



UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

## **DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE BIODIESEL**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO

JÉRÔME HERVÉ LAMOUREUX

PROFESOR GUÍA:  
JOSÉ HERNÁNDEZ

MIEMBROS DE LA COMISIÓN  
MAURICIO OSSES  
CARLOS LONZA

SANTIAGO DE CHILE  
AGOSTO 2007

RESUMEN DE LA MEMORIA  
PARA OPTAR AL TITULO DE  
INGENIERO CIVIL MECANICO  
POR: JEROME LAMOUREUX  
FECHA: 09/07/2007  
PROF. GUIA: Sr. JOSE HERNANDEZ

## **“DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE BIODIESEL”**

Chile hoy se enfrenta a un aumento significativo del número de vehículos equipados con motor diesel y de industrias que utilizan este combustible en sus calderas. Frente a las variaciones de los precios del crudo, la necesidad de disminuir la contaminación generada por la circulación vehicular, el abastecimiento de gas aleatorio y la necesidad de diversificar la matriz energética, se está pensando en desarrollar el uso de fuentes de energía renovables. El biodiesel es una alternativa interesante porque usa vegetales en su fabricación en vez de combustibles fósiles.

Este trabajo propone analizar la posibilidad de fabricar biodiesel en el suelo chileno, mediante un análisis de prefactibilidad técnico-económico. El objetivo fundamental de la memoria es el diseño conceptual de una planta de biodiesel que corresponde a las proyecciones de mercado al año 2010. Este diseño se basa en los volúmenes de venta de la empresa Copec, que patrocina el presente trabajo de memoria. Se debe analizar la disponibilidad de materia prima, los volúmenes a producir y proponer, en base a estos datos, un proceso y una planta adecuada para la fabricación del biodiesel. El último punto a desarrollar es la estimación de la inversión y del biodiesel producido.

Se demuestra que el raps constituye una buena alternativa de materia base para cuadrar con la orientación del Estado a favorecer la agricultura chilena y los volúmenes a producir. Después de evaluar las diferentes formas de producir biodiesel, se destaca el proceso de transesterificación con catálisis básica como el más adecuado para construir una planta de tamaño consecuente. El análisis de las ventas de diesel estimadas al 2010 permite elegir una planta de 100.000 ton/año, la que alcanzaría más del 5% de mezcla con el diesel vendido por la distribuidora Copec en la zona central del país

El diseño en sí consta del diagrama de flujo acompañado de balance másico de la planta. Esto permite calcular los tamaños de equipos y consumos principales de manera de evaluar el costo estimado de tal planta. Se dimensionaron y detallaron los equipos de proceso, estanques y bombas, entre otros, para permitir un funcionamiento continuo de la planta.

Se realizó una estimación de los materiales a procesar y de su costo internacional. Se tomaron en cuenta los costos iniciales de obras civiles, de equipamiento y otros gastos para evaluar la inversión a realizar en la construcción de la planta. Sumando todos los costos fijos y operacionales, el biodiesel producido tendría un costo neto de 476,2 pesos por litro, superior al costo equivalente del petróleo diesel clásico; lo que explica que no haya todavía proyectos de biodiesel en el país. La inversión es de USD 14,7 millones, levemente inferior al costo de plantas realizadas en el mundo. Se concluye mostrando que la venta de B2 (diesel con 2% de biodiesel) tendría poco impacto sobre el precio al consumidor.

A mis padres Christian y Danielle,  
Por su incondicional apoyo

A Cécilia y Damien,  
Por su comprensión y su paciencia

## Agradecimientos

Quiero agradecer primero a José Hernández, profesor guía de esta memoria con el cual se pudo realizar un trabajo con visión amplia, descubriendo nuevas áreas de conocimiento y buscando siempre como entender en forma global el fondo del proyecto. Respondió constantemente las dudas generadas por el avance de la memoria y con mucha sencillez en los puntos más alejados de mi formación inicial.

Un agradecimiento particular a Mauricio Osses por participar también en esta memoria y hacer nacer en los alumnos una conciencia de los métodos para manejar los problemas de contaminación ligados a nuestro modo de vida, en particular el uso de automóviles. Seguramente tuvieron un papel los cursos de Mauricio en la elección de este tema de actualidad, sobre todo en un país donde la contaminación atmosférica tiene tanto impacto.

Esta memoria nació del encuentro con Carlos Lonza, subgerente de Ingeniería y Operaciones de Copec, donde nos convencimos que el biodiesel es un combustible alternativo que merece atención y necesita este tipo de estudio para el país. Lo quiero agradecer en forma especial por haberme dado esta oportunidad de conocer la ingeniería de proyectos, por haber apoyado todas las iniciativas y por la ayuda importante que me dio a lo largo de la memoria, a pesar de un horario personal cargado.

Por fin, quisiera agradecer a toda la gente que me aportó apoyo en la empresa Copec: German, Olga, Jaime, Rodrigo, Francisco y muchos más que siempre me ayudaron en los temas desconocidos o los problemas encontrados.

# Índice

---

<b>Introducción</b>	<b>1</b>
1. Antecedentes generales	1
2. Motivación	2
3. Objetivos	2
<b>Antecedentes bibliográficos</b>	<b>3</b>
1. Naturaleza del biodiesel	4
2. Características del biodiesel	4
3. Ventajas del biodiesel	5
4. Desventajas del biodiesel	7
<b>Selección de la materia base</b>	<b>8</b>
1. Demanda de biocombustibles	9
2. Estudio de la oferta de materia base	10
2.1. Sector agrícola	10
2.2. Sector pecuario	15
2.3. Aceite usado	16
3. Proyecciones	17
3.1. Selección de los cultivos como materia base	17
3.2. Volúmenes de producción	18
3.3. Elementos para el diseño de planta	20
<b>Procesos de fabricación del biodiesel</b>	<b>22</b>
1. Descripción química del biodiesel	23
2. Procesos químicos para la producción de biodiesel	24
2.1. Transesterificación con catalizador básico de un aceite con metanol	25
2.2. Esterificación con catalizador ácido de un aceite con metanol	31
2.3. Conversión del aceite en ácidos grasos, y luego en metil ésteres por catálisis ácida	32
2.4. Procesos en desarrollo	33
3. Procesos industriales para la producción de biodiesel	35
3.1. Proceso discontinuo	35
3.2. Proceso continuo	37
3.3. Sistemas de esterificación	38
3.4. Proceso Combinado Esterificación-Transesterificación	39
4. Preparación de la materia base	39
4.1. Extracción del aceite	40
4.2. Refinamiento del aceite	40
5. Proceso de post reacción	41
5.1. Separación del glicerol y del éster	41
5.2. Lavado del éster	42
5.3. Agua y sedimentos	43
5.4. Otros tratamientos	43
6. Tratamiento de los otros productos y flujos	44
6.1. Manejo del metanol	44
6.2. Glicerol	44
6.3. Aguas residuales	46
7. Estimación de calidad	46
7.1. Factores del proceso de producción	46
7.2. Sistemas de control de la calidad	47

<b>Ingeniería conceptual de la planta</b>	<b>49</b>
<b>1. Introducción y parámetros generales de diseño</b>	50
1.1. Metodología general del diseño	50
1.2. Volumen a producir	50
1.3. Tecnología elegida	51
1.4. Descomposición del proceso	51
<b>2. Descripción del proceso</b>	52
2.1. Extracción del aceite a partir de semillas	52
2.2. Fabricación de biodiesel a partir de aceite	57
<b>3. Diagramas de flujos</b>	60
<b>4. Balances de masa del proceso Biodiesel</b>	61
4.1. Datos básicos	61
4.2. Metodología del cálculo de los flujos máxicos	62
<b>5. Listado y descripción de los equipos de la planta</b>	64
5.1. Definición de la simbología	65
5.2. Propuesta de equipos	65
5.3. Descripción de los equipos de proceso	66
5.4. Stripper glicerina-metanol	69
5.5. Columna de rectificación del metanol	71
5.6. Intercambiadores de calor	74
5.7. Bombas y movimiento de fluidos	81
5.8. Estanques	86
<b>6. Layout de la planta</b>	89
<b>Estimación de costos y resultados</b>	<b>90</b>
<b>1. Descripción y cálculo de la inversión inicial</b>	91
1.1. Inicio del proyecto	91
1.2. Obras civiles	92
1.3. Costo de los equipos principales	93
1.4. Costo de bombas y cañerías	95
1.5. Método de Chilton: costo de estanques y otros equipos	96
1.6. Costos adicionales	98
1.7. Inversión estimada	99
<b>2. Precio del biodiesel</b>	100
2.1. Elementos de costos fijos	100
2.2. Elementos de costos variables	101
2.3. Estimación del costo unitario del biodiesel producido	103
<b>Discusión de los resultados principales</b>	<b>105</b>
<b>1. Diseño de la planta</b>	106
1.1. Principales consumos	106
1.2. Inversión calculada y ofertas de empresas	107
<b>2. Importancia del costo de aceite</b>	108
<b>3. Diesel y biodiesel</b>	109
3.1. Comparación directa de precios	109
3.2. Precio de la mezcla	109
<b>Conclusión</b>	<b>111</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>113</b>

## Anexos

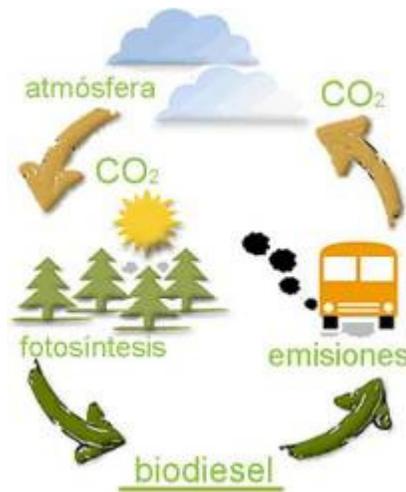
ANEXO 1: Cálculo del balance de masa	122
ANEXO 2: Descripción de los flujos – balance de masa	122
ANEXO 3: Descripción de estanques	125
ANEXO 4: Descripción de los equipos principales	126
ANEXO 5: Descripción de los economizadores de calor	127
ANEXO 6: Descripción de los calentadores	128
ANEXO 7: Descripción de los enfriadores	130
ANEXO 8: Descripción de los equipos de bombeo	131
ANEXO 9: Otros equipos	133
ANEXO 10: Cálculo del stripper y de la columna	133
ANEXO 11: Cálculo del stripper	141
ANEXO 12: Detalles de la columna de rectificación	141
ANEXO 13: Calculo de los decantadores	144
ANEXO 14: Datos utilizados en los cálculos	144

# Introducción

---

## 1. Antecedentes generales

El biodiesel es un combustible alternativo a los combustibles fósiles, fabricado a partir de material vegetal. Su combustión emite a la atmósfera una cantidad de  $\text{CO}_2$  que será absorbida por otro vegetal en el proceso de fotosíntesis. Así, el uso de un motor de encendido por compresión con biodiesel no modifica el ciclo de carbono y sólo incorpora adicionalmente el  $\text{CO}_2$  de la energía necesaria a la fabricación del combustible.



**Fig.1.** Ciclo básico del carbono para el biodiesel

Se ha observado un fuerte crecimiento del uso de combustibles renovables a nivel mundial, debido a la preocupación cada vez mayor de los países en disminuir su dependencia del petróleo como combustible y sus emisiones de compuestos dañinos a la atmósfera. En efecto, el petróleo constituye hoy la primera fuente de energía en el mundo pero las incertidumbres que pesan sobre la continuidad de su abastecimiento en el tiempo motivan a los gobiernos para encontrar otras fuentes de energía. Las reservas probadas de petróleo deberían alcanzar a proveer el consumo durante unos 70 años más y las tensiones políticas entre el mundo occidental y los países productores no garantizan un precio bajo estable. De hecho, hemos visto en el 2006 que el precio del barril se ha elevado considerablemente, debido a la fuerte demanda respecto al nivel de producción previsto por miembros de la OPEP. Además, con ayuda de la comunidad científica internacional, la gente toma poco a poco conciencia del nivel excesivo de las emisiones ligadas a su modo de vida y de consumo. El uso de combustibles amigables con la naturaleza resulta ser la mejor vía de continuar con un mejoramiento de la calidad de vida sin perjudicar más a la naturaleza y sus recursos.

Europa y Estados-Unidos fueron los pioneros en la fabricación de biodiesel, siendo hoy los principales productores de este combustible. Los Estados tienden generalmente a bajar los impuestos sobre este combustible para desarrollar la vía "verde", debido a que el costo de producción más alto respecto al petróleo diesel clásico. La eximición de impuestos conjunto a una obligación de mezclar biocombustibles al petróleo fósil debería llevar Europa a vender todo su diesel con 5,75% de biodiesel al 2010.

La empresa Copec propone estudiar la factibilidad de fabricar biodiesel en Chile, porque todavía no se hace de manera industrial. Carlos Lonza, subgerente de Ingeniería y Operaciones, me propuso trabajar con él en el tema del diseño de una planta de biodiesel. Este tema es interesante por su aporte ambiental y el estudio de una tecnología en desarrollo en América Latina con aplicación industrial potencial. Así, esta memoria permite hacer un trabajo de investigación que podría desembocar en un proyecto de tamaño industrial.

## 2. Motivación

Desde pequeño me ha interesado el mundo del automóvil por su capacidad de innovación y la evolución del diseño de los vehículos. Las tecnologías utilizadas en la fabricación de automóviles son de alto interés por su contribución a la incorporación de innovaciones tecnológicas en diversas áreas (materiales de construcción, combustibles, catalizadores descontaminantes...) y al mismo tiempo permiten una evolución continua del diseño. Con el alto crecimiento del parque automóvil mundial están aumentando las emisiones de gases contaminantes y de gases que participan en el efecto invernadero, y por lo tanto incidiendo en los daños a la salud y al medioambiente. Resulta de suma importancia apoyar el desarrollo de tecnologías cada vez más limpias, y eso se puede hacer entre otros por el uso de combustibles alternativos no fósiles tal como el biodiesel. Copec está actualmente explorando el tema de nuevos combustibles que permiten responder a esta preocupación por los efectos que causa el hombre al medio en que vive. El biodiesel aparece como una buena alternativa al diesel clásico, y se usa generalmente en proporciones del 5 a 20% en mezcla con el diesel.

## 3. Objetivos

El objetivo general de esta memoria es el diseño conceptual de una planta de biodiesel adaptada al mercado chileno, siendo una investigación equivalente a la ingeniería conceptual de tal planta. Se entiende realizar un estudio de prefactibilidad técnico-económico de la construcción de tal planta.

Para lograrlo, se hará un estudio de los vegetales o aceites posibles de usar como materia prima y la selección de un proceso de fabricación. A partir de un análisis del mercado chileno, se elegirán los parámetros de recursos y proceso, con el fin de hacer el diseño de la planta de fabricación de biodiesel. Este constará principalmente de un diagrama de flujo, de los balances de materia, de un listado de equipos y del cálculo mecánico y de precios de los equipos principales.

Por fin, se establece una estimación del costo de la planta, o sea de la inversión inicial, y del biodiesel producido. Esta evaluación permite destacar a partir de qué precio del petróleo diesel se hace viable el proyecto.

# Capítulo I

## Antecedentes bibliográficos

---

Los siguientes antecedentes permiten entender el biodiesel como combustible. Su proceso de fabricación siendo detallado en el capítulo 3, no se estima necesario describir las diferentes tecnologías de producción ahora. Se explica entonces los fundamentales del biodiesel, entre los cuales su naturaleza, sus ventajas y desventajas respecto al petróleo diesel.

## 1. Naturaleza del biodiesel

El biodiesel está constituido de ésteres mono-alquílicos de ácidos grasos de cadena larga, obtenidos mediante la reacción entre un aceite vegetal u otro cuerpo graso y un alcohol en presencia de un catalizador.

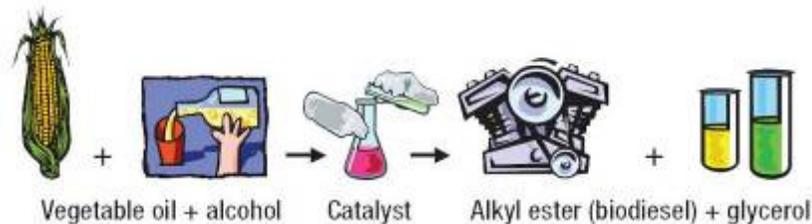


Fig.2. Fabricación del biodiesel

Esta reacción produce los ácidos grasos del biodiesel y un subproducto que se debe eliminar, la glicerina. De cada molécula de metanol (o etanol) se reemplaza un elemento hidrogeno por un grupo con radical, marcado  $R_x$ , constituyendo la molécula metil éster.

