor	350000
TOTAL	36'240,000.000

*los sistemas de ablandamiento, pasteurización, incluyen bombas.

- Planta que procesa sólo sólidos: PSS
- Planta que procesa Solido-Fluido: PSF
- Planta que proceso solo fluido: PFF

INVERSION TOTAL DEL PROYECTO

COSTOS FIJOS

$$\text{CIFtotal} = 36240000$$

- ❖ **Costo de entrega:** 2% del precio CIF

$$\text{Centrega} = 0.02 \times \text{CIFtotal} = 724800$$

- ❖ **Costo de equipo en la planta:** es el costo CIF total y el costo de entrega.

$$\text{EquiPlant} = \text{CIFtotal} + \text{Centrega} = 36964800 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de instalación de todo el equipo:**

45% del Equipo Planta - PSS

39% del Equipo Planta - PSF

47% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostInsta} = 0.10 \times \text{EquiPlant} = 3696480 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de Instrumentación y control (instalado):**

18% del Equipo Planta - PSS

26% del Equipo Planta - PSF

36% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostInst} = 0.02 \times \text{EquiPlant} = 739296 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de tubería y accesorios (Instalado):**

16% de Equipo Planta - PSS

31% del Equipo Planta - PSF

68% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostTubAc} = 0.03 \times \text{EquiPlant} = 1108944 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de sistema eléctrico (instalado):**

10% del Equipo Planta - PSS

10% del Equipo Planta - PSF

11% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostElec} = 0.02 \times \text{EquiPlant} = 739296 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de Edificios (incluye servicios):**

25% del Equipo Planta - PSS

29% del Equipo Planta - PSF

18% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostEdif} = 0.02 \times \text{EquiPlant} = 739296 \text{ dólares}$$

❖ **Costos Mejoras de terrenos:**

15% del Equipo Planta - PSS

12% del Equipo Planta - PSF

10% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostMej} = 0.01 \times \text{EquiPlant} = 369648 \text{ dólares}$$

❖ **Costo Servicios (instalado):**

40% del Equipo Planta - PSS

55% del Equipo Planta - PSF

70% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostSer} = 0.04 \times \text{EquiPlant} = 1478592$$

COSTOS DIRECTOS TOTALES:

$$\begin{aligned} \text{CDT} = & \text{EquiPlant} + \text{CostInsta} + \text{CostInst} + + \text{CostTubAc} + \text{CostElec} \\ & + \text{CostEdif} + \text{CostMej} + \text{CostSer} \end{aligned}$$

$$\text{CDT} = 45836352$$

❖ **Costos de Ingeniería y supervisión:**

33% del Equipo Planta - PSS

32% del Equipo Planta - PSF

33% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostIng} = 0.04 \times \text{EquiPlant} = 1478592 \text{ dólares}$$

❖ **Costos de construcción:**

39% del Equipo Planta - PSS

34% del Equipo Planta - PSF

41% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostConst} = 0.05 \times \text{EquiPlant} = 1848240 \text{ dólares}$$

❖ **Costos de seguros e impuestos de la construcción:**

4% del Equipo Planta - PSS

4% del Equipo Planta - PSF

4% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostSeg} = 0.02 \times \text{EquiPlant} = 739296$$

❖ **Costos de honorarios para contratistas:**

17% del Equipo Planta - PSS

19% del Equipo Planta - PSF

22% del Equipo Planta - PFF

$$\text{CostHon} = 0.03 \times \text{EquiPlant} = 1108944 \text{ dólares}$$

❖ **Gastos imprevistos:**

35% del Equipo Planta - PSS

37% del Equipo Planta - PSF

44% del Equipo Planta - PFF

$$\text{GastImp} = 0.02 \times \text{EquiPlant} = 739296 \text{ dólares}$$

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

$$CIDT = \text{CostIng} + \text{CostConst.} + \text{CostSeg} + \text{CostHon} + \text{GastImpr}$$

$$CIDT = = 5914368 \text{ dólares}$$

INVERSION DE CAPITAL FIJO: Es la suma del costos directos totales y los costos indirectos totales.

$$ICF = CDT + CIDT \quad ICF = 51750720$$

COMPROBACION: El capital fijo en plantas de industria química es

3.1 por el costo del equipo de proceso para procesar sólidos

4.7 por el costo del equipo de proceso para procesar líquidos

3.6 por el costo del equipo de proceso para procesar sólidos/líquidos

Para plantas de industria alimentaria debido a que los costos instalación, tubería, instrumentación y control son menores. Los costos de los equipos son mayores, debido a que en su mayoría son de acero inoxidable. Los factores que se usan varían entre 1.5 a 2.5.

$$ICF1 = 4.7 \times \text{EquiPlant} = 173734560$$

El valor calculado es semejante al valor empleando el factor Lang.

CAPITAL DE TRABAJO:

70% del Equipo Planta - PSS

75% del Equipo Planta - PSF

89% del Equipo Planta - PFF

$$Dol = 1$$

$$\text{MatPrima1} = 28835.72369 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Dioxido de Carbono

$$\text{MatPrima2} = 1035.4908 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Metanol

$$\text{MatPrima3} = 125 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Nitrato de Amonio

$$\text{MatPrima4} = 78 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Vitamina B 12

$$\text{Precio1} = 0.002 \frac{\text{dol}}{\text{kg}}$$

$$\text{Precio2} = 0.5 \frac{\text{dol}}{\text{kg}}$$

$$\text{Precio3} = 0.4 \frac{\text{dol}}{\text{kg}}$$

$$\text{Precio4} = 0.52 \frac{\text{dol}}{\text{kg}}$$

Operación continua: 8000 horas al año

Operación intermitente: 300 días al año

❖ **Inventario de Materia Prima:** Se considera un mes de materia a los precios de puesto en planta.

$$\text{InvMP1} = \frac{8000}{12.4} \times \text{MatPrima1} \times \text{Precio1}$$

$$\text{InvMP1} = 9611.9079 \text{ dol}$$

$$\text{InvMP2} = \frac{8000}{12} \times \text{MatPrima2} \times \text{Precio2}$$

$$\text{InvMP2} = 345163.6 \text{ dol}$$

$$\text{InvMP3} = \frac{8000}{12.4} \times \text{MatPrima3} \times \text{Precio3}$$

$$\text{InvMP3} = 8333.3333 \text{ dol}$$

$$\text{InvMP4} = \frac{8000}{12.4} \times \text{MatPrima4} \times \text{Precio4}$$

$$\text{InvMP4} = 6760 \text{ dol}$$

$$\text{InvMP} = \text{InvMP1} + \text{InvMP2} + \text{InvMP3} + \text{InvMP4} + \text{InvMP5}$$

$$\text{InvMP} = 369868 \text{ dol}$$

- ❖ **Inventario de Materia en Proceso:** Se considera un día del costo total de producción:

$$\text{Producto} = 2625 \frac{\text{gal}}{\text{hr}}$$

$$\text{Costo Prod} = 1.5 \frac{\text{dol}}{\text{gal}} \quad \text{Costo Aproximado}$$

$$\text{InvMPProc} = \text{Producto} \times 24 \text{hr} \times \text{Costo Prod} \quad \text{InvMPProc} = 94500 \text{ dol}$$