El biodiesel se puede hacer a partir de una gran variedad de materia base, entre otros aceites extraídos de soya, maíz, colza o palma por ejemplo, aceite usado en cocina o grasa animal. Se estima generalmente que esta materia base representa un 80% del precio final del combustible, y puede aumentar esta proporción si es necesario un tratamiento preliminar de eliminación de los contaminantes. Para lograr una total eficiencia del proceso químico, el aceite debe estar libre de acodos grasos libres, agua, fósforo y sulfuro.

## 2. Características del biodiesel

Existe diversidad de la materia base que se utiliza en el proceso de fabricación, resultando variables las características del biodiesel final. Sin embargo, se pueden destacar propiedades generales que tienen todos los tipos de biodiesel. En la tabla siguiente aparecen las propiedades de un biodiesel de girasol y uno de colza (rapeseed).

Vemos que el biodiesel tiene una energía específica menor en 5% respecto al petróleo diesel. Pero su viscosidad mayor permite mejorar la lubricación dentro de la cámara de combustión, disminuyendo así los esfuerzos de roce que bajan el rendimiento global del motor. Por lo tanto, la lubricidad mejorada permite compensar en parte el calor de combustión más bajo y junto con otros factores (mejor combustión...), el rendimiento energético del motor sigue siendo igual con el uso de biodiesel.

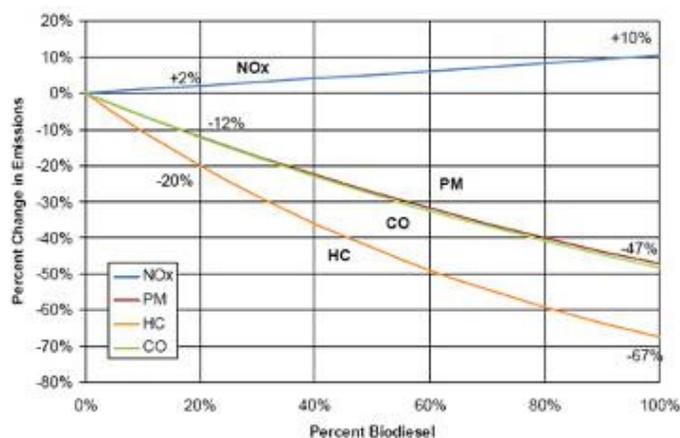
**Tab.1.** Características clásicas

Propiedad	Diesel	Metil éster de girasol	Metil éster de colza
Densidad (15°C) (kg/l)	0,84	0,89	0,883
Punto de inflamación (°C)	63	183	153
Viscosidad cinemática (mm <sup>2</sup> /s)	3,2	4,2	4,8
Número de cetano	45-50	47-51	52
Calor de combustión (Mj/kg)	44	40	40
Punto de enturbiamiento(°C)	0	3	-3
Azufre (% peso)	0,3	<0,01	<0,01
Residuo de carbón (% peso)	0,2	0,05	-

### 3. Ventajas del biodiesel

Numerosos estudios destacan los beneficios de usar biodiesel en vez de diesel, o por lo menos una mezcla de los dos. A continuación se dan las principales ventajas del biodiesel:

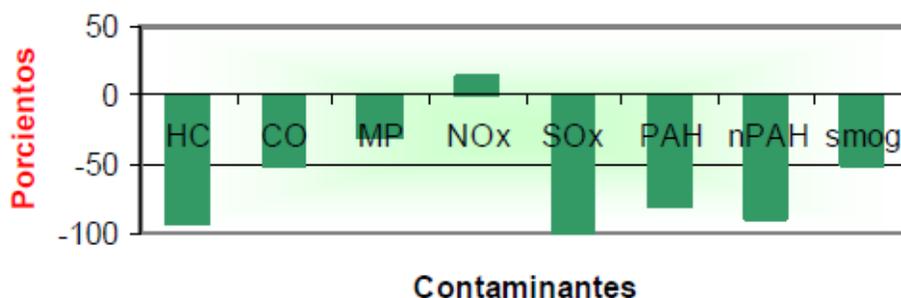
- Su fabricación necesita poca energía, esencialmente utilizada en los procesos de extracción, laboreo de las zonas agrícolas y creación del vapor.
- Permite aumentar el número de cetano, o sea la capacidad del combustible en auto-encenderse, produciendo una mejor combustión
- Es un combustible biodegradable que se disuelve fácilmente en la naturaleza sin crear contaminación del ambiente, en caso de derrame accidental.
- Este combustible permite una reducción notable de las emisiones nocivas al atmósfera. Tiene un balance neutro en CO<sub>2</sub> porque se consume por fotosíntesis el dióxido de carbono emitido en vegetales que se pueden usar para fabricar de nuevo biodiesel.

**Fig.3.** Emisiones<sup>1</sup> según el uso de biodiesel en diesel

<sup>1</sup> Environmental Protection Agency (EE.UU.)

Vemos que el uso de biodiesel permite disminuir de manera importante las emisiones de material particulado PM, el monóxido de carbono CO y los hidrocarburos no quemados HC. Cuanto más importante es la proporción de biodiesel en la mezcla con diesel, más grande es la baja de los contaminantes tradicionales.

Si se usa biodiesel puro, las emisiones netas de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y de dióxido sulfuroso ( $\text{SO}_2$ ) se reducen un 100 %. La emisión de hollín se reduce un 40-60%, y las de hidrocarburos (HC) un 10-50 %. La emisión de monóxido de carbono (CO) se reduce un 10-50%. Se reduce igualmente la emisión de hidrocarburos policíclicos aromáticos (PAHs), y en particular derivados de comprobada acción cancerígena como fenantreno (-97%), benzoflúorantreno (-56%), benzopirenos (-71%). Finalmente, la emisión de compuestos aromáticos y aldehídos se reduce un 13%.



**Fig.4.** Reducción de emisiones con uso de biodiesel puro (fuente: BDA)

- La viscosidad cinemática es mayor, mejorando la capacidad del biodiesel a lubricar el motor. Esto permite reducir los aditivos utilizados en el petróleo diesel.
- El contenido de azufre es muy bajo, inferior a 15 ppm, permitiendo disminuir las emisiones de  $\text{SO}_2$  y material particulado. Este elemento naturalmente presente en el petróleo diesel aumenta la lubricidad pero el uso de biodiesel en mezcla con diesel de bajo contenido de azufre permite compensar esta propiedad por su mayor viscosidad.
- Este nuevo combustible es fácil de implementar porque se puede usar en mezcla con diesel. Se usa el símbolo Bxx para designar la proporción de biodiesel, xx designando el porcentaje de biodiesel en el diesel. Hasta 20%, no se necesitan cambios en el motor y para porcentajes de reemplazo mayores, los cambios son mínimos.
- Las características del motor son similares, o sea que el rendimiento, el torque y el consumo no cambian significativamente. Los cambios para el conductor son imperceptibles.
- Su mayor punto de ignición disminuye el peligro de explosión durante el almacenamiento. El Biodiesel es un combustible clase III B y como tal no tiene mayores requerimientos de protección contra incendios que con los del petróleo diesel que es clase II.
- No son necesarias modificaciones de la infraestructura de distribución (estaciones de servicio, transporte, etc.).

## 4. Desventajas del biodiesel

---

El biodiesel, a pesar de las mejoras que conlleva su uso en motores de combustión interna, presenta algunas desventajas que no se pueden despreciar:

- Las emisiones de óxidos de nitrógeno NOx aumentan, hasta un 10% cuando se usa biodiesel puro. Este compuesto participa en la creación del smog fotoquímico, pero se puede eliminar de manera eficiente con el uso de un catalizador.
- El costo de producción del biodiesel es más alto que el del petróleo diesel si se basa en los precios vistos los últimos años. Depende mucho del precio de las materias primas (en un 80% más o menos) pero la evolución de los precios del petróleo podrían hacerlo una alternativa posible a largo plazo.
- Producir biodiesel supone extender las zonas y las cantidades de vegetales cultivadas, lo que genera una utilización creciente de fertilizantes y pesticidas. Así, ganamos en cuanto a los residuos a la atmósfera pero por otro lado, se echa a la tierra compuestos químicos que contaminan los suelos.
- El biodiesel puro genera corrosión y es incompatible con algunos plásticos, por lo que se deben cambiar ciertas partes del motor para usarlo como B100 por ejemplo.
- La glicerina presente en el compuesto final se debe purificar, con costo adicional, mediante un arrastre con vapor.
- Este combustible tiene problema de fluidez a bajas temperaturas. Tal característica impide su uso en ciertas regiones de clima difícil o la obligación de agregarle aditivos especiales.
- Su vida útil es inferior a 6 meses por su escasa estabilidad oxidativa, o sea que pierde su capacidad a oxidarse en el proceso de combustión en la cámara del motor. No se puede almacenar durante un tiempo largo y se debe vender rápidamente después de su fabricación.

## Capítulo II

### Selección de la materia base

---

Esta parte de la memoria tiene por meta describir los diferentes tipos de materia base que se podrían ocupar en una planta de fabricación de biodiesel, considerando solamente materia producida en Chile. Para los más interesantes, se detalla las cantidades producidas, la repartición geográfica y los precios en el mercado chileno. Este estudio se apoya esencialmente en datos publicados o entregados por los organismos públicos ligados a los temas agrícolas y energéticos.

Se enfocará más en los cultivos que en otro tipo de materia porque el proyecto de esta memoria es el estudio técnico-económico de una planta que Copec podría construir. En este marco, la empresa quiere conocer la viabilidad de tal planta en el mercado chileno bajo reglamentación a definir, que probablemente se orientará a vegetales oleaginosos. Para mayor comprensión, se dispone a continuación una lista de siglas utilizadas en este capítulo:

ODEPA = Oficina de Estudios y Políticas agrarias

CNE = Comisión Nacional de Energía

INE = Instituto Nacional de Estadísticas de Chile

BDA = Biodiesel América

## 1. Demanda de biocombustibles

Para prever las cantidades de biodiesel a producir en Chile, es necesario conocer primero el consumo actual del combustible diesel en el país. La siguiente tabla permite calcular una previsión del consumo al horizonte 2010, fecha a la cual debería funcionar una planta para cumplir con las obligaciones futuras de mezclas de biodiesel con diesel. La CNE prevé un crecimiento del consumo de petróleo diesel del orden de 4,7% al año.

El diesel se usa mayoritariamente en el transporte de vehículos pesados pero existe un aumento del uso de diesel en vehículos pequeños, según informa la CNE. El precio menor del petróleo diesel está incitando los automovilistas a comprar vehículos livianos que andan con diesel.

**Tab.2.** Mercado nacional y sus proyecciones al 2010  
(miles de m<sup>3</sup>)

Ventas ENAP 2005	Diesel
Producción nacional	4 943
Importaciones	1 280
Exportaciones	-162
Consumo nacional	6 061
Tasa anual crecimiento (%)	4,7
<b>Consumo estimado al 2010</b>	<b>7 626</b>

Fuentes: CNE

El consumo nacional debería alcanzar unos 7.626 miles de m<sup>3</sup> de diesel en 2010, con base a las ventas de Enap en 2005. Si se asume que existen tres escenarios posibles de sustitución de los combustibles fósiles, que implicarían un 2%, 5% y 10% de incorporación de biodiesel al diesel, se tendrían las cifras expuestas en la tabla de consumo al año 2010.

El 5% de mezcla podría ser la meta a mediano plazo en cuanto al diesel que se vende a los automovilistas. Al horizonte 2010, el B2 es la mezcla que se debería vender, lo que puede

parecer una proporción baja, pero eso permitirá analizar la aceptación de la medida por parte del consumidor y la factibilidad de preparar y vender estas mezclas sin mayor costo adicional.

**Tab.3.** Proyecciones de consumo de biodiesel al 2010

Mezcla (%)	Biodiesel (m3)
B2	152 520
B5	381 300
B10	762 600

Fuente: ODEPA en base a CNE

## 2. Estudio de la oferta de materia base

La variedad de materia base es un dato interesante porque podría permitir al biodiesel ser un combustible renovable y además de reciclado de desechos grasos. Se distinguen tres categorías esenciales: el aceite vegetal, la grasa animal y los aceites usados.

### 2.1. Sector agrícola

#### 2.1.1. Cultivos oleaginosos

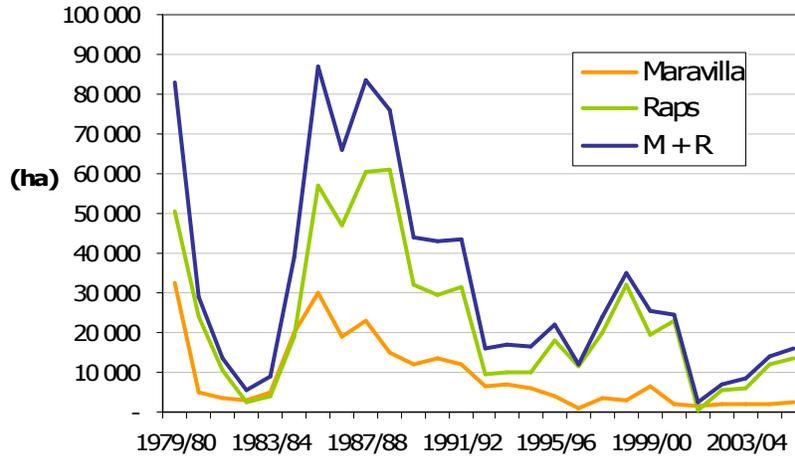
Los cultivos que entran en la producción de biodiesel son los que permiten extraer aceite de la planta, porque el proceso de producción se hace entre un aceite vegetal y un alcohol. Estos cultivos se llaman oleaginosos por permitir la extracción de este aceite. Es interesante notar que los únicos cultivos oleaginosos que se producen en grandes cantidades en Chile son la maravilla y el raps, principalmente en la zona centro-sur del país. A continuación se da la distribución histórica de los posibles cultivos para la producción de biodiesel en el país:

**Tab.4.** Cultivos oleaginosos anuales y cobertura geográfica

Cultivos	Superficie (ha)		Participación en superficie total cultivos (%)	Regiones	Región más importante
	Promedio 2001-2005	2005/06			
Maravilla	1 927	2 660	0,35%	V a VIII	VII - 33%
Raps	10 344	13 520	1,79%	V-VII-VIII-IX-X	IX - 60%
<b>Total BD</b>	<b>12 271</b>	<b>16 180</b>	2,14%		

Fuente: ODEPA con información del INE

Se puede destacar un aumento en la superficie cultivada de maravilla y sobre todo de raps. Se estima una superficie sembrada en raps de 16650ha para la temporada 2006/07, lo que muestra un nuevo crecimiento estos últimos años. El siguiente gráfico expone la superficie cultivada con raps y maravilla desde el año 1979.

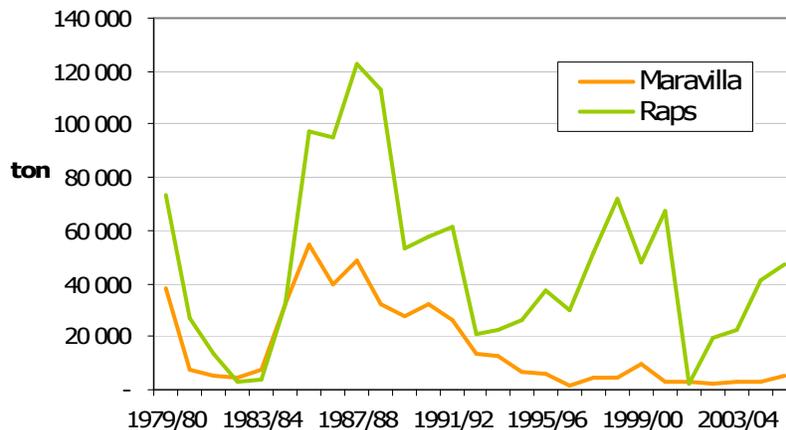


**Fig.5.** Superficie cultivada de raps y maravilla

Los cultivos oleaginosos actualmente tienen uso en la industria salmonera para fabricar alimentos para los peces. No se utilizan en la industria agroalimentaria, así que su uso no entra en competencia con la producción alimentaria. Sin embargo, la producción bajó mucho desde la década de los 80 para llegar a una cifra acumulada de 16 mil hectáreas el año pasado.

### 2.1.2. Cantidades producidas

Los archivos de la ODEPA permiten encontrar las cantidades producidas por año de cada cultivo, así como el rendimiento respecto al área sembrado. Durante los 6 últimos años, el rendimiento promedio fue de 1650kgs de maravilla por hectárea y de 3300kgs de raps por hectárea. El rendimiento depende de varios factores tales como el clima o los fertilizantes utilizados así como el progreso tecnológico. Se presenta en la siguiente tabla las cantidades en toneladas de los dos oleaginosos que se cosecharon desde 1979.



**Fig.6.** Producción de raps y maravilla desde 1979

Vemos que el raps es el cultivo que genera más producción, debido a la vez a su mejor rendimiento por hectárea y su mayor superficie de cultivo. Sin embargo, lo interesante es el rendimiento de aceite por tonelada de cultivo porque subraya la relación entre la cantidad "útil"

(el aceite) y los residuos. Cuanto más grande es este rendimiento, más biodiesel se puede hacer a partir de la cantidad cosechada del cultivo.

Según el proceso de extracción (mecánico, por solvente o ambos), el rendimiento de extracción de aceite comparado con el peso de semilla puede variar. Por ejemplo, la colza tiene un contenido de aceite mediante extracción por prensa y solvente de 48%<sup>1</sup>. Se acepta que generalmente se alcanza un rendimiento del orden de 40 a 50% para el raps y de 39 a 48% para la maravilla. La cantidad alcanzada de raps y maravilla alcanza respectivamente 120.000 y casi 60.000 toneladas, lo que muestra la cantidad que se podría ocupar fácilmente en la fabricación de biodiesel.

### 2.1.3. Suelos para producción de cultivos oleaginosos

De los 75,6 millones de hectáreas de Chile continental, sólo 25,2 millones de hectáreas tienen potencial silvoagropecuario, de las cuales 5,1 millones de hectáreas son arables. Esta superficie arable se puede dividir en 3 categorías:

- 1,8 millones de hectáreas con riego
- 1,3 millones de hectáreas potencialmente regables
- 2,0 millones de hectáreas de secano

Según el informe del Comité Público-Privado de Bioenergía (Enero 2007), se analiza que se podrían incorporar a futuro 200 mil hectáreas adicionales de riego, debido a la construcción de cinco embalses y a las obras de los sistemas de riego. La zona centro sur de Chile tiene condiciones de clima y suelo más favorable al cultivo del raps y de la maravilla. A partir de las estadísticas de la ODEPA en base a datos del INE, se puede graficar la repartición geográfica de estos cultivos desde 1979.

#### ■ Raps:

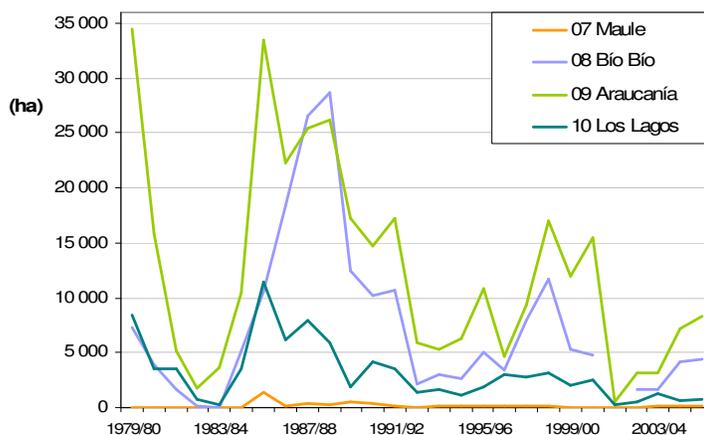
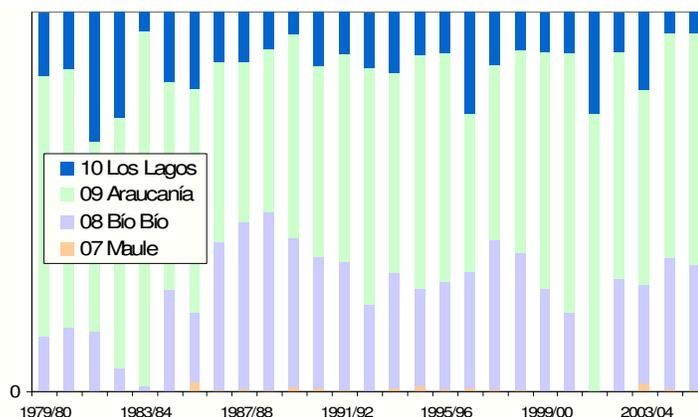


Fig.7. Repartición geográfica del cultivo de raps

El cultivo del raps se concentra geográficamente más que para la maravilla, porque es un cultivo de "invierno" cuya cosecha se hace generalmente más temprano. Las dos regiones que generan las superficies de raps más importante son la 8ª y la 9ª. Las dos tuvieron hasta 30.000ha cultivas con raps, sumando casi 60.000ha en la temporada 1987/88. El potencial de cultivo de raps es por lo tanto bastante alto respecto a la situación actual.

<sup>1</sup> Patricio Caviaras, Colegio de Ingenieros Agrónomos de Chile (comunicación personal)

El siguiente diagrama de participación porcentual subraya el gran papel de la 9ª región en el cultivo de raps, cuyo uso actual se dedica a la fabricación de alimentos para salmones. Por sus condiciones favorables, esta región aparece como la mejor alternativa de cultivos adicionales de raps. Este punto de vista concuerda con la opinión expresada por Andre Laroze<sup>1</sup>. Tomando en cuenta la futura norma de biodiesel para Chile, esta región claramente jugará un papel importante en la materia base a utilizar en la planta a diseñar durante esta memoria.



**Fig.8.** Participación por región (%) en el cultivo de raps

Varias razones permiten explicar el cultivo del raps en las 3 regiones del sur. Entre otros, se puede destacar:

- Las condiciones agroclimáticas (clima templado frío con bajas temperaturas para su desarrollo) y alta humedad)
- Los suelos (francos de consistencia media, permeables, profundos y fértiles, con buen contenido de materia orgánica)
- La rotación (se complementa en forma excelente con otros cultivos como cereales (trigo, cebada, avena y otros))

#### ■ Maravilla:

El cultivo de maravilla tiene mayor importancia en la 7ª región del Maule, donde se plantó hasta 20.000ha en la década de los 80. Sin embargo, la producción nacional cayó mucho estos últimos años y no se puede destacar una dominación clara de una región. A continuación se grafica la participación anual en porcentaje en el cultivo de maravilla desde los 80. En la década de los 90, no es posible establecer un ranking de producción claro porque la producción fue baja y las variaciones en participación altas. Los hechos esenciales que se destacan son que la 7ª región siempre tiene importancia, así como la 6ª y la región metropolitana, con papel menor. Los años con mayor superficie cultivada, como por ejemplo 1985/86, muestran una neta dominación de la 7ª región, lo que permite suponer su mayor capacidad a recibir el cultivo de maravilla.

<sup>1</sup> Jefe de bioenergía, ODEPA

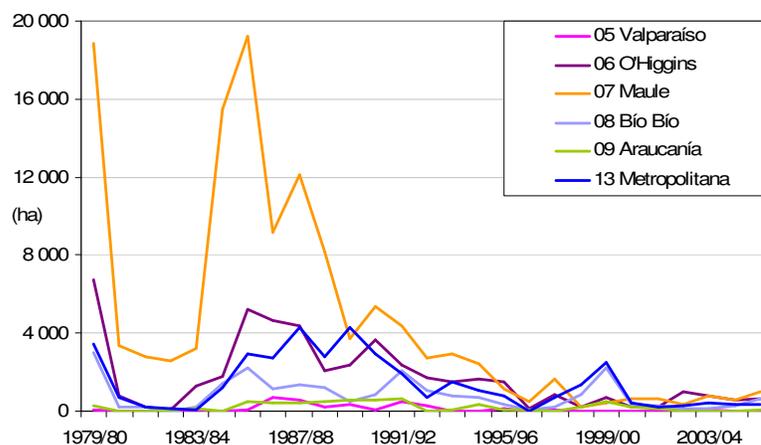


Fig.9. Repartición geográfica del cultivo de maravilla

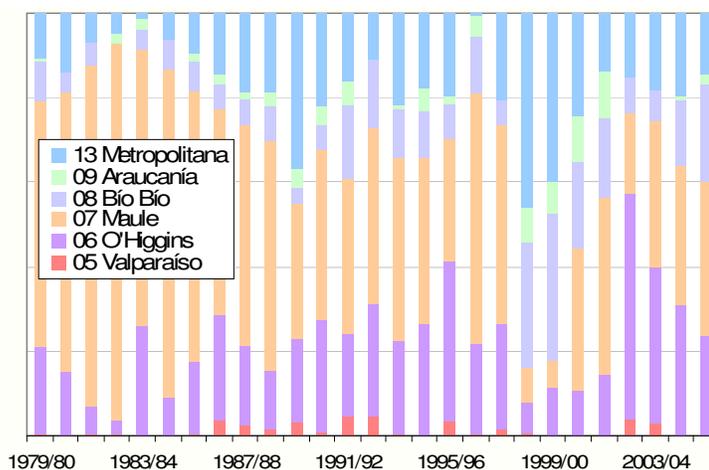


Fig.10. Participación por región (%) en el cultivo de maravilla

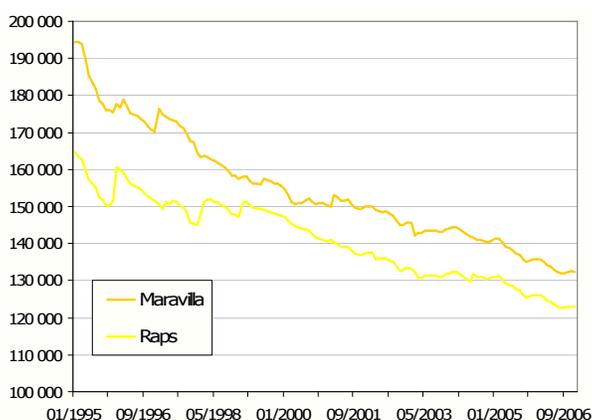
#### 2.1.4. Superficies potenciales

Según la ODEPA, para un escenario de sustitución conservador de 5% de gasolina y 5% de diesel por etanol y biodiesel, respectivamente, existirían en el país cerca de 170.000 hectáreas susceptibles de ser cultivadas para la producción de biocombustibles. En cuanto a los oleaginosos, base para fabricar biodiesel, las cifras avanzadas alcanzan solamente unas 20.000ha para ambos cultivos. Estas superficies corresponden a terrenos con bajo costo de oportunidad, es decir los que se podrían cultivar ahora sin costo adicional, porque están actualmente desocupados y sin cultivo.

#### 2.1.5. Precios

Los precios de los cultivos oleaginosos han disminuido en el tiempo por mejoramiento de los métodos agrícolas y del rendimiento de las superficies cultivadas. Se publica a continuación un gráfico de la evolución del precio de las semillas a los mayoristas, o sea al comprar a las cooperativas que reúnen las producciones de los agricultores. Esta serie de precios se calculó considerando el IPC de diciembre 2006. En cifras nominales, el precio varía poco a lo largo de los años. Desde 10 años, los precios de la maravilla y del raps disminuyen en forma más o

menos constante. La maravilla es levemente más cara, probablemente por tener un rendimiento menor (en toneladas por hectárea). Sin embargo, se lee que el aceite de raps es más caro, lo que podría explicarse por una extracción más difícil del aceite a partir de las semillas.



**Fig.11.** Precios reales en \$/ton (IPC al 12-2006)

Lo más probable es que la fuerte demanda por raps y la escasez de suelos crean un aumento del precio en el mercado de las semillas de oleaginosos. Para aumentar las superficies cultivadas de raps, será necesario tomar en cuenta el mayor costo de oportunidad de los nuevos terrenos. Este costo se incrementará probablemente de manera exponencial con la búsqueda de nuevos terrenos, porque estas nuevas tierras serán cada vez más difíciles de acceso y de cultivar. Sin embargo, es probable que una empresa como Copec no invierta en la parte agrícola sino en la parte industrial por lo que el precio del aceite puede ser un dato más relevante de usar, como lo veremos en otros capítulos.

## 2.2. Sector pecuario

La alternativa de utilizar los residuos de la industria cárnica nacional, específicamente la grasa animal, para la elaboración de biodiesel constituye otra opción válida. La grasa se puede utilizar tal como un aceite por calentarse en los procesos de fabricación de biodiesel. La siguiente tabla describe la producción pecuaria de Chile así como la repartición de esta producción a lo largo del territorio nacional.

**Tab.5.** Producción pecuaria y cobertura geográfica

Especie	Producción carne en vara (ton)		Participación en la producción total de carne en vara (%)	Regiones	Región más importante
	Promedio 2001-2005	2005/06			
Bovinos	206 645	215 584	33,46	País	RM - 35%
Ovinos	9 826	9 227	1,43	V a X	XII - 83%
Porcinos	360 515	410 664	63,73	V a VIII	VI - 70%
Caprinos	27	33	0,01	IV a X	IV - 30%
Equinos	10 098	8 826	1,37	VI a X	RM - 54%
<b>Total</b>	<b>587 111</b>	<b>644 334</b>			

Fuente: ODEPA con información de INE

Según el tipo de carne, el porcentaje de grasa varía entre 5 y 10% del peso total del animal. Considerando que 1kg de grasa produce 1L de aceite y que un 20% de la materia prima es de uso industrial (elaboración de jabones y otro tipo de productos industriales), se puede calcular el volumen teórico de biodiesel posible de producir a partir de grasa animal:

**Tab.6.** Grasa animal potencial para biodiesel al 2010

Especie	Producción carne en vara (ton)	Rendimiento grasa (%)	Producción materia prima (ton)	Porcentaje de utilización para BD (%)	Producción Biodiesel (m3)
Bovinos	237 142	8	18 971	80	15 177
Ovinos	10 150	8	812	80	650
Porcinos	451 730	10	45 173	80	36 138
Caprinos	36	8	3	80	2
Equinos	9 267	5	463	80	371
<b>Total</b>	<b>708 325</b>		65 423		52 338

Fuente: ODEPA. Cifras sujetas a revisión

La estimación preliminar al 2010 señala que este sector podría contribuir con cerca de 52 mil m<sup>3</sup> de biodiesel, representando el 21% de la demanda estimada de biodiesel al mismo año. Las dos especies con aporte más importante son los bovinos y los porcinos, cuyas regiones de mayor producción son respectivamente la Región Metropolitana y la 6<sup>a</sup> región.

Aunque factible, el sector pecuario produce la grasa de manera descentralizada en numerosos mataderos, lo que a primera vista constituye un freno importante. Podría crearse unas empresas de recolección de la grasa producido al momento de matar a los animales, pero la rentabilidad de tal proyecto es relativamente difícil de cuantificar. Sin embargo, los volúmenes potenciales son interesantes porque permitirían abastecer gran parte de la demanda de biodiesel de un punto de vista teórico.

### 2.3. Aceite usado

Se entiende por aceite usado el aceite vegetal que se utiliza en un proceso agroindustrial para cocer alimentos. También se trata del aceite ocupado en las cadenas de comida rápida como Mac Donald's para cocer las papas entre otros. Este aceite se ocupa durante un tiempo determinado en estas industrias antes de ser eliminado y cambiado por un aceite virgen.

Hoy, se reciclan estos aceites usados en las fábricas de cemento o en la construcción de asfaltos y pavimentos. Por ejemplo, la empresa Bravo Energy lo vende para reciclado en cemento según informe BDA.

Una visita a la fábrica Evercrisp de Cerrillos permite darse cuenta de dos desventajas del aceite usado: es generalmente una mezcla de varios aceites vegetales (algodón, maravilla, soya, girasol...) y tiene cierto grado de impureza al entrar en contacto directo con alimentos durante la cocción. Eso influye en la contaminación del aceite por sales u otros componentes que se añaden.

Mediante convenios entre empresas procesadoras y las grandes cadenas de distribución de comida, la ODEPA estima que el abastecimiento a una planta industrial bordearía las 3.000 toneladas mensuales, lo que en términos de biodiesel es una cifra levemente inferior debido a su menor peso específico. Finalmente, la dispersión de este aceite usado (una fábrica

importante como Evercrisp solo gasta unas 40 a 60 toneladas de aceite por mes) podría ser, al igual que la grasa animal, un freno a su utilización, tal como el costo de descontaminación si este se hace necesario.

### 3. Proyecciones

En esta parte, se explica que tipo de materia base se ocupara en la planta a diseñar después, los volúmenes que son interesantes de estudiar para Copec y finalmente se dan detalles expuestos durante los seminarios nacionales del Comité de Bioenergía sobre la rentabilidad de construir una planta.

#### 3.1. Selección de los cultivos como materia base

##### 3.1.1. Síntesis del potencial de biodiesel

La CNE estima el consumo de biodiesel en 2010 a 250.000 m<sup>3</sup>, lo que representa un 3,28% en mezcla con diesel, en volumen global (sin distinción entre el consumo industrial y el sector del transporte). Como balance total, en la tabla se muestran la superficie de los cultivos considerados y la producción de biocombustibles del sector agrícola y pecuario. La producción estimada alcanzaría a cerca 96.000 m<sup>3</sup> de biodiesel, al año 2010.