- ❖ **Inventario de Producto en almacén:** Se considera el costo de manufactura para una semana de producción.

$$\text{InvProAlm} = \frac{8000}{12.15} \text{hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 175000 \text{ dólares}$$

- ❖ **Cuentas por cobrar:** Equivalente a un mes de ventas

$$\text{PrecioVen} = 1.7 \frac{\text{dol}}{\text{gal}} \quad \text{Precio aproximado}$$

$$\text{CuentaC} = \frac{8000}{12.15} \text{hr} \times \text{Producto} \times \text{Precio venta}$$

$$\text{CuentaC} = 198333 \text{ dólares}$$

- ❖ **Disponible en Caja:** Costo de un mes de producción. Sirve para pagar salarios, suministros e imprevistos.

$$\text{DispCaja} = \frac{8000}{12.15} \text{hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 175000 \text{ dólares}$$

CAPITAL DE TRABAJO

Es la sumatoria inventario de materia prima, inventario de materia en proceso, inventario de producto, cuentas por cobrar y disponible en caja.

$$\text{CapTra} = \text{InvMP} + \text{InvMPProc} + \text{InvProdAlm} + \text{Cuentac} + \text{DispCaja}$$

$$\text{CapTra} = 1012703 \text{ dólares}$$

COMPROBACION

$$CTra = 0.89 \times EquiPlant$$

$$CapTra = 32898672$$

INVERSION TOTAL DEL PROYECTO

Es la suma del capital fijo total y el Capital de Trabajo.

$$INVT = ICF + CapTra$$

$$INVT = 52763422 \text{ dólares}$$

COSTOS DEL PRODUCTO TOTAL

❖ Costo de Materia Prima (10-50% del costo del producto total)

$$CostMatPri1 = MatPrima1 \times 8000hr \times Precio1 = 461371.579 \text{ dólares}$$

$$CostMatPri2 = MatPrima2 \times 8000hr \times Precio2 = 4141963.2 \text{ dólares}$$

$$CostMatPri3 = MatPrima3 \times 8000hr \times Precio3 = 400000 \text{ dólares}$$

$$CostMatPri4 = MatPrima4 \times 8000hr \times Precio4 = 249600 \text{ dólares}$$

$$CMP = CostMatPri1 + CostMatPri2 + CostMatPri3 + CostMatPri4 + CostMatPri5$$

$$CMP = 5252935 \text{ dólares}$$

❖ Costo de mano de obra: Dependen del número de personas por turno lo cual está en relación con el grado de automatización de la planta. Se considera 10 -20% del costo total de manufactura.

$$TrabTurno = 20$$

$$Mens = 300 \text{ dólares}$$

$$CMobra = 20 \times 3 \times 13 \times Mens = 234000 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de supervisión e ingeniería:** 10 - 20% del costo de la mano de obra.

$$C_{suping} = 0.20 \times C_{Mobra}$$

$$C_{suping} = 46800 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de mantenimiento y reparación:** 2-10% de la inversión de capital fijo. Se va a considerar 2%.

$$C_{mant} = 0.02 \times ICF$$

$$C_{mant} = 1035014 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de auxiliares y servicios:** El 10% del costo de mantenimiento y reparación.

$$C_{aux} = 0.10 \times C_{mant}$$

$$C_{aux} = 103501 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de suministros de operación:** 10 - 20 % del costo de mantenimiento o 0.5 al 1% de la inversión de capital fijo.

$$C_{sum} = 0.10 \times C_{mant}$$

$$C_{sum} = 103501 \text{ dólares}$$

COSTO DIRECTO DE FABRICACIÓN

$$CDF = CMP + C_{Mobra} + C_{SupIng} + C_{mant} + C_{aux} + C_{sum}$$

$$CDF = 6775752 \text{ dólares}$$

- ❖ **Cargas a planillas:** 21% del costo de mano de obra

$$C_{plan} = 0.21 \times C_{Mobra}$$

$$C_{plan} = 49140 \text{ dólares}$$

- ❖ **Gastos de laboratorio:** 10 a 20% del costo de mano de obra

$$Clab = 0.20 \times CMobra$$

$$Clab = 46800 \text{ dólares}$$

- ❖ **Gastos generales de planta:** 10 – 20 % del costo de mano de obra

$$Ggen = 0.20 \times CMobra$$

$$Ggen = 46800 \text{ dólares}$$

COSTO INDIRECTO DE FABRICACIÓN

$$CIFab = Cplan + Clab + Ggen$$

$$CIFab = 142740 \text{ dólares}$$

- ❖ **Depreciación:** se considera 10% del capital fijo.

$$Dep = 0.10 \times ICF = 5175072 \text{ dólares}$$

- ❖ **Impuestos:** 1 al 4% del capital fijo total

$$Imp = 0.02 \times ICF$$

$$Imp = 1035014 \text{ dólares}$$

- ❖ **Seguros:** 0.4 a 1% del capital fijo total

$$Seg = 0.01 \times CFT$$

$$Seg = 517507 \text{ dólares}$$

COSTOS FIJO DE FABRICACIÓN

$$CFF = Dep + Imp + Seg$$

$$CFF = 6727594 \text{ dólares}$$

COSTO DE FABRICACIÓN

Es la suma de los costos directos de fabricación, Costo indirecto de fabricación y el costo fijo de fabricación.

$$CFab = CDF + CIFab + CFF$$

$$CFab = 13646086 \text{ dólares}$$

- ❖ **Ventas:** gastos en oficina de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Se considera 10% del costo fijo de fabricación.

$$Vent = 0.05 \times CFF = 336380 \text{ dólares}$$

- ❖ **Administración:** salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficinas, comunicaciones. Corresponde al 15% de costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$Adm = 0.10 \times (CMobra + CSuping + Cmant)$$

$$Adm = 131581 \text{ dólares}$$

- ❖ **Investigación y Desarrollo:** se considera 5% del costo de Mano de obra.