**Tab.7.** Perspectiva de producción de biodiesel en Chile

Potencial (unidad)	Producción Biodiesel (m <sup>3</sup> )	Demanda BD (estimación CNE) (m <sup>3</sup> )	Participación (%)
40000 ha	44 500	250 000	18%
65423 ton grasa	52 338		21%
<b>Total BD</b>	<b>96 838</b>		<b>39%</b>

Fuente: ODEPA. Cifras sujetas a revisión

Se deben pensar estas cifras con precaución porque representan volúmenes teóricos que se podrían alcanzar, y no consideran las 3000 toneladas potenciales de aceite usado que se producen mensualmente en la industria agroalimentaria, que sumarían entonces otros 36.000 m<sup>3</sup> de biodiesel al año.

##### 3.1.2. Norma de biodiesel

Andre Laroze mencionó un hecho que influye de manera esencial en la elección de la materia que servirá a producir el biodiesel: el gobierno chileno debería adoptar una norma de calidad exigida para el biodiesel muy cercana a la norma DIN 51.606 vigente en Alemania. Dicha norma establece un índice de yodo de 120 mg/g que descarta en general el uso de un porcentaje superior a 25% de aceites otros que aceite de raps. Eso claramente orienta este trabajo al uso de raps para cumplir con la futura norma probablemente adoptada.

Una entrevista del Ministro de Agricultura, Álvaro Rojas, publicada en La Tercera (09.12.2006) permite confirmar varios puntos claves en en la selección del raps como materia prima:

- "Nos gusta la norma alemana, que privilegia el uso del raps. Esta señala que el 75% del biodiesel tiene que provenir de ese producto"
- "El raps permite asegurar una autoproducción del país"
- "Además, el raps es un cultivo de rotación, no es un monocultivo; y no tiene efectos ambientales"
- "Existen unas 15 mil hectáreas que están preferentemente orientadas a la industria del salmón. No vemos inconveniente en incrementar, en un plazo razonable, esa superficie a unas 120 mil (hay que considerar que el país llegó a 60 mil hectáreas en el pasado), y con eso, satisfacer a una cifra cercana al 5% de las fuentes móviles al 2010, sobre todo de vehículos de carga y locomoción colectiva".

De estos puntos, vemos que el raps cumplirá el mayor papel en la producción nacional de biodiesel porque se produce en Chile (y no en los países vecinos), que ya existen unas 15 mil hectáreas, ampliables a 120 mil hectáreas para lograr objetivos razonables de producción.

### 3.1.3. Uso de raps

Para cumplir con las reglas que adoptará el gobierno en cuanto a la calidad del biodiesel, se deberá incorporar por lo menos 75% de raps en la fabricación del biocombustible. Eso significa que el uso de raps como materia base es una obligación dados los volúmenes que quiere producir Copec, para cual se quiere diseñar la planta. Dado la necesidad de eliminar la cera en el aceite de maravilla, lo que genera equipos y costos suplementarios, parece razonable prever como materia base solamente aceite de raps.

Sin embargo, podría resultar interesante pensar en una planta que funciona con otra materia base, del tipo "multi-feed", que permiten usar distintas materias primas o especies vegetales de una misma familia. Biodiesel America informa que las plantas *muti-feed* funcionan previo lavado o limpieza de la maquinaria.

## 3.2. Volúmenes de producción

### 3.2.1. Estimación de los recursos potenciales

Vimos en las partes precedentes que se cultivan ahora más o menos 16.000 hectáreas de raps en 2007/07 que se dedican a producir aceite para las salmoneras. El Ministerio de Agricultura estima posible llegar a "plazo razonable" a unas 120.000 hectáreas, principalmente en las regiones Novena, Octava y Décima.

A continuación se presenta una tabla que calcula el volumen potencial de biodiesel que se podría producir según varios escenarios de superficies cultivadas:

- El caso "Bajo costo" toma en cuenta las 20.000 hectáreas de ambos oleaginosos que calculó la Odepa como siendo de bajo costo de oportunidad y que se podrían ocupar ahora.
- El caso "Superf. Alcanzada" se basa en las superficies máximas que se alcanzaron en el pasado y que podrían volver a ser cultivadas.

- El caso "Odepa (Laroze)" utiliza una revisión hecha por André Laroze sobre la superficie neta que se podría utilizar para cultivar raps, o sea que considera lo que ya se ocupa para las salmoneras y que no sirven para fabricar biodiesel.
- El caso "Ministerio" se basa en la superficie potencial pensada por el Ministerio de Agricultura para el cultivo de raps, que es de 120.000 hectáreas.

Es importante destacar que el raps es un cultivo de rotación que se puede cultivar en un mismo terreno cada 3 años, por lo que las superficies netas sobre tres años serían 3 veces superiores. Pero el raps es un perfecto complementario del trigo que se puede plantar en los 2 años siguientes, con rendimientos mayores además.

**Tab.8.** Producción potencial de biodiesel según varios escenarios

	Unidad	Bajo costo		Odepa (Laroze)	Superf. Alcanzada		Ministerio
		Raps	Maravilla	Raps	Raps	Maravilla	Raps
Superficie	ha	20 000	20 000	40 000	61 000	30 000	120 000
Rendimiento	ton/ha	3,5	2,8	3,5	3,5	2,8	3,5
Materia prima	ton	70 000	56 000	140 000	213 500	84 000	420 000
Factor de conversión	L/ton	350	330	350	350	330	350
Aceite	m3	24 500	18 480	49 000	74 725	27 720	147 000
<b>Biodiesel</b>	<b>m3</b>	<b>24 500</b>	<b>18 480</b>	<b>49 000</b>	<b>74 725</b>	<b>27 720</b>	<b>147 000</b>

Basándose en el caso menos optimista con los terrenos de bajo costo, vemos que ya se puede hacer unos casi 43 mil m3 de biodiesel, cuando la previsión de demanda en el 2010 es de 152 mil m3 para el total del mercado del combustible diesel. En caso de efectivamente cultivar unas 120.000 hectáreas de raps como lo desea el Ministerio de Agricultura, el raps permite cubrir la demanda prevista. No obstante, eso tendría un costo mayor por cultivar terrenos más difíciles de acceder o trabajar.

### 3.2.2. Estimación de las necesidades de Copec

Para buscar el proceso más adecuado a las necesidades de Copec, es interesante hacer un estudio de varios escenarios de volúmenes a vender por la empresa. A partir de los registros de ventas establecidos por Copec entre los años 1999 y 2005, se calculan los volúmenes de petróleo diesel a vender en el año 2010, considerando el crecimiento previsto por la CNE de 4,7% al año.

**Tab.9.** Volúmenes de Diesel y biodiesel (m3)

	Total país	Copec país	Copec Stgo	Copec Central
Diesel	7 625 664	4 191 065	1 025 028	969 931
B2 total	152 513	83 821	20 501	19 399
B2 transporte	91 508	50 293	12 300	11 639

Siguiendo las estimaciones de la Odepa, el sector del transporte consume el 60% del petróleo diesel total vendido en el país. Se dan los datos de ventas en Santiago y en la zona central en caso de mezclar biodiesel al diesel solamente en estas zonas al principio. Copec logra obtener generalmente entre 50 y 55% del mercado de ventas de petróleo diesel en Chile. Sin embargo, se expone también las ventas totales del país. Así, se estudia además la posibilidad de fabricar y vender biodiesel a las otras distribuidoras si el proyecto es factible y rentable.

### 3.2.3. Estimación de los recursos necesarios para Copec

En función de los diferentes volúmenes calculados en el párrafo precedente, vamos a calcular por el mismo principio las superficies necesarias de raps que permitirían producirlos. El razonamiento se hace al revés y utilizando los mismos parámetros que en la parte precedente. El sector del transporte representa 60% del petróleo diesel consumido en Chile, así que se puede calcular las superficies necesarias en este caso, incluyendo la necesidad de rotación.

**Tab.10.** Superficies necesarias para varios mercados

		Total país	Copec país	Copec Stgo	Copec Central
Volumen B2 transporte	m3	91 508	50 293	12 300	11 639
Aceite	m3	91 508	50 293	12 300	11 639
Factor de conversión	m3/ton	0,35	0,35	0,35	0,35
Materia prima	ton	261 451	143 694	35 144	33 255
Rendimiento	ton/ha	3,5	3,5	3,5	3,5
<b>Superficie equivalente</b>	<b>ha</b>	<b>74 700</b>	<b>41 055</b>	<b>10 041</b>	<b>9 501</b>

Si se agregara solamente biodiesel al diesel necesario para el transporte, Copec necesitaría unas 41.000 hectáreas para cumplir con la mezcla del 2% con todo el petróleo diesel que la empresa venderá en el año 2010. No obstante, se debe considerar la posibilidad que el gobierno imponga hasta 5% de mezcla de biodiesel en los años siguientes por lo que Copec debe prever una planta más grande que le permite producir biodiesel en cantidad suficiente para su diesel propio. Estimamos entonces la necesidad de Copec alrededor de 100.000 toneladas por año, equivalente a unas 80.000 hectáreas de raps por año.

### 3.3. Elementos para el diseño de planta

La planta que se quiere diseñar es de primera generación por ocupar como materia base un cuerpo graso (el aceite vegetal en nuestro caso). Se supone que una planta de biodiesel se diseña para un cierto tipo de materia prima. Sería entonces necesario investigar los procesos y tipos de planta "multi-feed", o sea que tengan capacidad si se imagina producir biodiesel a partir de mezclas de aceites.

Se admite generalmente que para una producción industrial de biodiesel, es mejor tener plantas de gran tamaño, centralizadas y que operan en forma autónoma, basadas en grandes economías de escala. No obstante, mientras mayor sea la capacidad de producción de la planta, más alejadas estarán las fuentes de abastecimiento de la materia prima. Eso se repercute en los costos de transporte de la materia prima hacia la planta.

El precio del petróleo al cual el biodiesel es económicamente viable es de US\$ 80 por barril<sup>1</sup>. Eso genera la necesidad de optimizar la producción y los procesos industriales para el caso del biodiesel, cuando el precio del petróleo sea inferior a este precio. Con los impuestos vigentes y los actuales costos de materia prima, el biodiesel tendría un precio competitivo con el diesel con precios del petróleo en torno a los US\$ 72 por barril, asumiendo que el biodiesel no está afecto a los impuestos específicos. Sin embargo, este valor ya no debe considerarse al aumento fuerte del precio internacional del aceite de raps.

<sup>1</sup> The Economist (20/04/2006)

Del punto de vista de la inversión, la Odepa menciona que para una planta de biodiesel de US\$ 30 millones se requieren aproximadamente 100 mil hectáreas de raps. Los valores de inversión dependen de varios parámetros como la tecnología y la empresa que construye la planta. La inversión para plantas de 100.000 toneladas al año varía generalmente entre unos 12 a 25 millones de dólares.

## Capítulo III

### Procesos de fabricación del biodiesel

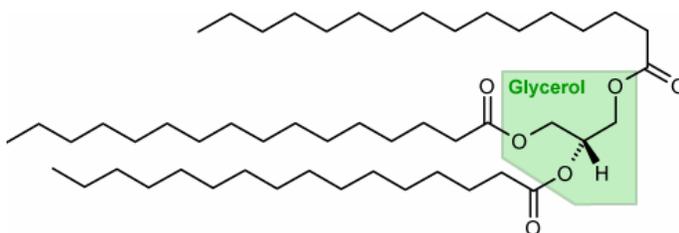
---

Este capítulo presenta los mecanismos de fabricación de biodiesel del punto de vista químico así como industrial con el detalle de los procesos utilizados en la fabricación industrial al nivel mundial. Expone un panorama de los procesos ocupados de manera general con el fin de elegir la tecnología adecuada a las necesidades de Copec.

## 1. Descripción química del biodiesel

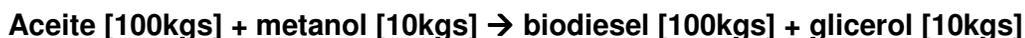
La American Standard for Testing and Materials (ASTM) define el biodiesel como una mezcla de ésteres monoalquílicos de ácidos grasos de cadena larga derivados de lípidos renovables tales como aceites vegetales y que se emplea en los motores de ignición de compresión (motores diesel) o en calderas de calefacción.

Un éster monoalquílico es el producto de la reacción de un alcohol de cadena abierta no ramificada, tal como metanol o etanol, con una grasa o un aceite (triglicéridos) para formar glicerol (glicerina) y los esteres de ácidos grasos de cadena larga, comúnmente definido como biodiesel. Los mayores componentes de un aceite vegetal son los triglicéridos, también llamados "triacilgliceroles" en el caso de grasa animal. Los triglicéridos son ésteres de glicerol con ácidos de cadena larga, llamados usualmente ácidos grasos (fatty acids en inglés).



**Fig.12.** Un triglicérido, el tripalmitoilglicerol

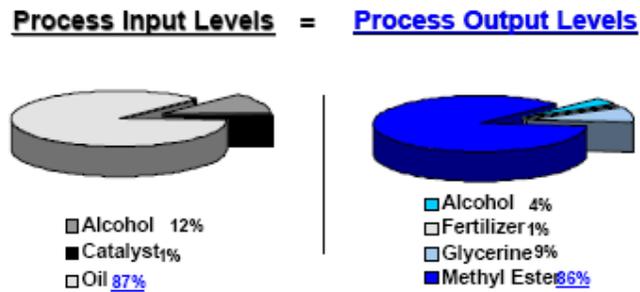
El proceso de fabricación de biodiesel convierte la casi totalidad del aceite directamente en éster. Así que el balance en masa aproximativo de producción de biodiesel se puede predecir:



La fig.13 de la Nacional Biodiesel Board, que reúne los principales actores del sector del biodiesel en Estados-Unidos, permite exponer la sencillez del balance y ver la evolución de los componentes químicos durante la reacción de fabricación de biodiesel.

Existen fundamentalmente cuatro etapas importantes en esta fabricación que son la extracción del aceite, la refinación del aceite, la producción del biodiesel y su refinación y por fin el tratamiento de la glicerina y del metanol.

Los siguientes párrafos detallan cada parte del proceso, teniendo especial énfasis en la reacción propiamente tal, y otros datos interesantes acerca de la calidad del combustible.



**Fig.13.** Balance de fabricación del biodiesel

## 2. Procesos químicos para la producción de biodiesel

Como lo vimos en el primer capítulo, la materia prima que entra en la producción de biodiesel puede ser aceites vegetales, grasas animales o aceites y grasas reciclados. Estos materiales contienen triglicéridos, ácidos grasos libres y otros contaminantes según el tipo de pre-tratamiento que recibieron antes de entrar al proceso de transformación en biodiesel. Como el biodiesel es un mono-alquilo éster de ácido graso, el alcohol primario utilizado para formar éster es el otro mayor insumo necesario para generar la reacción química. Se supone que la planta a diseñar funcionará con semillas de raps y de maravilla, para cumplir con los requisitos de la norma chilena de biocombustibles.

Existen tres formas básicas de producir biodiesel<sup>1</sup>:

- Transesterificación con catalizador básico de un aceite con metanol
- Esterificación con catalizador ácido de un aceite con metanol
- Conversión del aceite en ácidos grasos, y luego en metil ésteres por catálisis ácida

Aunque la transesterificación es la reacción más utilizada al nivel mundial, los otros procesos se proponen para tratar aceites que contienen mayor porcentaje de ácidos grasos. El uso de la catálisis ácida sirve como pre-tratamiento de materia base con alto contenido de ácidos grasos libres, pero la velocidad de reacción para convertir triglicéridos a metil ésteres es muy lenta. La casi totalidad de los metil ésteres que se producen en la actualidad se hacen con el primer método de transesterificación alcali-catalizada, porque este método es el más económico:

- Proceso con baja temperatura (60-70 °C) y presión (1,3 bar)
- Gran rendimiento de conversión (98%) con reacciones laterales mínimas
- Tiempo de reacción corto
- La conversión en metil éster es directa, sin pasos intermedios
- No se necesitan materiales de construcción exóticos

La mayoría de los procesos para fabricar biodiesel utiliza un catalizador para iniciar la reacción. Su uso es necesario porque el alcohol es escasamente soluble en la fase aceitosa. El catalizador crea un aumento de la solubilidad para permitir que la reacción se desarrolle a velocidad razonable. Los catalizadores básicos se usan esencialmente en las plantas que procesan aceites vegetales porque estos tienen generalmente un bajo contenido de ácidos grasos libres y de agua, los dos siendo perjudiciales al buen desarrollo de la reacción de

<sup>1</sup> National Biodiesel Board NBB, Estados-Unidos

transesterificación. Así, los catalizadores más utilizados son bases minerales fuertes tal como hidróxido de sodio o de potasio. Después de la reacción, estos catalizadores básicos deben neutralizarse con ácidos minerales fuertes.