$$Inv = 0.05 \times CMobra = 11700 \text{ dólares}$$

GASTOS GENERALES (VAI)

$$VAI = Vent + Adm + Inv$$

$$VAI = 479661 \text{ dólares}$$

COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN

Es igual a la suma de los costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$CTF = CFab + VAI$$

$$CTF = 14125747 \text{ dólares}$$

COSTO UNITARIO

$$\text{Producto} = 2625 \frac{\text{gal}}{\text{hr}}$$

$$\text{ProdAnual} = \text{Producto} \times 8000\text{Hr} = 21000000 \text{ gal}$$

$$\text{Costo Unitario} = \frac{\text{CTF}}{\text{ProdAnual}} = 0.6727 \frac{\text{dólares}}{\text{gal}}$$

ANÁLISIS DEL ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

❖ Precio de ventas por unidad (ex - fábrica)

$$\text{Pventa} = 1.8 \frac{\text{dólares}}{\text{gal}}$$

❖ Ingreso neto de ventas anuales

$$\text{ProdAnual} = 21000000 \text{ gal}$$

$$\text{Ingventa} = \text{ProdAnual} \times \text{Pventa} = 38010000 \text{ dólares}$$

❖ Costo total de fabricación

$$\text{CTF} = 14125747 \text{ dólares}$$

❖ Utilidad Bruta: la diferencia entre los ingresos por ventas y el costo Total de Fabricación.

$$\text{Ubruta} = \text{Ingventas} - \text{CTF}$$

$$\text{Ubruta} = 23884253 \text{ dólares}$$

❖ Impuesto a la renta: se considera 30% de la utilidad neta.

$$\text{ImpRenta} = \frac{\text{UBruta}}{1.3} \times 0.3 = 5511751 \text{ dólares}$$

- ❖ **Utilidad Neta:** utilidad bruta menos los impuestos a la renta.

$$Uneta = Ubruta - ImpRenta$$

$$Uneta = 18372502 \text{ dólares}$$

ANALISIS ECONOMICO

- ❖ **Retorno sobre la inversión antes de impuestos:**

Inversión total: P

$$P = INVT$$

Ingreso por ventas: IV

$$IV = Ubruta$$

Depreciación: VS

$$VS = Dep$$

Periodo de recuperación de dinero, años

$$n = 5$$

$$ia = 2 \quad \text{Valor Supuesto}$$

$$P = IV \times \left[\frac{(1+ia)^n - 1}{ia} \right] + \frac{VS}{(1+ia)^n}$$

$$\text{Find } (ia) = 0.3645$$

- ❖ **Retorno sobre la inversión después de los impuestos:**

Inversión total: P

$$P = INVT$$

Ingreso por ventas: IV

$$IV1 = Uneta$$

Depreciación: VS

$$VS = Dep$$

Periodo de recuperación de dinero, años

$$n = 5$$

$$ia = 2 \quad \text{Valor Supuesto}$$

$$P = IV1 \times \left[\frac{(1+ia)^n - 1}{ia} \right] + \frac{VS}{(1+ia)^n}$$

$$\text{Find } (ia) = 0.2351$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos:**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRId = \frac{INVT}{Ubruta+Dep} = 1.8157$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero después de impuestos**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRId = \frac{INVT}{Uneta+Dep} = 2.2407$$

- ❖ **Punto de Equilibrio:** El punto de equilibrio ocurre cuando el costo de producto total anual iguala a las ventas anuales totales. El costo total del producto es igual a la suma de los costos fijos (Costos fijos de fabricación, costos indirectos de fabricación y VAI) y los costos directos de fabricación para n unidades al año. Las ventas anuales totales es el producto del número de unidades por el precio de venta por unidad.

$$CDF = 6775752.059 \text{ dólares}$$

Costo unitario directo de fabricación:

$$CUDF = \frac{CDF}{ProdAnual}$$

$$n = 5000000 \text{ gal}$$

Dado:

$$(CIFab + CFF + VAI) + CUDF \times n = Pventa \times n$$

$$n = \text{Find}(n)$$

$$n = 4941687.3879 \text{ gal}$$

En porcentaje:

$$PtoEq = \frac{n}{ProdAnual} \times 100 = 23.5318 \%$$

ANEXOS

ANEXO 1. Límites de especificación en el biodiesel: propósito, importancia y efectos de su desviación

Propiedad	Propósito / importancia / efectos posibles de la desviación de especificación
Contenido de éster (min.)	Valores inferiores a la especificación indican reacción incompleta/presencia de aceite. Provocará alta viscosidad, disminución del efecto spray, aumento de carbonilla, combustión deficiente.
Densidad (15°C)	Depende del aceite de partida y proceso de transesterificación. Un valor bajo indica excesivo resto de alcohol.
Viscosidad (40°C)	Satisfactoria combustión del combustible. El valor de la viscosidad debe ser del mismo nivel del diesel convencional. Se deben evitar valores mayores de viscosidad que el diesel, sin embargo, una viscosidad tendiendo al valor más bajo del rango de la especificación puede resultar ventajosa para motores que requieran menor potencia en la bomba de inyección y en la salida de los inyectores. Bajos valores indican exceso de metanol. Altos valores indican degradación térmica y oxidativa, presencia de aceite sin reaccionar y pueden provocar problemas en los inyectores y sistema de bombeo. Acorta la vida del motor.
Punto de inflamación (min.)	Seguridad contra incendios. Se utiliza como mecanismo para limitar el nivel del alcohol sin reaccionar que permanece en el biodiesel terminado. Normalmente, el punto de inflamación del biodiesel es mayor que el del diesel. Un bajo valor puede provocar problemas en el manipuleo, transporte y almacenamiento
Azufre	Proteger el sistema catalítico del escape. El biodiesel generalmente contiene menos de 15 ppm de azufre. Se recomienda utilizar el método de ensayo ASTM D 5453 con el biodiesel. El uso de otros métodos de ensayo puede dar resultados erróneos al analizar B100 con niveles de azufre extremadamente bajos (menos de 5 mg/Kg.). Un valor alto indicaría contaminación del biodiesel y provocaría mayores emisiones de SO ₂
Número de Cetano (min.)	Buen desempeño del motor, es una medida de la calidad de ignición del combustible y del proceso de combustión. Los requerimientos de número de cetano dependen del tamaño y diseño del motor, de la naturaleza de las variaciones de velocidad y carga, y de las condiciones atmosféricas. Depende de la materia prima y nivel de oxidación del biodiesel. Un bajo valor indica poca tendencia a la auto-ignición y provocaría mayor cantidad de depósitos en el motor y mayor desgaste en los pistones.
Contenido de agua	Un exceso de agua en el biodiesel puede ocasionar problemas de hidrólisis (aparición de ácidos grasos libres).
Agua y sedimentos	Prevenir corrosión y proliferación de organismos. Establecido al mismo nivel del diesel convencional. Un exceso de agua puede causar corrosión y proveer un ambiente propicio para la proliferación de microorganismos. La oxidación puede incrementar el nivel de sedimentos: por lo tanto este análisis debe ser usado con el de número ácido y viscosidad para determinar que tanto se oxidó el combustible durante su almacenamiento. Un exceso de agua puede ocasionar problemas de hidrólisis (aparición de ácidos grasos libres). La presencia de sedimentos/contaminación depende de insaponificables en la materia prima y proceso de producción. Un alto valor indica presencia de insaponificables, jabones e impurezas mecánicas. Los primeros dejan residuos en el motor porque tienen mayor punto de evaporación, los jabones dan lugar a cenizas sulfatadas, y las impurezas mecánicas obstruyen filtros.
Corrosión a la lámina de cobre	Indica dificultades con componentes de bronce, latón o cobre de los vehículos. La presencia de ácidos o de compuestos con azufre puede deteriorar la lámina de cobre, indicando así la posibilidad de ataque corrosivo. Altos valores provocarían problemas de corrosión durante el almacenamiento y en el motor.
Metanol	Depende exclusivamente del proceso de producción. Restos de metanol provocan baja temperatura de inflamación, viscosidad y densidad, y corrosión en piezas de aluminio y zinc.

Propiedad	Propósito / importancia / efectos posibles de la desviación de especificación
Glicerina libre	Buen desempeño a bajas temperaturas. La glicerina total comprende la glicerina libre y la porción de glicerina de aceite o de grasa sin reaccionar o que ha reaccionado parcialmente. Niveles bajos de glicerina total aseguran una alta conversión del aceite o de la grasa hacia sus mono-alkil-ésteres. La cantidad de glicerina libre depende del proceso de producción.
Glicerina total	Un valor alto indica una mala decantación y lavado del biodiesel, y provoca incremento en las emisiones de aldehídos y acroleína. Altos niveles de mono-, di-, y triglicéridos y de glicerina libre pueden causar depósitos en los inyectores y afectar adversamente la operación en climas fríos causando taponamiento de filtros.
Índice / nº de iodo	Depende exclusivamente de la materia prima y cuantifica el grado de insaturación. Altos valores indican gran presencia de dobles enlaces que favorecen los procesos de polimerización e hidrólisis.
Índice de acidez	Protege el motor. Se utiliza para determinar el nivel de ácidos grasos libres o ácidos de proceso que puedan estar presentes en el biodiesel. Un alto número ácido puede ocasionar aumento en la degradación del biodiesel, aumentar la formación de depósitos en los sistemas de inyección y la probabilidad de corrosión.
Metales alcalinos (Na+K) y del Grupo II (Ca+Mg)	Su presencia depende del proceso de producción. Los metales provocan depósitos y catalizan reacciones de polimerización. Valores altos de (Na + K) indican restos de catalizador. Valores altos de (Ca + Mg) indican presencia de jabones insolubles.
Cold soak filterability	Determinar, mediante el tiempo de filtración luego de un tratamiento a baja temperatura, la adecuada operabilidad en frío del B100 para ser mezclado con diesel, como mínimo en el punto de nube. Algunas sustancias que son solubles o aparentemente solubles en biodiesel a temperatura ambiente, bajo enfriamiento o estadía prolongada a temperatura ambiente, se separan de la solución. Estas sustancias pueden causar taponamiento de filtros. Este método de ensayo proporciona un medio acelerado para medir la tendencia de estas sustancias a taponar los filtros. A elevados valores de tiempo de filtración, mayor probabilidad de taponamiento de filtros y problemas de operabilidad a bajas temperaturas.
Contaminación total	Ídem sedimentos en "Agua y Sedimentos"
Residuo carbonoso	Protege el motor. Mide la tendencia a la formación de depósitos de carbón generado por un destilado de petróleo; aunque no tenga una estricta correlación directa con los depósitos en el motor, esta propiedad se considera simplemente como una aproximación al respecto. Depende exclusivamente del proceso de transesterificación. Un valor elevado indica alto contenido de glicéridos, presencia de metales (jabones, restos de catalizador) u otras impurezas.
Cenizas sulfatadas	Satisfactoria combustión del combustible. Los materiales que forman cenizas pueden estar presentes en el biodiesel de 3 formas: (1) sólidos abrasivos, (2) jabones metálicos solubles, y (3) catalizadores no removidos. Los sólidos abrasivos y los catalizadores no removidos pueden afectar los inyectores, filtros y bomba de inyección, generar desgaste en los pistones y anillos, y depósitos en el motor. Los jabones metálicos solubles tienen poco efecto en el desgaste pero pueden afectar los empaques, contribuir al taponamiento de filtros y generar depósitos en el motor.
Estabilidad a la oxidación (a 110°C)	Su valor depende de la materia prima y proceso de producción. Se permite el uso de aditivos para mejorar este parámetro. Un bajo valor indica aceite de partida degradado, o degradación del biodiesel en el proceso. Un tiempo inferior al especificado no aseguraría la estabilidad del biodiesel durante su almacenaje y distribución.
Ester metílico -ácido linolénico	Depende de la materia prima (contenido de C18:3). Altos valores provocan bajo valor de POFF, bajo nº de cetano y alto índice de iodo.
Contenido de monoglicérido y diglicérido	Depende del proceso. Indica reacción incompleta ya que son restos de aceite que no ha terminado de reaccionar. Altos valores provocan depósitos (inyectores, cilindros) y cristalización (tienen mayor punto de fusión y baja solubilidad en biodiesel)

Propiedad	Propósito / importancia / efectos posibles de la desviación de especificación
Contenido de triglicérido	Depende del proceso. Un valor elevado indica presencia de aceite o grasa sin reaccionar. Ocasionará elevada viscosidad del biodiesel y depósito en cilindros y válvulas
Contenido de éster metílico poli-insaturado (4 o más dobles enlaces)	Depende de la materia prima (contenido de metil-éster con 4 o más dobles enlaces). Altos valores favorecen los procesos de polimerización que provocan depósitos y deterioran el aceite lubricante
Fósforo	Prevenir daños en el convertidor catalítico. El fósforo puede deteriorar los sistemas de control de emisiones y tratamiento de gases de escape, razón por la cual su contenido debe ser bajo. Contenidos elevados indicarían un mal blanqueado del aceite de partida y presencia de insaponificables.
Temperatura atm. equivalente (90% R)	Para asegurar que el biodiesel no ha sido contaminado con materiales de alto punto de ebullición, como aceites lubricantes gastados.
Punto de enturbiamiento	Buen desempeño a bajas temperaturas. Define la temperatura a la cual aparece una nube o nubosidad de cristales en el combustible, bajo condiciones de ensayo prescritas. Problemas de operación en climas fríos.
Punto de obstrucción del filtro en frío (POFF)	El valor de POFF es un indicador de los límites de operabilidad. Este valor depende de la materia prima y del proceso de producción (impurezas mecánicas).