## 2.1. Transesterificación con catalizador básico de un aceite con metanol

### 2.1.1. Descripción básica de la reacción

La transesterificación se basa en la reacción de moléculas de triglicéridos (el número de átomos de las cadenas está comprendido entre 15 y 23, siendo el más habitual de 18) con alcoholes de bajo peso molecular (metanol, etanol, propanol, butanol) para producir ésteres y glicerina (que puede ser utilizada en cosmética, alimentación, farmacia, etc.).

El contenido máximo de ácidos grasos libres aceptable con el proceso de transesterificación es de 2%, lo mejor siendo inferior a 1%. La catálisis básica es relativamente rápida porque el tiempo de residencia suele ser de 5 minutos a 1 hora, según la temperatura, la concentración, la mezcla y el ratio entre alcohol y triglicérido. Los catalizadores que se ocupan usualmente son el hidróxido de sodio NaOH, el hidróxido de potasio KOH y el metóxido de sodio (obtenido por mezcla del metanol con NaOH).

La reacción de transesterificación básicamente convierte triglicéridos en biodiesel, según la ecuación siguiente:



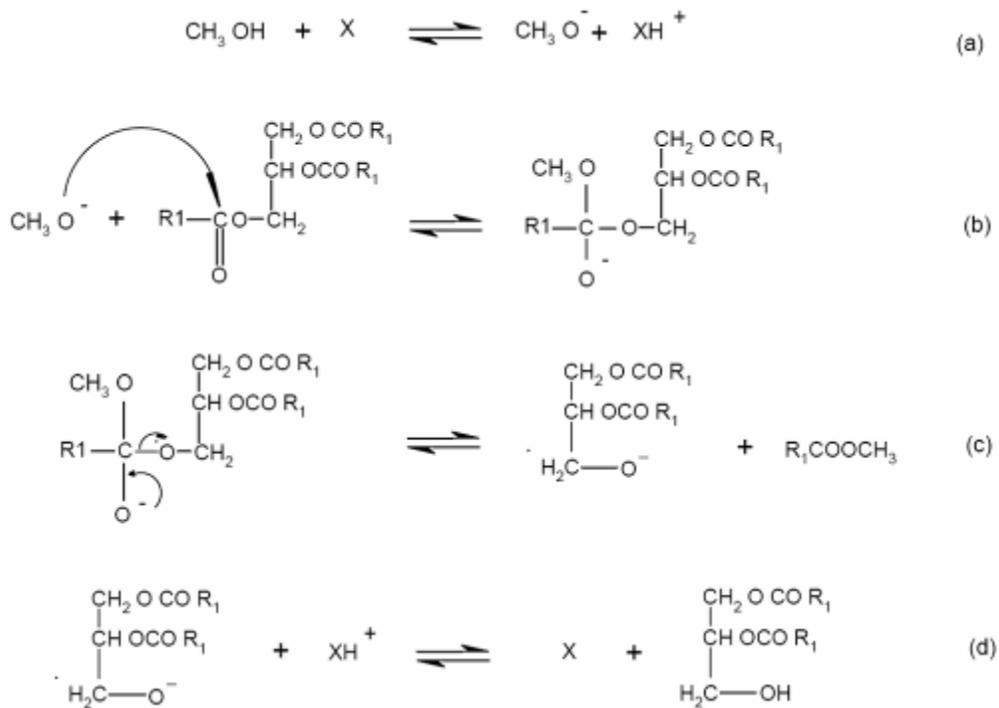
**Fig.14.** Reacción de transesterificación

Las típicas proporciones de productos utilizados en el proceso de fabricación del biodiesel mediante transesterificación son:

- reactantes: aceite (100 kg)  
alcohol primario (10 kg, metanol)
- catalizador: base mineral (0,3 kg de hidróxido de sodio)
- neutralizante: ácido mineral (0,25 kg de ácido sulfúrico)

### 2.1.2. Mecanismo químico de la transesterificación

En fig.15, se explica químicamente el proceso de transformación de una de las tres cadenas ácida de un triglicérido, el componente principal del aceite vegetal, en un metil éster (biodiesel). En el paso (a) de la reacción, el metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) reacciona con el catalizador básico (denominado X). R1 es el grupo alquilo que forma parte de la cadena del ácido graso del triglicérido. En el paso (b) el radical cargado negativamente ( $\text{CH}_3\text{O}^-$ ) reacciona con el doble enlace del grupo carbonilo del triglicérido. En el paso (c) se forma una molécula del éster alquílico ( $\text{R1COO CH}_3$ ) – en nuestro caso específico se trata del metil éster. En el paso (d) se regenera el catalizador formándose un diglicérido. Los pasos (a) al (d) se repiten hasta la desaparición del triglicérido con la formación del mono alquil éster y glicerina como productos finales.



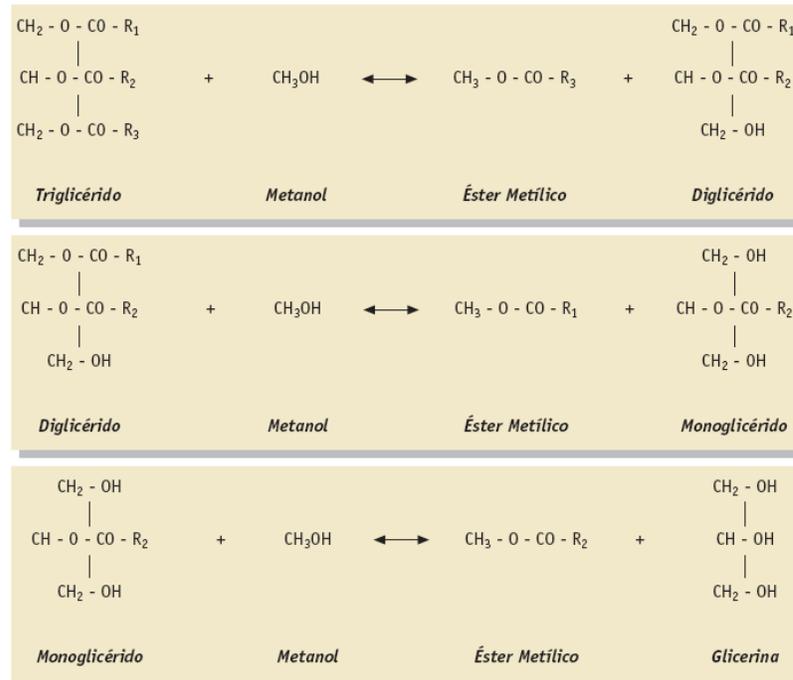
**Fig.15.** Mecanismo químico de transesterificación de un triglicérido<sup>1</sup>

Los pasos (a) al (d) se repiten hasta la desaparición del triglicérido con la formación del mono alquil éster y glicerina como productos finales. La reacción de transesterificación se desarrolla en una proporción molar de alcohol a triglicérido de 3 a 1, reaccionando en la metanólisis 1 mol de triglicérido con 3 moles de alcohol (aunque se añade una cantidad adicional de alcohol para desplazar la reacción hacia la formación del éster metílico). Además, la formación de la base de la glicerina, inmiscible con los ésteres metílicos, juega un papel importante en el desplazamiento de la reacción hacia la derecha, alcanzándose conversiones cercanas al 100%.

Para resumir, se puede añadir que en la transesterificación tienen lugar tres reacciones reversibles y consecutivas (fig.16). El triglicérido es convertido consecutivamente en diglicérido, monoglicérido y glicerina. En cada reacción un mol de éster metílico es liberado.

En la reacción de transesterificación se utiliza un catalizador para mejorar la velocidad de reacción y el rendimiento final. Es importante destacar que sin él, no sería posible esta reacción. Los catalizadores pueden ser ácidos homogéneos (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, HCl, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, RSO<sub>3</sub>), ácidos heterogéneos (Zeolitas, Resinas Sulfónicas, SO<sub>4</sub>/ZrO<sub>2</sub>, WO<sub>3</sub>/ZrO<sub>2</sub>), básicos heterogéneos (MgO, CaO, Na/NaOH/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>), básicos homogéneos (KOH, NaOH) o enzimáticos (Lipasas: Candida, Penicillium, Pseudomonas). De todos ellos, los catalizadores que se suelen utilizar a escala comercial son los catalizadores homogéneos básicos ya que actúan mucho más rápido y además permiten operar en condiciones moderadas. En el caso de la reacción de transesterificación, cuando se utiliza un catalizador ácido se requieren condiciones de temperaturas elevadas y tiempos de reacción largos, lo que limita su interés.

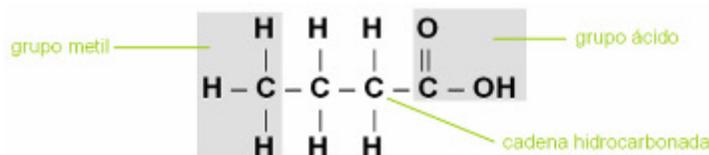
<sup>1</sup> Proceso para la producción de Biodiesel. Autor: Ing. Rodolfo J. Larosa. <http://www.biodiesel-uruguay.com>



**Fig.16.** Reacciones implicadas en la transesterificación <sup>1</sup>

Sin embargo, la utilización de álcalis, que como se ha comentado es la opción más utilizada a escala industrial, implica que los glicéridos y el alcohol deben ser anhidros (<0,06 % v/v) para evitar que se produzca la saponificación. Además, los triglicéridos deben tener una baja proporción de ácidos grasos libres (AGL) para evitar que se neutralicen con el catalizador y se formen también jabones. De esta manera las reacciones secundarias parasitas que se pueden dar son las siguientes:

- Reacción de saponificación
- Reacción de neutralización de Ácidos grasos libres (AGL)



**Fig.17.** Estructura de un ácido graso

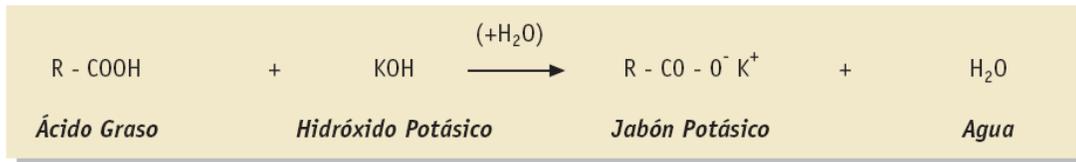
### 2.1.3. Reacción de neutralización de Ácidos grasos libres

Los AGL presentes en el aceite vegetal pueden reaccionar con el catalizador básico en presencia de agua, ocurriendo asimismo una reacción indeseable, produciendo jabón (fig.18). Esta reacción se considera parasita porque pone el catalizador en una forma en que no contribuye a acelerar la reacción. Además, el exceso de jabón puede inhibir el proceso posterior del biodiesel, por ejemplo en las etapas de separación del éster y del glicerol y durante el lavado por agua del éster. En efecto, los jabones de ácidos grasos libres tienden a solidificarse

<sup>1</sup> *Biocarbantes líquidos: biodiesel y bioetanol.* J. García C. y J. García L. Universidad Rey Juan Carlos (Madrid)

a temperatura ambiente así que una mezcla de productos con exceso de jabón podría gelificar y formar una masa media sólida que sería difícil de remover.

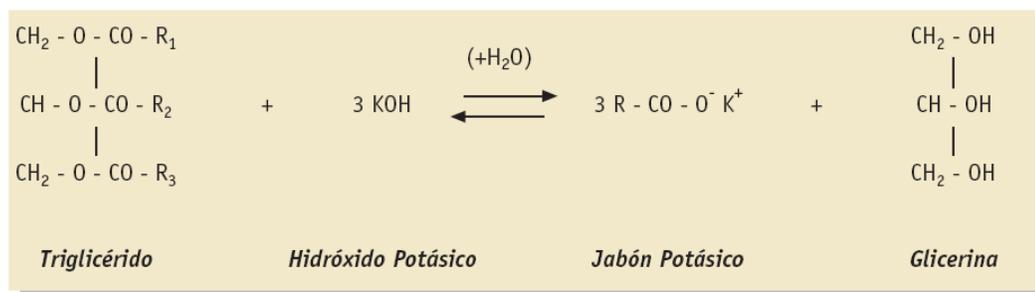
Existen entonces dos maneras de neutralizar los AGL. Se puede dejar ocurrir esta reacción de saponificación y luego se recuperan los jabones. Otra manera de eliminarlos es mediante una reacción de esterificación con un catalizador ácido con lo que se formaría el éster metílico (ver párrafo siguiente).



**Fig.18.** Saponificación de un ácido graso

#### 2.1.4. Reacción de saponificación

En presencia de agua y particularmente a altas temperaturas, el triglicérido reacciona con el catalizador básico, consumiendo éste y dando lugar a la formación de jabones (reacción de saponificación), como se puede ver en la fig.19.



**Fig.19.** Saponificación de un triglicérido

Este fenómeno se explica por la formación intermedia de AGL que ocurre en presencia de agua. En condiciones tales como descritas, el agua puede hidrolizar el triglicérido en diglicérido y formar un AGL (fig.20). Cuando un catalizador básico está presente, el AGL reacciona para formar jabón, como en la reacción expuesta en fig.18.

Así, cuando se utilizan estos catalizadores, se debe tener precaución con las condiciones de reacción, especialmente la temperatura y la cantidad de catalizador básico, para reducir al máximo la saponificación. Sin embargo, los metóxidos sólo contienen el grupo OH como impureza, por lo que su utilización no produce prácticamente jabones por saponificación. En cualquier caso, se deben utilizar aceites y alcoholes esencialmente anhidros, ya que el agua favorece la formación de jabones por saponificación. Por este motivo, se debe eliminar el agua, mediante evaporación, en los aceites con altos contenidos en humedad antes de llevar a cabo la transesterificación.

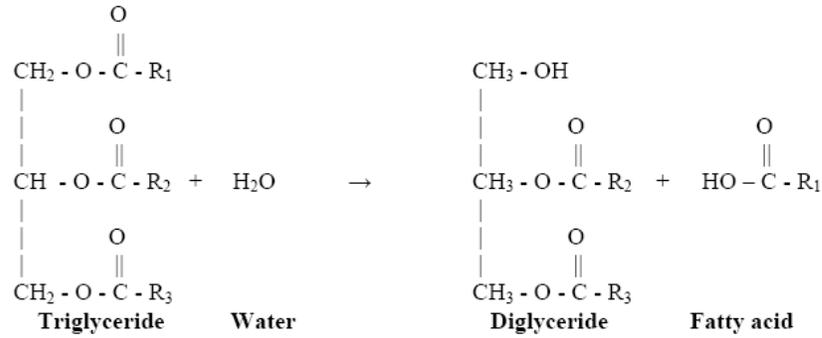


Fig.20. Hidrólisis de un triglicérido

### 2.1.5. Etapas del proceso de transesterificación con catálisis básica

El proceso de transesterificación tiene muchas variantes según los tratamientos que se hacen y el orden de los subsistemas en el proceso. Sin embargo, el diagrama expuesto en fig.21 es un buen ejemplo de un proceso clásico. Este diagrama muestra de manera esquemática los procesos involucrados en la producción de biodiesel a partir de materia base con bajo contenido de ácidos grasos libres (AGL). Están concernidos los aceites de soja y raps y los aceites usados de mejor calidad. A continuación, se describen de manera breve las diferentes etapas del proceso de transesterificación, desde la recepción del aceite hasta la producción del biodiesel terminado.