ANEXO 2: Comparación del biodiesel obtenido de microalgas y el diésel

Comparison of *Biodiesel* from *Microalgal* Oil and Diesel Fuel

Properties	Biodiesel from Microalgal Oil	Diesel Fuel
Density Kg l ⁻¹	0.864	0.838
Viscosity Pa s	5.2×10 ⁻⁴ (40 °C)	1.9 - 4.1 ×10 ⁻⁴ (40 °C)
Flash point °C	65-115*	75
Solidifying point °C	-12	-50 - 10
Cold filter plugging point °C	-11	-3.0 (- 6.7 max)
Acid value mg KOH g ⁻¹	0.374	0.5 max
Heating value MJ kg ⁻¹	41	40 - 45
HC ratio	1.18	1.18

*: Based on *data* from multiple sources

Source: Department of Biological Sciences and *Biotechnology*, Tsinghua University, Beijing , China (2004)

ANEXO 3: Precio de aceite de microalgas

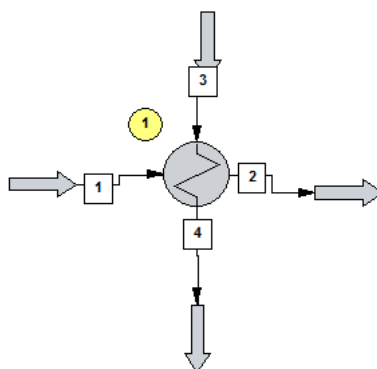
Para asegurar la rentabilidad el aceite de microalga debe tener un costo competitivo. Yusuf Chisti, investigador del Institute of Thechnology and Engineering- Massey University, establece una relación para estimar el costo aceptable del aceite de microalgas en comparación al precio del barril de petróleo:

$$C_{\text{aceite alga}} = 0,0069 \cdot C_{\text{barril petróleo}}$$

Así, si el barril de petróleo está a 60 dólares, el “aceite de microalgas” debería tener un costo inferior a 0,41 dólares el litro, o de 65.17 dólares el barril.

<http://biodiesel.com.ar/305/biodiesel-a-partir-de-aceite-de-microalgas>

ANEXO 4. Datos y resultado intercambiador de calor, calentar corriente R



DATOS ENTRADA

Edit Streams	
Flash Cancel	
Stream No.	1
Stream Name	
Temp C	30
Pres bar	40
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-22.97595
Total flow	9617
Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h
OIL	9617
Water	0

Edit Streams	
Flash Cancel	
Stream No.	3
Stream Name	
Temp C	231.111
Pres bar	28.33125
Vapor Fraction	1
Enthalpy MMBtu/h	-22.6575
Total flow	1813.838
Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h
OIL	0
Water	1813.838

DATOS SALIDA (Resultado)

Edit Streams

Flash
Cancel

Stream No.	2
Stream Name	
Temp C	231.1054
Pres bar	39.89748
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-18.96302
Total flow	9617
Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h
OIL	9617
Water	0

Edit Streams

Flash
Cancel

Stream No.	4
Stream Name	
Temp C	111.4796
Pres bar	28.3462
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-26.67044
Total flow	1813.838
Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h
OIL	0
Water	1813.838

Especificaciones generales

- General Specifications -

General Information
Modeling Methods

Calculation mode ▼

TEMA class/ standard ▼

Orientation ▼

TEMA front end head ▼

TEMA shell type ▼

TEMA rear end head ▼

---- TUBE SIDE ----

Stream name

Process type ▼

Fouling factor hr-ft²-F/Btu

Optional h Coeff. Btu/hr-ft²-F

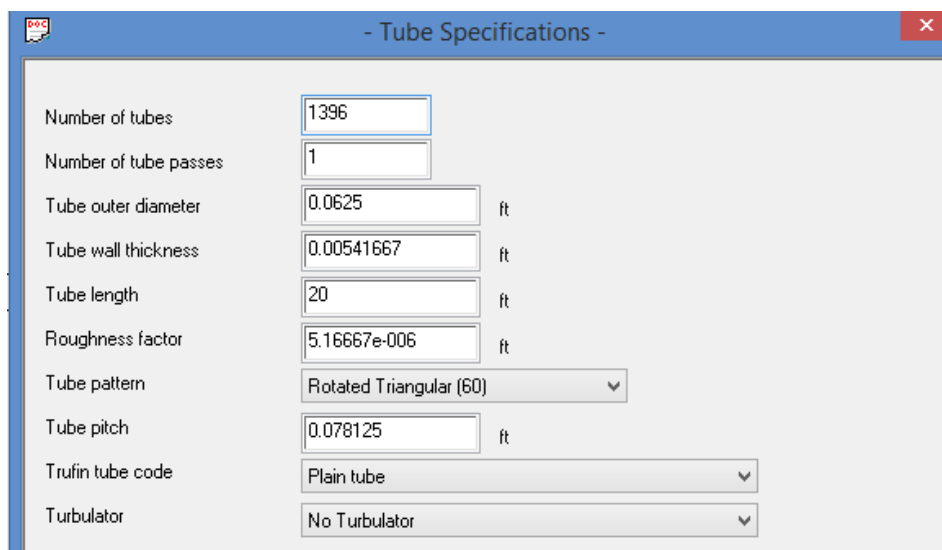
---- SHELL SIDE ----

Horiz Condensation ▼

hr-ft²-F/Btu

Btu/hr-ft²-F

Especificaciones de los tubos



- Tube Specifications -

Number of tubes: 1396

Number of tube passes: 1

Tube outer diameter: 0.0625 ft

Tube wall thickness: 0.00541667 ft

Tube length: 20 ft

Roughness factor: 5.16667e-006 ft

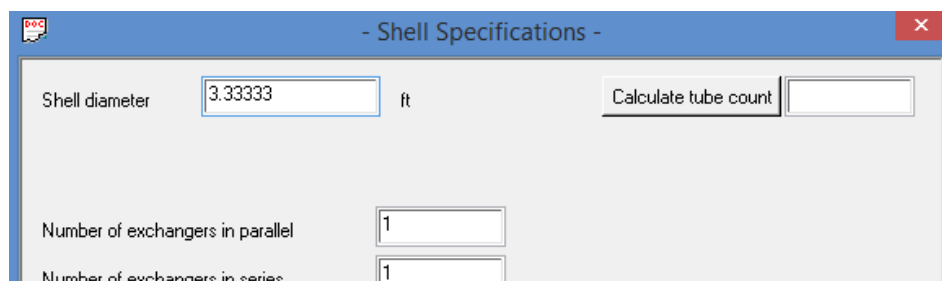
Tube pattern: Rotated Triangular (60)

Tube pitch: 0.078125 ft

Trufin tube code: Plain tube

Turbulator: No Turbulator

Especificaciones del casco



- Shell Specifications -

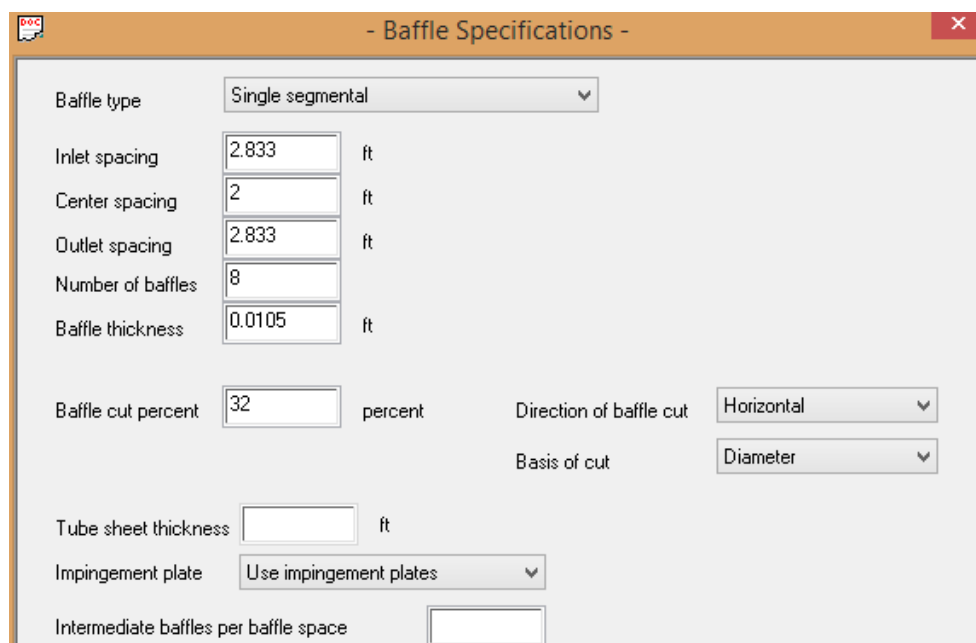
Shell diameter: 3.33333 ft

Calculate tube count: []

Number of exchangers in parallel: 1

Number of exchangers in series: 1

Especificaciones de los baffles



- Baffle Specifications -

Baffle type: Single segmental

Inlet spacing: 2.833 ft

Center spacing: 2 ft

Outlet spacing: 2.833 ft

Number of baffles: 8

Baffle thickness: 0.0105 ft

Baffle cut percent: 32 percent

Direction of baffle cut: Horizontal

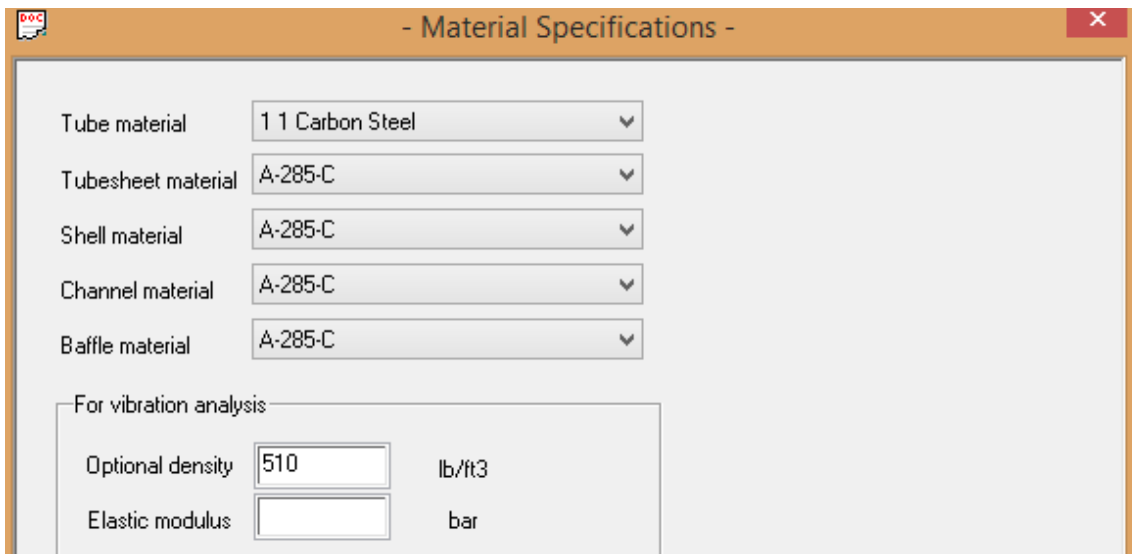
Basis of cut: Diameter

Tube sheet thickness: [] ft

Impingement plate: Use impingement plates

Intermediate baffles per baffle space: []