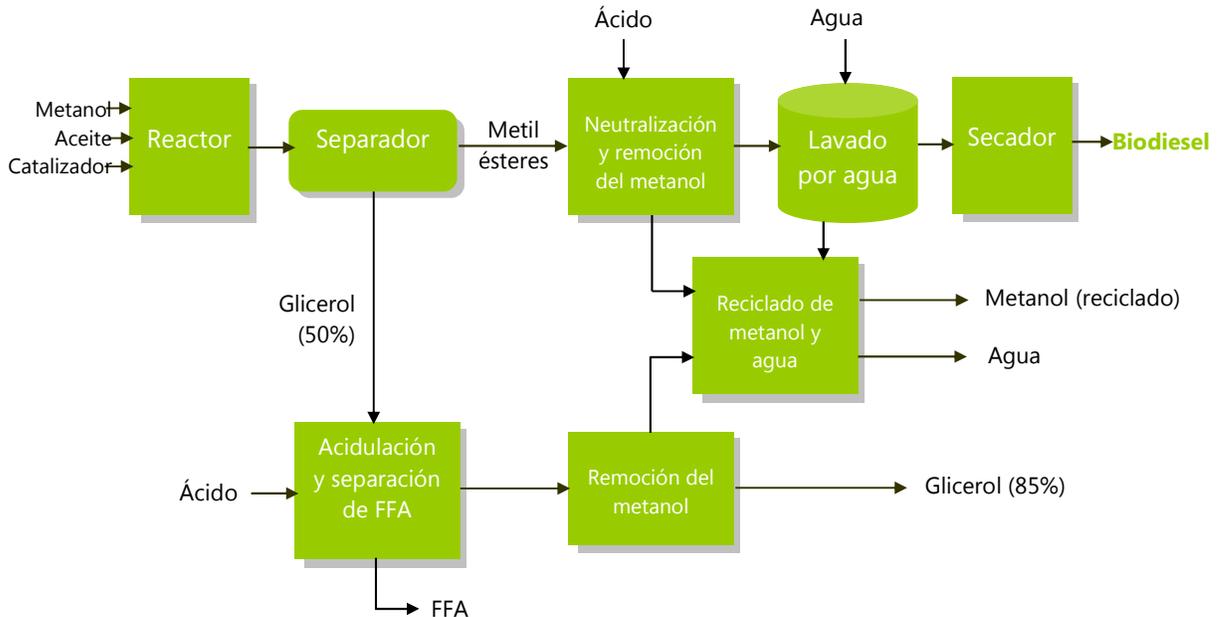


Fig.21. Diagrama del proceso

El proceso de transesterificación se detalla en el capítulo de diseño de la planta donde se eligió esta tecnología como base de la memoria, así que no se detalla precisamente las etapas de funcionamiento ahora.

- Reacción de transesterificación

La mezcla de metanol y catalizador es cargada en un reactor, ya sea en forma continua o por lotes, y se adiciona el aceite. La mezcla se mantiene aproximadamente una hora a 65 °C. El exceso de metanol es usado normalmente para asegurar la conversión total del aceite o la grasa en metil éster. El catalizador reaccionará primero con cualquier ácido graso libre en el aceite para formar jabón. Debe haber suficiente catalizador adicional, para catalizar la reacción tanto como para reaccionar con los ácidos grasos libres.

Si el nivel de ácidos grasos libres es demasiado elevado (0,5% a 1%) o si hay agua presente, el jabón formado empieza a generar emulsiones con el metanol y el aceite, impidiendo que la reacción ocurra. En algunos casos la emulsión puede ser tan fuerte que forma un producto irrompible de apariencia similar al queso. En este caso el producto debe ser removido físicamente del sistema, y luego puede ser defragmentado. Por estas razones, el aceite es tratado para remover ácidos grasos y todas las corrientes de alimentación se mantienen libres de agua.

La reacción se hace a veces en dos etapas en los procesos de producción continuos, donde el 80% del alcohol y del catalizador se agrega en la primera etapa. Después, los productos de esta reacción pasan por un separador de glicerol y entran al segundo reactor. Los otros 20% de alcohol y catalizador son agregados en esta segunda etapa. Este sistema provee una reacción muy completa, con la posibilidad de utilizar menos alcohol que en un proceso en una etapa.

- Separación

Una vez que la reacción se ha completado y el metanol ha sido removido, existen dos productos principales: el metil éster y el glicerol. Debido a la diferencia de densidades entre la glicerina y el metil éster, los dos pueden ser separados por gravedad o centrifugación. Cualquier capa difusa puede ser reciclada o enviada a un tratamiento de efluentes.

- Remoción del metanol

En algunos sistemas el exceso de metanol se remueve por un simple proceso de destilación. En otros sistemas el metanol se remueve después de que la glicerina y los reactantes hayan sido separados.

- Lavado del metil éster

Los jabones serán removidos durante el lavado por agua y los ácidos grasos quedarán en el biodiesel. El lavado por agua sirve para remover todo catalizador, jabón, sale, metanol o glicerol libre quedando en el biodiesel. Neutralizar antes de lavar reduce el agua necesaria y minimiza la potencialidad de emulsiones durante el lavado.

- Neutralización de la glicerina

La glicerina resultante contiene catalizador que no ha sido utilizado y jabón, el cual se neutraliza con un ácido formando sales, y se envía a almacenamiento como glicerina cruda. En algunos casos (catalizador: K-OH, ácido: PO<sub>4</sub>H<sub>3</sub>) la sal se recupera y se utiliza como fertilizante. La mayoría de las veces, sin embargo, se usa ácido clorhídrico y soda cáustica, que forman cloruro de sodio el cual es dejado simplemente en la glicerina. La glicerina resultante es separada del metanol que contenga por medio de arrastre por vapor y la glicerina final tiene generalmente una pureza de entre 80% y 88% y puede ser vendida como glicerina cruda.

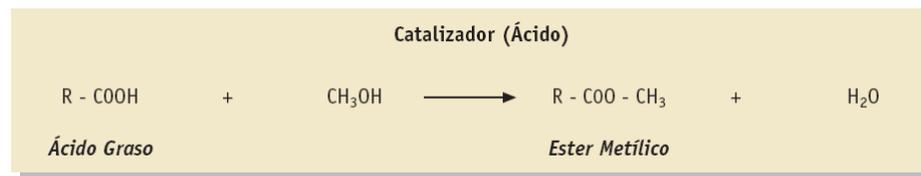
- Reciclado del metanol y del agua

El metanol y el agua provenientes de los procesos de recuperación de glicerina y de purificación del metil éster se envían a una columna de destilación para recuperar el metanol. Este será reutilizado en el proceso. Se debe tener cuidado para asegurarse que no se acumule agua en las corrientes de recuperación del metanol.

## 2.2. Esterificación con catalizador ácido de un aceite con metanol

Aunque los catalizadores ácidos pueden ser utilizados para transesterificación, se considera generalmente que son demasiado lentos para una fabricación industrial de biodiesel. Los sistemas con catálisis ácida se caracterizan entonces por una velocidad de reacción baja y un requerimiento del ratio alcohol:triglicérido alto (20:1 y más).

Por esta razón, la reacción con catálisis ácida se utiliza más comúnmente para la esterificación de ácidos grasos libres (AGL) a ésteres (ver fig.22) o para convertir jabones a ésteres, siendo una etapa de pre-tratamiento de materia base con alto contenido de AGL. De este modo, este proceso se combina con la transesterificación de manera a aprovechar el subproducto de ácidos grasos y producir asimismo biodiesel. Dada la importancia de los ésteres se han desarrollado numerosos procesos para obtenerlos. El más común es el calentamiento de una mezcla del alcohol y del ácido correspondiente con ácido sulfúrico, utilizando el reactivo más económico en exceso para aumentar el rendimiento y desplazar el equilibrio hacia la derecha (esterificación de Fischer).



**Fig.22.** Esterificación de los AGL

Los catalizadores ácidos incluyen el ácido sulfúrico y el ácido fosfórico. El tiempo de residencia de la mezcla en el reactor puede variar de 10 min a 2 horas. Al usar ácido sulfúrico, este sirve tanto de catalizador como de sustancia higroscópica que absorbe el agua formada en la reacción. A veces es sustituido por ácido fosfórico concentrado. En la práctica este procedimiento tiene varios inconvenientes. El alcohol puede sufrir reacciones de eliminación formando olefinas, esterificación con el propio ácido sulfúrico o de formación del éter, y el ácido orgánico puede sufrir decarboxilación.

Este proceso tiene varias características generales<sup>1</sup>:

- puede ser en lote o continuo
- la temperatura es de 200 a 250 °C y las presiones superiores a 10 bar.
- necesita un retiro continuo del agua (porque esta apaga el catalizador)
- se necesita aceros resistentes al ácido
- el rendimiento alcanza 99% en sistemas de contra corriente
- los AGL que no reaccionaron se pueden remover con un depilado cáustico

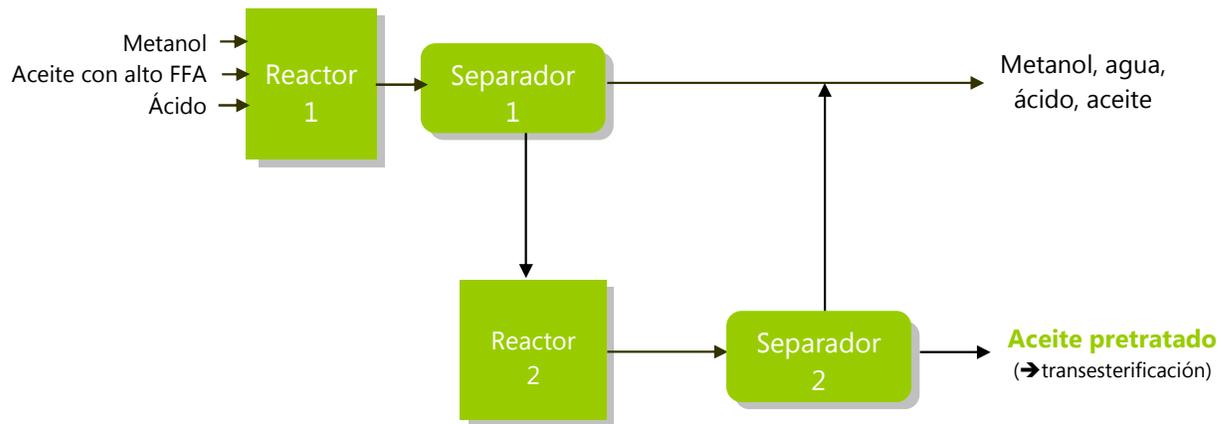
La catálisis ácida no se utiliza en el proceso industrial de transesterificación por ser lento e intensivo en consumo de energía (para calentar y presionar la mezcla). Los aceites usados

<sup>1</sup> *Biodiesel Technology and Feedstocks*. National Renewable Energy Laboratory. US Department of Energy

contienen típicamente entre 2 y 7% de AGL, las grasas animales entre 5 y 30% o algunas grasas de baja calidad pueden alcanzar 100% de AGL.

Los sistemas de esterificación producen agua como co-producto. El ácido necesitara neutralización cuando se termine el proceso, pero se puede hacer al agregar el catalizador básico en el proceso siguiente de transesterificación de los triglicéridos restantes en la mezcla de aceite con biodiesel (después de este pre-tratamiento por esterificación).

Las etapas de este proceso son relativamente sencillas. Se mezcla primero el aceite de alto contenido en AGL, el metanol y el ácido en un reactor. Después de la reacción, se debe separar la capa de aceite de bajo AGL y éster de la capa de ácido, metanol y agua. El agua se extrae generalmente por un proceso de evaporación, llevando el alcohol al mismo tiempo. Como en el caso de transesterificación, se puede hacer este proceso en dos etapas para llegar a un mejor rendimiento, como se presenta en la fig.23.

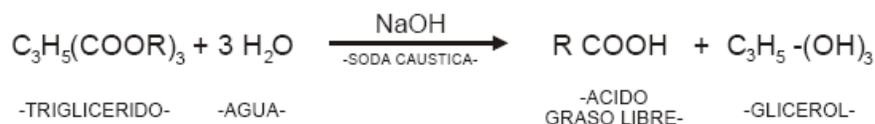


**Fig.23.** Pre-tratamiento de aceite de alto AGL por esterificación

Después de esta esterificación, el aceite tratado para eliminar los AGL se puede transesterificar para convertir los triglicéridos en biodiesel. La mezcla (agua, jabones y aceite) es secada, saponificada y ésterificada con metanol utilizando como catalizador un ácido inorgánico. El proceso necesita un gran exceso de alcohol y el costo de recuperación de este alcohol determina la factibilidad de este proceso.

### 2.3. Conversión del aceite en ácidos grasos, y luego en metil ésteres por catálisis ácida

Este método tiene poca aplicación industrial pero se usa para aceite con alto grado de AGL, como alternativa al proceso anterior. En vez de hacer una esterificación de los ácidos grasos libres y luego una transesterificación de los triglicéridos restantes en la mezcla, este proceso pretende transformar el resto de triglicéridos en AGL y después se aplica esterificación ácida al aceite para formar biodiesel. El proceso para transformar triglicéridos en AGL, con obtención de glicerina como co-producto, se llama hidrólisis, cuya reacción ya vimos en este capítulo:



**Fig.24.** Hidrólisis del triglicérido en AGL

Para ser eficiente, el proceso de hidrólisis mezcla vapor de agua con los triglicéridos. Las propiedades de la hidrólisis son:

- puede ser continuo o por lote
- necesita aceros resistentes a los ácidos
- el rendimiento alcanza 99% en los sistemas de contra flujo

El proceso de hidrólisis se hace comúnmente en un reactor de contra flujo con uso de vapor con ácido sulfúrico o sulfónico. Una parte de los contaminantes en la materia base se irá con los efluentes de agua. Otra parte sigue con los AGL y se puede elegir entre removerlos o dejarlos, según los procesos y la especificación del producto.

La segunda etapa consiste en una esterificación, generalmente a contra flujo, de los ácidos grasos libres, tal como descrito en la parte anterior, donde los AGL se transforman en metil ésteres en presencia de alcohol y con catálisis ácida. Por fin, los ésteres se neutralizan y secan. Esta reacción permite rendimientos de 99% pero el equipamiento necesitará ser resistente a los ácidos. Sin embargo, la ventaja de este proceso es el muy bajo costo de la materia base recuperada de procesos industriales como grasa o aceites usados.

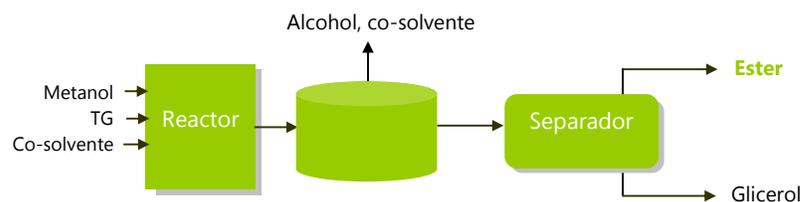
## 2.4. Procesos en desarrollo

Existen numerosos procesos en desarrollo que permiten crear éster a partir de aceites o materia grasa, pero con poca aplicación industrial. Se mencionan en esta parte para información.

### 2.4.1. Proceso con co-solventes Biox (sin catálisis)

Este proceso utiliza un co-solvente (tetrahidrofurano THF) para solubilizar el metanol, cuya muy baja solubilidad en la fase de triglicérido disminuye mucho la velocidad de reacción. Eso permite aumentar esta velocidad para obtener biodiesel en 5 a 10 minutos y no tener residuos catalíticos en las fases de éster y de glicerol. Se elige este co-solvente entre otros porque tiene un punto de ebullición muy cerca al del metanol. Cuando se termine la reacción, el exceso de metanol y THF se recuperan en una sola etapa. Este sistema necesita una temperatura de funcionamiento relativamente baja, del orden de 30 °C.

La separación de las fases de glicerol y éster es propia y los productos finales son libres de catalizador y agua. El volumen de la planta tiende a ser mayor para la misma cantidad producida de biodiesel, porque se debe tomar en cuenta el volumen adicional vinculado al co-solvente.



**Fig.25.** Proceso Biox

Los co-solventes pertenecen a la lista de contaminantes tóxicos del aire elaborada por la EPA y por lo tanto requieren un equipamiento especial que garantice la estanquidad del sistema, incluyendo la recuperación y reciclado de la mezcla metanol co-solvente. Las emisiones fugitivas se deben controlar atentamente y el co-solvente removido completamente de la

glicerina y del biodiesel, lo que disminuye las otras ventajas del proceso. El proceso se puede aplicar con otros alcoholes que el metanol y tiene uso también como tratamiento de materia base con alto nivel de ácidos grasos libres.

#### 2.4.2. Proceso en Condiciones Supercríticas (sin catálisis)

Cuando un fluido o gas es sometido a temperaturas y presiones que exceden su punto crítico, aparecen una serie de propiedades inusuales. Desaparece la diferencia entre la fase líquida y vapor, existiendo sólo una fase de fluido presente. Además, los disolventes que contienen grupos OH, como el agua o alcoholes primarios, toman las propiedades de super-ácidos.

Un ejemplo de sistema sin catalizadores es el que utiliza un elevado ratio de alcohol:aceite (42:1). Bajo condiciones supercríticas (350 a 400°C y  $P > 80$  atm) la reacción se completa en 4 minutos. Los costos de instalación y de operación son más altos y la energía consumida mayor. Este proceso da la posibilidad de reaccionar el aceite con el metanol sin ayuda de un catalizador, lo que elimina la necesidad de lavar el biodiesel por agua. Además, las altas temperatura y presión permiten transesterificar el aceite sin tener que eliminar o convertir los ácidos grasos libres. Aunque los resultados mediante este proceso son muy interesantes, el escalado de estas instalaciones a nivel industrial puede ser por lo tanto más difícil.