Material de construcción



- Material Specifications -

Tube material: 1 1 Carbon Steel

Tubesheet material: A-285-C

Shell material: A-285-C

Channel material: A-285-C

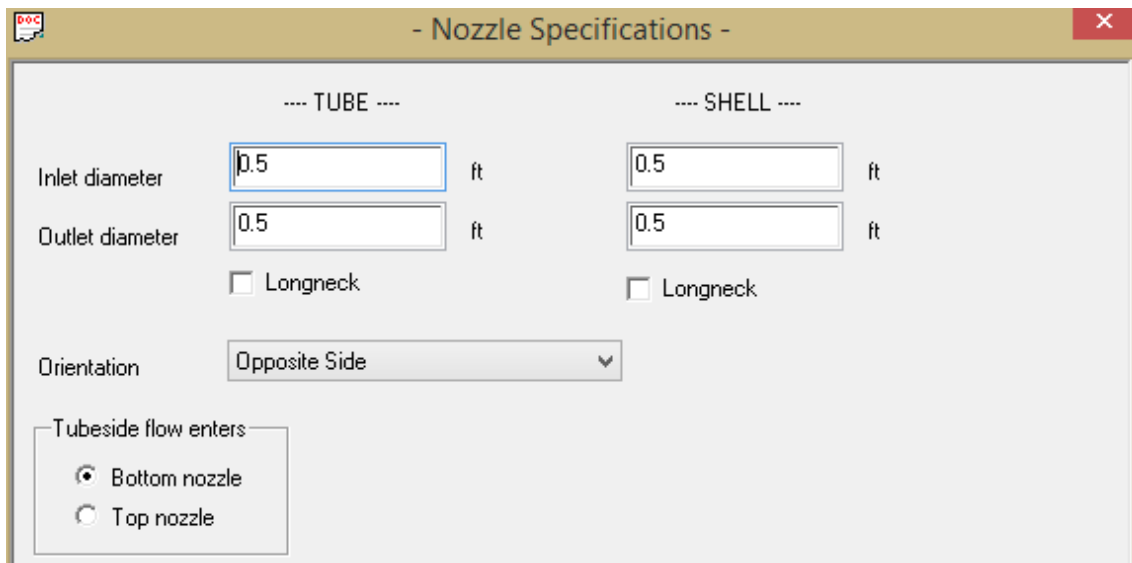
Baffle material: A-285-C

For vibration analysis

Optional density: 510 lb/ft3

Elastic modulus: bar

Tuberías de entrada y salida



- Nozzle Specifications -

---- TUBE ----

Inlet diameter: 0.5 ft

Outlet diameter: 0.5 ft

☐ Longneck

Orientation: Opposite Side

---- SHELL ----

Inlet diameter: 0.5 ft

Outlet diameter: 0.5 ft

☐ Longneck

Tubeside flow enters

☒ Bottom nozzle

☐ Top nozzle

ANEXO 5: Separador flash

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: Untitled Date: 03/31/2016 Time: 22:05:08

Preliminary Vertical Vessel Sizing for Unit # 1

Loadings and Properties

	Vapor	Liquid
Flowrate	1530.216 kg/h	10539.119 kg/h
Flowrate	2636.6470 ft3/hr	517.7803 ft3/hr
Density	0.8039 lb/ft3	47.2955 lb/ft3
K constant	0.1061 ft/sec	
Min disengaging height	4.0000 ft	
Min liq to inlet height	1.5000 ft	
Mist eliminator	0.5000 ft	
Design pressure	16.8000 bar	
Allowable stress	1035.2482 bar	
Shell joint efficiency	1.0000	
Head joint efficiency	1.0000	
Head type	Ellipsoidal	
Corrosion allowance	0.0104 ft	
Vessel density	489.0240 lb/ft3	
Weight percent allowance	20.0000	
Inside diameter ID	3.0000 ft	
V_max	0.8067 ft/sec	
Surge time	1.0000 min.	
Retention time	5.0000 min.	
High liquid level HLL	7.3251 ft	
Normal liquid level NLL	6.1042 ft	
Length	13.3251 ft	
Length / Diameter ratio	4.4417	
Shell thickness	0.0417 ft	
Head thickness	0.0417 ft	
Shell weight	1176.8355 kg	
Head weight	250.8387 kg	
Total weight (empty)	1427.6742 kg	
Total vessel volume	101.2581 ft3	
Total weight (full)	3599.9498 kg	
Total weight (full) w/allow.	3885.4846 kg	

ANEXO 6: Propiedades físicas de la corriente X

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: Untitled Date: 04/01/2016 Time: 00:21:14

Stream No.	1
Name	
- - Overall - -	
Molar flow kmol/h	43.2505
Mass flow kg/h	10539.1186
Temp C	180.0000
Pres bar	14.0000
Vapor mole fraction	0.0000
Enth MMBtu/h	-24.954
Tc C	499.2197
Pc bar	30.5203
Std. sp gr. wtr = 1	0.900
Std. sp gr. air = 1	8.414
Degree API	25.6622
Average mol wt	243.6763
Actual dens lb/ft3	48.3598
Actual vol ft3/hr	480.4563
Std liq ft3/hr	413.3820
Std vap 0 C scfh	34234.0781
- - Liquid only - -	
Molar flow kmol/h	43.2505
Mass flow kg/h	10539.1186
Average mol wt	243.6763
Actual dens lb/ft3	48.3598
Actual vol ft3/hr	480.4563
Std liq ft3/hr	413.3820
Std vap 0 C scfh	34234.0781
Cp Btu/lbmol-F	149.6816
Z factor	0.1477
Visc cP	0.5719
Th cond Btu/hr-ft-F	0.0496
Surf. tens. dyne/cm	19.9115

ANEXO 7: Bomba de agua de mar

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: Untitled Date: 04/02/2016 Time: 23:27:28

Pump Summary

Equip. No.	3
Name	
Output pressure atm	60.0000
Efficiency	0.7500
Calculated power hp	47.9757
Calculated Pout atm	60.0000
Head ft	171.9820
Vol. flow rate ft3/hr	6645.4658
Mass flow rate kg/h	187773.0000

Succion:

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: Untitled Date: 04/04/2016 Time: 06:53:52

Pipe / Line Sizing Summary

Equip. No.	1
Name	
Method	4
Pipe diameter ft	0.5000
Pipe Schedule	40
Pipe Length ft	2000.0000
Roughness factor ft	0.0002
Elevation Change ft	10.0000
Sizing option	1
Pressure drop atm	5.0625
Avg density lb/ft3	62.2934
Calc. Velocity ft/sec	9.1956
Min. velocity ft/sec	2.5056
DP friction atm	4.7681
DP elevation atm	0.2944
Output press. atm	54.9375
DP/100ft, psi	3.5036
Liquid Flow kg/h	187773.0000
Liquid Density lb/ft3	62.2934
Liq Viscosity cP	1.0426
Surface Tension (dyne/cm)	72.9664
Total ELength ft	2000.0000
Iteration mass rate (kg/h)	187773.0000
Friction fac. model	1
Pipe wall cond (Btu/hr-ft-F)	29.6300
Pipe incli, degree	0.2865

Descarga:

CHEMCAD 6.1.3

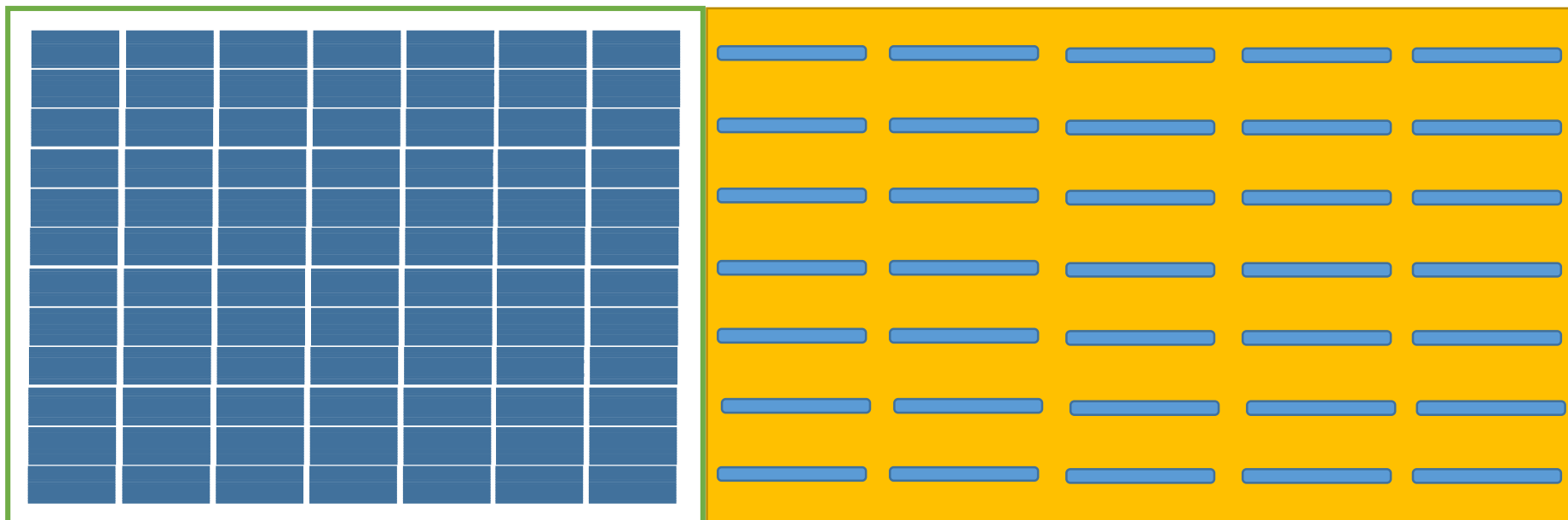
Page 1

Job Name: Untitled Date: 04/04/2016 Time: 06:54:39

Pipe / Line Sizing Summary

Equip. No.	2
Name	
Method	2
Pipe diameter ft	0.4942
Pipe Length ft	40.0000
Roughness factor ft	0.0002
Elevation Change ft	15.0000
Sizing option	1
Pressure drop atm	0.4984
Reynolds # liq	424445.6250
Fric factr liq	0.0166
Avg density lb/ft3	62.2913

Calc. Velocity	ft/sec	9.6164
Min. velocity	ft/sec	2.4502
DP friction	atm	0.0568
DP elevation	atm	0.4415
Output press.	atm	59.5016
DP/100ft,	psi	2.0885
Liquid Flow	kg/h	187773.0000
Liquid Density	lb/ft3	62.2913
Liq Viscosity	cP	1.0386
Surface Tension	(dyne/cm)	72.9382
Total ELength	ft	40.0000
Iteration mass rate	(kg/h)	187773.0000
Friction fac. model		1
Incl. expansion fac.		1
Pipe wall cond	(Btu/hr-ft-F)	29.6300
Pipe incli,	degree	22.0243



Área de fotobiorreactores: $430 \text{ m} \times 519 \text{ m} = 22.31 \text{ Ha}$

Área de raceway: $430 \times 700 = 301000 \text{ m}^2 = 30.1 \text{ hectáreas}$

82 módulos de 14 fotobiorreactores cada uno

35 estanques.

Total de área de fotobiorreactores: $30.1 + 22.31 = 52.41 \text{ hectáreas}$

Área de separación y recuperación de aceite: $430 \text{ m} \times 200 = 86000 \text{ m}^2 = 8.6 \text{ Hectáreas}$

Área de transesterificación de aceite y recuperación de biodiesel: $430 \times 300 = 129000 \text{ m}^2 = 12.9 \text{ hectáreas}$

AREA TOTAL REQUERIDA PARA PROCESO: $52.41 + 8.6 + 12.9 = 73.91 \text{ hectáreas}$ (terrenos eriazos sin costo).

COSTO DE COMBUSTIBLE

El consumo más significativo en la planta es por el calentamiento del aceite antes que ingrese al reactor, es decir 190°C. El resto de operaciones se realiza a temperaturas menores, por lo que se tiene que usar las corrientes para enfriar en forma gradual y usar todo el calor generado.

Consumo de vapor: 1813.838 kg/h

Consumo teórico de energía: 3.09812 MMBtu/hr = 1217.60 HP

Eficiencia de caldero: 85%

Consumo real de energía: $1217.60 \text{ HP} / 0.85 = 1432 \text{ HP}$

Consumo de combustible: 400.96 galones/hr de residual 500

Costo de residual 500: 4.9 soles/galón

Costo de combustible: $4.9 \times 400.96 = 1964.7 \text{ soles/hr}$

Producción de glicerina de alta pureza: 811.886 kg/hr

Precio de glicerina refinada en mercado: 1250 dólares/ton = 4000 soles/ton = 4.0 soles/kg

(https://www.researchgate.net/publication/270899362_Glycerol_Production_consumption_prices_characterization_and_new_trends_in_combustion)

(Precio de dólar: 3.20 soles por euro)

Recuperación por glicerina: $811.886 \times 4.0 = 3247.54 \text{ soles/kg}$

Diferencia a favor: $3247.54 - 1964.7 = 1282.844 \text{ soles/hr}$

Esta diferencia se utilizara en el tratamiento de las aguas residuales.

ADEMAS

En la corriente T se obtiene 5404.88 kg/hr de residuos de algas base seca, que se considera biomasa para la producción de biogás.

Asumiendo una destrucción del 48% del carbono presente se obtiene un rendimiento de 0.2 L de biogás/g de sólidos totales en las algas.

Tiempo de retención en el biodigestor: 20 días.

(<http://www.nrel.gov/docs/fy14osti/62368.pdf>) – pagina 43, Tabla 12.

Producción de biogas:

$$0.2 \times 5404.88 \times 1000 = 1080976 \text{ litros/hr} = 1080.98 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Calor por m³ de biogás: 5.00 Kcal/m³

Eficiencia energética: 50%

Calor real: 2.5 Kcal/m³

Disponibilidad de calor: $1080.98 \times 2.5 = 2702.45 \text{ Kcal/hr} = 4213 \text{ HP}$

Por lo tanto con solo el biogás producido por la digestión de la biomasa residual se puede abastecer la energía de toda la planta e inclusive hay un sobrante.