#### 2.4.3. Catálisis enzimática

Las enzimas tienen buena tolerancia al nivel de ácidos grasos libres de la materia base y permiten tratar tanto triglicéridos como AGL, para convertirlos en ésteres. La inmovilización de la enzima y el uso de enzimas múltiples en serie pueden proporcionar oportunidades futuras en esta área. Las enzimas podrían tener aplicación en una fase de pre-tratamiento de la materia base, al convertir los AGL en ésteres, pero este sistema todavía no tiene aplicación industrial. Sin embargo, las enzimas tienen varias desventajas que limitan por el momento el uso de esta tecnología:

- alto costo de las enzimas
- velocidad de reacción muy lenta
- rendimientos de conversión a metil ésteres insuficientes para cumplir con la calidad requerida de biodiesel

#### 2.4.4. Catálisis heterogénea

Los procesos clásicos de transesterificación ocupan un catalizador homogéneo, que está en estado líquido al igual que el alcohol y el aceite. Este proceso utiliza un catalizador sólido de metal no noble basado en dos reactores de lecho fijo que se llenan con aceite y alcohol. La base fija del reactor tiene el catalizador insoluble que permite no perderlo en el proceso y crear jabones con los AGL.

El exceso de alcohol se remueve después de cada reactor por medio de una evaporación flash parcial. El éster y el glicerol se separan después en un decantador. El metanol remanente en la glicerina se retira por evaporación. El biodiesel se produce después de una recuperación final del metanol por evaporación en vacío.

Este proceso tiene entre otras ventajas un rendimiento muy alto, cerca de 100%, una continuidad del proceso y un biodiesel de alta pureza. Además, el glicerol producido tiene una

pureza más alta que en otros procesos, lo que permite disminuir los procesos de refinación posteriores. Su principal desventaja reside en el costo del catalizador por tonelada de biodiesel producido y los requerimientos de temperatura más altos (costo de operación superior).

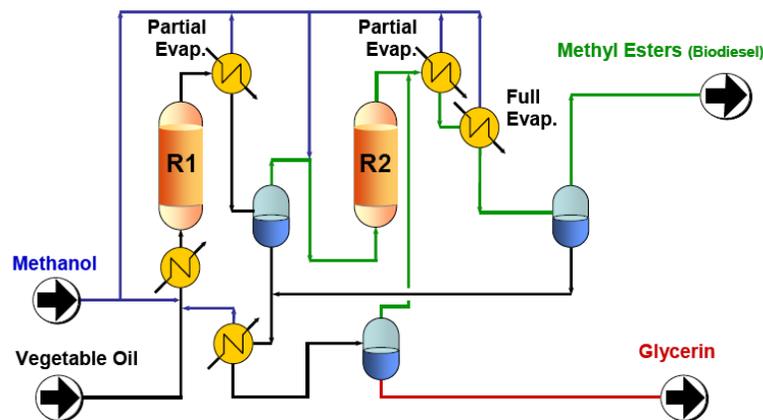


Fig.26. Fabricación de biodiesel con catálisis sólida<sup>1</sup>

### 3. Procesos industriales para la producción de biodiesel

En este punto se describirán la aplicación industrial de los diferentes procesos para la producción de biodiesel vistos en la parte anterior, entre los que se incluyen el proceso general de transesterificación y el proceso general de esterificación. Se separarán estos procesos en discontinuos y continuos.

Aunque estos procesos tienen varios puntos comunes, existen múltiples opciones de operación viables para la fabricación de biodiesel. Muchas de estas tecnologías pueden ser combinadas de diferentes maneras variando las condiciones del proceso y la alimentación del mismo. La elección de la tecnología será función de la capacidad deseada de producción, alimentación, calidad y recuperación del alcohol y del catalizador.

En general, plantas de menor capacidad y diferente calidad en la alimentación suelen utilizar procesos "batch" o discontinuos. Los procesos continuos, sin embargo, son más idóneos para plantas de mayor capacidad que justifique el mayor número de personal y requieren una alimentación más uniforme.

#### 3.1. Proceso discontinuo

El método más simple para la producción de biodiesel es el uso de un reactor con un agitador dentro del estanque donde tiene lugar la reacción. Se denominan estos reactores "batch" por funcionar por lotes, donde la producción se hace en forma discontinua. Se han reportado ratios alcohol:triglicérido de 4:1 a 20:1 (mol:mol). El ratio 6:1 es el más comúnmente utilizado. Se trata de reactores con agitación, donde el reactor puede estar sellado o equipado con un condensador de reflujo. Las condiciones de operación más habituales son a temperaturas de

<sup>1</sup> Proceso Esterip-H, desarrollado por Axens. Francia

65°C, aunque rangos de temperaturas desde 25°C a 85°C también han sido publicadas. El catalizador más común es el NaOH, aunque también se utiliza el KOH, en rangos del 0,3% al 1,5%.

Es necesaria una agitación intensiva al principio de la reacción para obtener una buena mezcla del aceite, del catalizador y del alcohol en el reactor. Hacia el fin de la reacción, la agitación debe ser menor para permitir al glicerol separarse de la fase éster. Se han publicado en la bibliografía resultados entre el 85% y el 94%. En la transesterificación, cuando se utilizan catalizadores ácidos, se requiere temperaturas elevadas y tiempos largos de reacción.

Algunas plantas en operación utilizan reacciones en dos etapas, con la eliminación del glicerol entre ellas, para aumentar el rendimiento final hasta porcentajes superiores al 95%. Temperaturas mayores y ratios superiores de alcohol:aceite pueden asimismo aumentar el rendimiento de la reacción. El tiempo de reacción suele ser entre 20 minutos y una hora.

En la fig.26 se reproduce un diagrama de un proceso de transesterificación en discontinuo. Describamos el funcionamiento del sistema "batch". Primero, se carga el aceite en el sistema, y después el catalizador y el metanol. El sistema esta agitado durante el tiempo de reacción y al final se corta la agitación.

En algunos procesos, se deja la mezcla que reaccionó reposar para iniciar una separación entre glicerol y ésteres. En otros procesos, la mezcla se bombea hacia un estanque de decantación o se separa en una centrifuga. El alcohol se remueve de ambos glicerol y éster utilizando un evaporador o una unidad "flash" (alta temperatura, baja presión). Los ésteres son neutralizados, lavados suavemente utilizando agua caliente levemente ácida para remover las sales y el metanol residual, antes de secarlo. El biodiesel final se manda a almacenamiento. Por otra parte, el flujo de glicerol se neutraliza y lava con agua suave, antes de entrar a una etapa de refinación.

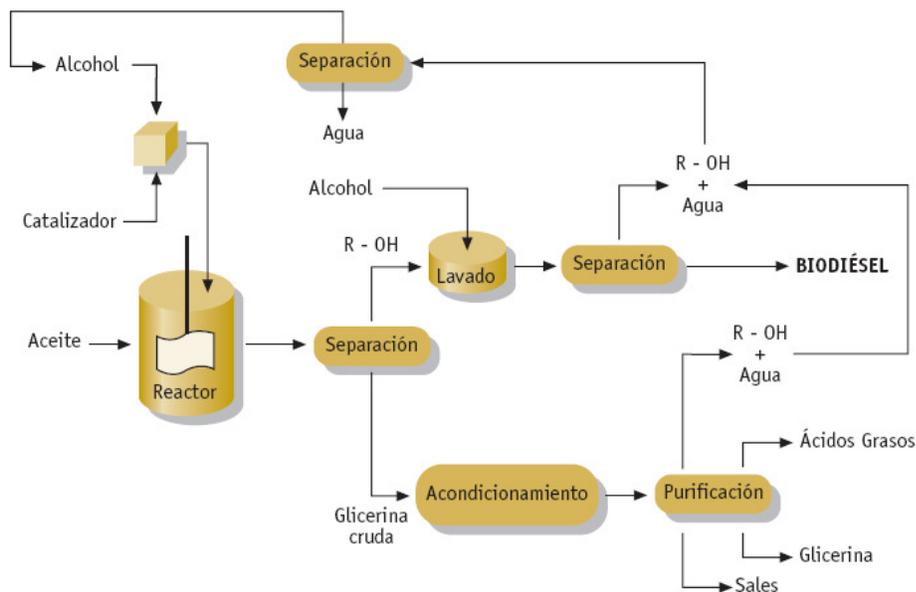


Fig.27. Proceso "Batch"

### 3.2. Proceso continuo

Consta de una serie de reactores continuos del tipo tanque agitado. Son los llamados CSTR del inglés, Continuous Stirred Tank Reactor. Este tipo de reactores puede ser variado en volumen para permitir mayores tiempos de residencia y lograr aumentar los rendimientos de la reacción. Así, tras la decantación de glicerol primario, la reacción en un segundo CSTR es mucho más rápida, con un porcentaje del 98% de producto de reacción.

Un elemento esencial en el diseño de los reactores CSTR es asegurarse que la mezcla se realiza convenientemente para que la composición en el reactor sea prácticamente constante. Esto tiene el efecto de aumentar la dispersión del glicerol en la fase éster, lo que hace que el tiempo requerido para la separación de fases se incrementa.

Existen diversos procesos que utilizan la mezcla intensa para iniciar la reacción de esterificación que se puede hacer por bombas o mezcladores fijos. Un ejemplo de alternativa a los reactores CSTR es el reactor de flujo pistón, del inglés Plug Flow Reactor (PFR). En vez de tener la reacción en un estanque con agitación, el reactor es de tipo tubular y la mezcla de reacción se mueve longitudinalmente por este tipo de reactores, con poca mezcla en la dirección axial. En este caso, la reacción se comporta como si fueran pequeños reactores CSTR en serie.

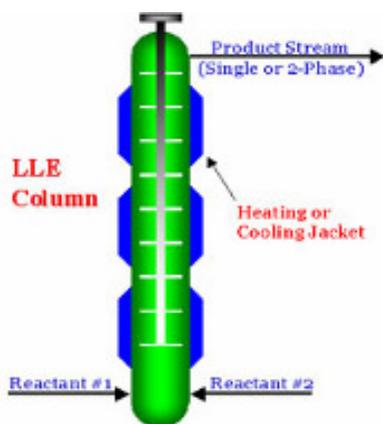


Fig.28. Plug Flow Reactor<sup>1</sup>

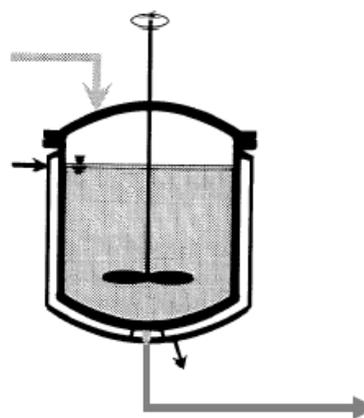


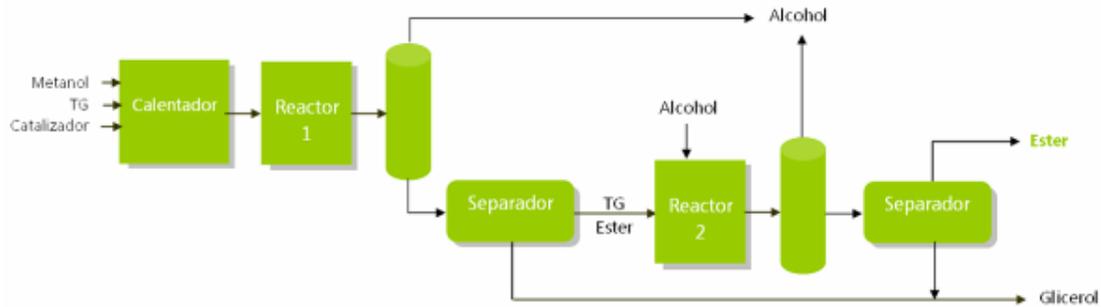
Fig.29. Reactor CSTR<sup>2</sup>

El resultado es un sistema en continuo que requiere tiempos de residencia menores (del orden de 6 a 10 minutos) –con el consiguiente ahorro, para terminar la reacción. Este tipo de reactor puede operar a elevada temperatura y presión para aumentar el porcentaje de conversión.

En la fig.30 se presenta un diagrama de bloques de un proceso de transesterificación mediante reactores de flujo pistón. En este proceso, se introducen los triglicéridos con el alcohol y el catalizador y se somete a diferentes operaciones (se utilizan dos reactores) para dar lugar al éster y la glicerina.

<sup>1</sup> www.pilot-plant.com

<sup>2</sup> www.teaching.ust.hk

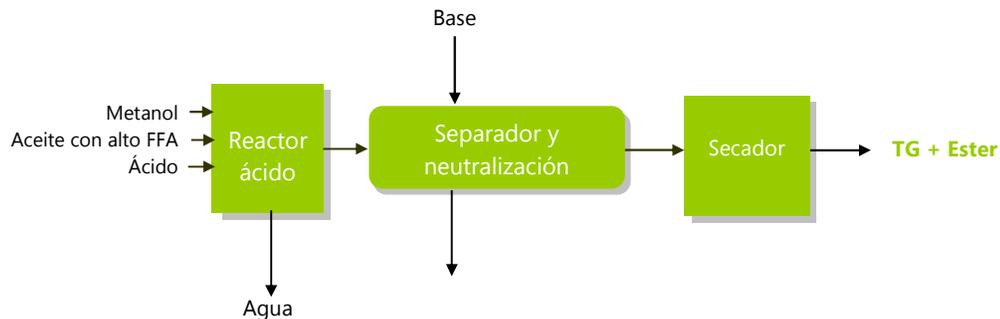


**Fig.30.** Proceso continuo clásico

### 3.3. Sistemas de esterificación

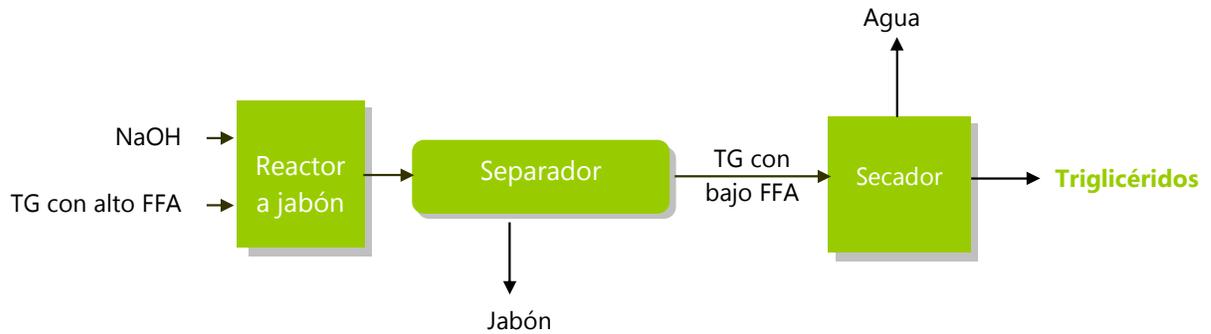
Recordamos que este proceso se utiliza para refinar materia base con alto grado de AGL, con el fin de evitar la formación de jabones. Una esterificación ácida de un aceite con AGL necesita una remoción continua por agua durante el proceso, o la reacción se detendrá prematuramente. Además, el ratio entre alcohol y AGL es muy alto, generalmente entre 20:1 y 40:1, y los requerimientos en ácido pueden ser más importantes también. La mezcla de ésteres y triglicéridos se puede usar directamente en el proceso convencional de transesterificación. Esta agua se puede sacar por vaporización, decantación o centrifugación como mezcla de agua y metanol.

Los sistemas continuos de contracorriente lavan el agua con el flujo de metanol ácido saliendo. Una vía de hacer esterificación ácida es usar ácido fosfórico como catalizador inicial, que se neutraliza con un exceso de KOH en el paso siguiente de transesterificación, y después neutralizar con el ácido fosfórico tras el final de la reacción. El fosfato de potasio insoluble se recupera, se lava y se seca para ser utilizado como fertilizante.



**Fig.31.** Esterificación ácida

Otra alternativa industrialmente posible para los stocks con altos AGL es el uso de un catalizador básico para producir jabones con los AGL (fig.32). Se recupera el jabón y el aceite se seca para ser usado en un sistema convencional con catalizador básico y producir biodiesel. Esta estrategia puede llegar a ser un ahorro falso. Si el jabón se desecha, el costo efectivo de la materia base aumenta en proporción inversa al aceite restante. Sin embargo, el jabón se puede convertir en ésteres utilizando una reacción con catalizador ácido. El problema con esta estrategia es que sistema con jabones contiene una gran cantidad de agua que se debe remover para que el éster producido cumpla con la calidad exigida de biodiesel.

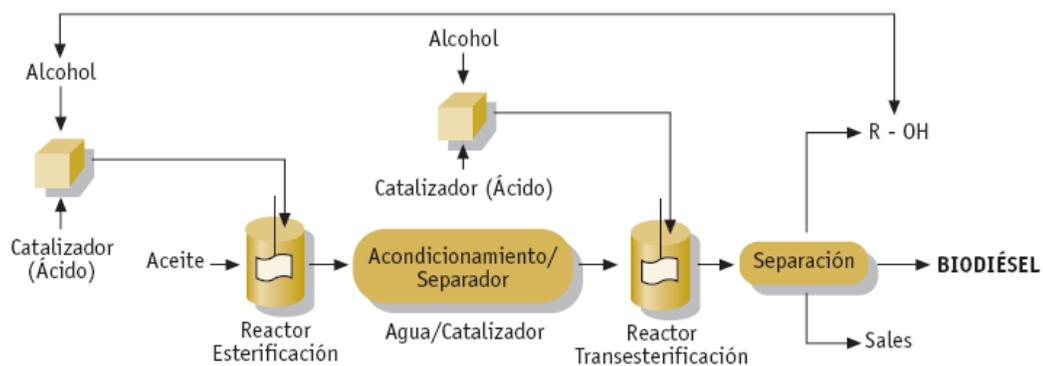


**Fig.32.** Eliminación de AGL por saponificación

### 3.4. Proceso Combinado Esterificación-Transesterificación

Este tipo de procesos refina los ácidos grasos aparte del sistema de alimentación o mediante un tratamiento diferenciado en la unidad de esterificación. Se añaden los catalizadores cáusticos y el producto de reacción se separa mediante centrifugación (proceso llamado Caustic Stripping). Los aceites refinados son secados y enviados a la unidad de transesterificación para un proceso posterior. De esta manera, los ácidos grasos pueden ser transformados en ésteres metílicos mediante un proceso ácido de esterificación.

Los procesos de catálisis ácida pueden ser usados para la esterificación directa de los ácidos libres (AGL). Una alternativa a esto sería utilizar un catalizador básico para formar deliberadamente jabón en el AGL. El jabón es recuperado, el aceite secado y posteriormente utilizado en un sistema convencional mediante catalizadores básicos.



**Fig.33.** Proceso combinado (tratamiento preliminar de AGL)

## 4. Preparación de la materia base

El raps sería la fuente de materia prima para biodiesel en Chile y para cumplir con la norma a adoptar por el país. Es posible obtener biodiesel de alta calidad a partir de aceite crudo. Sin embargo, el uso de aceites parcialmente o totalmente refinados simplifica el proceso de producción de biodiesel. Los aceites totalmente refinados se llaman RBD (fully refined oils). La

materia base llega a la planta como semilla o vegetal entero (después de cosecha) que se debe tratar para extraer el aceite vegetal.

#### 4.1. Extracción del aceite

La primera etapa de preparación de los insumos consiste en extraer el aceite de las semillas transportadas hasta la planta. El raps tiene un contenido promedio de aceite en peso del 48 al 52% respecto al peso de semillas. Con los más modernos procesos, se admite que el 98% del aceite presente en la semilla se podría recuperar. La extracción de aceites vegetales es una industria bien desarrollada que funciona mediante dos procesos principales<sup>1</sup>:

- extracción mecánica utilizando una serie de prensas
- extracción mecánica y por solvente, la extracción mecánica siendo un proceso de chancado inicial antes de recuperar el aceite durante la extracción por solvente.

Antes de extraer el aceite, las semillas deben ser preparadas. Esto implica remover vástagos, hojas, piedras, arena, suciedad, y mala hierba de las semillas. Los vástagos y las piedras pueden retirarse fácilmente porque tienen tamaño más importante que las semillas. Los otros elementos son lavados y extraídos con filtros más chicos y las partículas metálicas se pueden sacar con imanes.

La extracción mecánica consiste en una separación mecánica del aceite desde las semillas. Produce un aceite crudo y una torta, que tiene un contenido de aceite alrededor del 10%. Después del lavado, las semillas son quebradas y abiertas para ayudar la extracción mecánica. Las semillas preparadas son machacadas a altas presiones en una prensa por tornillo, lo que genera la ruptura de las celdas dentro de las semillas y la liberación del aceite. Según la intensidad de la presión generada por las prensas, se puede recuperar entre 50 y 75% del contenido de aceite.

El segundo proceso utiliza un solvente, generalmente hexano, para recuperar el aceite. Antes de la extracción por solvente, la mayoría de los procesos utiliza un proceso de extracción mecánico para liberar alrededor del 20% del contenido de aceite. La torta restante entonces se transfiere a un extractor con solvente de cama móvil. El solvente se rocía sobre la torta en contra flujo y se quita el aceite dado que es soluble en el solvente. Luego la solución se saca y el solvente se destila para dejar el aceite crudo. Con este proceso, alrededor del 1 a 2% de aceite permanece en la torta.

El chancado mecánico se usa generalmente para plantas chicas porque requiere una inversión menor. Las plantas que procesan hasta 100 toneladas por día utilizan este proceso y las que procesan más de 300 toneladas por día utilizan la extracción por solvente.

#### 4.2. Refinamiento del aceite

La mayoría de los aceites crudos tiene un bajo porcentaje de ácidos grasos libres y algunos fosfolípidos que se tienen que remover por esta etapa de refinamiento. Existen reacciones competitivas a la reacción de fabricación de biodiesel por el contenido de agua y ácidos grasos libres.

---

<sup>1</sup> [http://www.northeastbiofuels.com/biofuelsinfo/biodiesel\\_process.htm](http://www.northeastbiofuels.com/biofuelsinfo/biodiesel_process.htm)

Se eliminan los fosfolípidos porque tienen compuestos como sales de calcio y magnesio de ácidos fosfatídicos y lisofatídicos que actúan como potentes emulsionantes. Durante la reacción de neutralización de los catalizadores alquílicos, impedirán la separación del jabón, con consecuencia una baja del rendimiento de aceite neutral. Los fosfolípidos reaccionan también con agua para formar sedimentos insolubles.

El refinamiento consta de dos etapas: el "degumming" que permite sacar los fosfolípidos y la eliminación de los AGL. Según el tipo de aceite que se usa como materia base, la tecnología de producción puede variar.

En la primera etapa de "degumming", el aceite se mezcla con agua y se agita la mezcla para hidratar los fosfolípidos y gomas, reacción interesante porque estos hidratos no son solubles en aceite. Se pueden extraer por decantación filtración o centrifugación. El co-producto del desengomar del agua tiene valor si vendido para la industria de producción de lecitina. La porción de fosfatidos que no son hidratables por solo contacto con agua se puede tratar por adición de ácido cítrico o fosfórico.

La segunda etapa es la neutralización de los AGL, también llamado refinamiento cáustico. Se agrega una solución alcalina, típicamente hidróxido de sodio, para formar jabones. Por su insolubilidad en el aceite, los jabones se separan fácilmente con un lavado por agua. La solución alcalina permite además neutralizar ácido remanente de la etapa de "degumming". Dado que el compuesto alcalino reacciona con los triglicéridos presentes en el aceite, los parámetros de neutralización (concentración de la solución alcalina, temperatura, agitación, tiempo...) se deben optimizar para minimizar la baja de rendimiento. Puede haber también pérdidas por emulsión y suspensión de gotitas de aceite en la solución de jabón. El refinamiento cáustico crea como subproducto una mezcla de jabón, agua y aceite que se podría usar como materia base para producir biodiesel aunque la transformación de jabones a éster y el contenido de agua puedan ser muy costosos al final.

## 5. Proceso de post reacción

---

Después de la reacción de transesterificación, se deben hacer varios tratamientos a la mezcla de productos para obtener el éster con un nivel de calidad que cumpla con las exigencias establecidas por la norma. Se describen estos post procesos en esta parte en el orden más comúnmente aplicado en la industria.

### 5.1. Separación del glicerol y del éster

La separación entre glicerol y éster constituye generalmente la primera etapa de recuperación del biodiesel en la mayoría de los procesos de producción del biocombustible. El proceso de separación se basa en el hecho de que los ésteres alcohólicos de ácidos grasos y el glicerol son muy poco solubles, y que hay una diferencia sensible de densidad entre las dos fases. La presencia de metanol en una o ambas fases afecta la solubilidad del éster en el glicerol y del glicerol en éster. Los ésteres tienen una densidad de 880kg/m<sup>3</sup> aunque el glicerol tiene densidad de 1.050kg/m<sup>3</sup> o más. La densidad del glicerol depende del contenido de metanol, agua y catalizador. Esta diferencia de densidad es suficiente para utilizar técnicas de separación de las dos fases por simple gravedad.

La velocidad de separación depende de varios factores. La mayoría de los procesos utilizan una intensa agitación de la mezcla, por lo menos al principio de la reacción, para incorporar la fase de alcohol en la fase aceitosa. Si la agitación sigue durante el resto de la reacción, el glicerol puede ser dispersado en muy finas gotitas en toda la mezcla. Esta dispersión necesita entre una y varias horas para permitir a las gotitas unirse hasta formar una fase distinta de glicerol. Por esta razón, la agitación se disminuye a medida que la reacción progresa, lo que permite disminuir el tiempo necesario para la separación de las fases.

Cuanto más neutro el pH, más rápidamente el glicerol se unirá en una sola fase. Es una de las razones para minimizar el uso de catalizador. En algunos procesos discontinuos, la mezcla se neutraliza al principio de la etapa de separación de las fases.

La formación de cantidades significantes de mono-, di- y triglicéridos en la mezcla final puede llegar a la formación de una capa emulsionada a la interfase glicerol éster. A lo mejor, esta capa representa una pérdida neta de producto, a menos que sea recuperado y separado. Al contrario, la fase de éster podría no cumplir la especificación de biodiesel y tendría que ser de nuevo procesado. Si tales problemas con los glicéridos ocurren, se debe reevaluar el proceso para mejorar el rendimiento de reacción.

Como lo vimos, el proceso de transesterificación se hace generalmente con un exceso de alcohol para obtener una reacción completa y mejorar la velocidad de conversión a ésteres. Este alcohol remanente se encuentra tanto en la fase de glicerol como la de éster. Puede actuar como un dispersante para el éster en la fase de glicerol y para el glicerol en la fase de éster. Puede obligar a hacer un proceso adicional para cumplir con la norma de calidad del biodiesel. Otras personas estiman que el metanol ayuda la separación de las fases y sobre todo impide que la reacción de transesterificación se invierta. Eso explica que al producto generalmente se le aplica separación antes de recuperar el metanol. También se podría agregar agua después de la reacción para mejorar la separación del glicerol.

## 5.2. Lavado del éster

El interés principal del lavado es la remoción del jabón remanente y del metanol. Este debería ser removido antes del lavado para prevenir la adición de metanol al efluente de agua residual. Sin embargo, algunos procesos remueven el metanol con el agua de lavado y lo sacan después de esta agua de lavado, por razones económicas.

El uso de agua caliente (50 a 60°C) previene la precipitación de los ésteres de ácidos grasos saturados y retrasan la formación de emulsiones con el uso de un proceso de lavado blando. El agua ablandada (levemente ácida) elimina la contaminación por calcio y magnesio y neutraliza el catalizador básico remanente. De manera parecida, la remoción de iones de hierro y cobre elimina una fuente de catalizadores que disminuyen la estabilidad del combustible. Un lavado ablandado previene además la formación de emulsiones, lo que permite una rápida y completa separación de las fases.

La separación entre las fases de agua y éster es generalmente muy limpia y completa. Sin embargo, la solubilidad del agua en éster al equilibrio supera el contenido de agua especificado para el B100. Después del lavado, habrá más agua que lo permitido. Los secadores por vacío que sirven para remover el agua pueden ser por lote (discontinuos) o continuos. El sistema opera a presión muy baja, para evaporar el agua a temperatura mucho más baja que la atmósfera. Otro proceso que también permite relativamente altas velocidades de calentamiento y evaporación es el evaporador por película cayente. Este sistema opera a presión reducida.

Cuando los ésteres vierten por la pared interna del evaporador, el contacto directo con la pared caliente evapora el agua rápidamente. Se debe tomar precauciones con los evaporadores de alta temperatura para evitar el oscurecimiento del combustible, signo que los metil ésteres poli-insaturados estén polimerizando.

Como la concentración de agua en el éster es baja, otros procesos como tamices moleculares o geles de silicona se pueden utilizar para remover el agua. Una ventaja de estos procesos es que son pasivos. Pero estas unidades tienen por desventaja la necesidad de ser regenerados.

Los neutralizantes sirven para remover el catalizador básico o ácido del biodiesel producido y el glicerol. Para los catalizadores básicos, se utilizan ácidos, y visa-versa. Si el biodiesel es lavado, el neutralizante puede agregarse el agua de lavado. Aunque el ácido clorhídrico es el más comúnmente usado para neutralizar la base, si se usa ácido fosfórico, la sal producida puede ser vendida como fertilizante químico.

### 5.3. Agua y sedimentos

El agua existe en dos formas en el éster, sea como agua disuelta o como gotitas de agua suspendidas. Aunque se considere usualmente que el biodiesel es insoluble en agua, este combustible lleva considerablemente más agua que el petróleo diesel clásico. El biodiesel puede contener hasta 1500ppm de agua disuelta cuando el diesel tiene generalmente un contenido de 50ppm. La especificación chilena debería proponer, tal como la norma ASTM de biodiesel, un límite de 500ppm de agua. Es necesario prever sistemas de secado y almacenamiento seco de biodiesel. Se puede considerar difícil este punto porque muchos estanques de diesel tienen agua en la parte superior por condensación. El agua suspendida es un problema en los sistemas de inyección de combustible porque participa en la corrosión de las piezas más finas y cerradas de los inyectores. El agua puede contribuir además al desarrollo de microbios en el combustible. Este problema puede ocurrir en ambos diesel y biodiesel creando combustible acidificado y lodos que tapan los filtros de combustible.

Los sedimentos pueden ser moho suspendido y partículas sucias o ser compuestos insolubles generados durante la oxidación del combustible. Se reportaron comentarios de usuarios de biodiesel que describían un aumento de sedimentos que se depositan en las paredes del estanque al pasar de diesel a biodiesel. Como las propiedades solvente del biodiesel difieren del diesel, el biodiesel puede aflojar estos sedimentos y tapan el filtro de combustible al usar biodiesel en grandes cantidades en vez de diesel. Se filtra el biodiesel para sacar estos elementos sólidos, tal como descrito en el siguiente párrafo.

### 5.4. Otros tratamientos

La norma europea sobre el contenido de azufre es más alta que en Estados-Unidos, así que se puede utilizar una destilación en vacío para remover el compuesto azufrado del biodiesel. Este proceso permite además desodorizar y remover otros contaminantes menores.

La filtración es una parte esencial de la producción del biodiesel. En efecto, el biodiesel que se vende se debe filtrar a 5 $\mu$ m para impedir que contaminantes llevados con el combustible puedan dañar al motor. El combustible se debería enfriar antes de la filtración para capturar algunos ésteres saturados cuando cristalicen y así bajar el punto de enturbiamiento del combustible. Los ésteres cristalizados se podrían mezclar por calentamiento y utilizarse en la planta como combustible de caldera.

Otros tratamientos se pueden hacer para reducir el color o remover glicéridos. La aditivación es la adición de compuestos con funciones específicas que modifican las propiedades del combustible (punto de enturbiamiento, antioxidantes, agentes de estabilización...).

## 6. Tratamiento de los otros productos y flujos

Existen tres productos no ésteres que se deben tratar en el proceso de fabricación de biodiesel. En la parte anterior, hemos visto los tratamientos que se hacen al éster para llegar a cumplir con la norma de biodiesel. En esta parte, veamos como tratar los otros compuestos que se crean o utilizan en el proceso y que se deben reciclar:

- el exceso de alcohol que se recupera durante el proceso
- el co-producto glicerol
- el agua de lavado que sale del proceso

### 6.1. Manejo del metanol

Es necesario reciclar el metanol porque se echa en exceso a la reacción para apurarla y aumentar el rendimiento de conversión. El uso de este metanol de nuevo en el proceso permite ahorrar en los costos de los insumos y evitar las emisiones de metanol al ambiente. Este compuesto es altamente inflamable y toxico.

Hay varios parámetros que son importantes para diseñar el sistema de reciclado del metanol. Tiene punto de ebullición relativamente bajo (64,7°C), lo que significa que es fácilmente volátil y que se puede remover en gran parte del aceite, del éster y de las corrientes acuosas por evaporación flash y recondensación.

El metanol es altamente miscible con agua y glicerol pero tiene baja solubilidad en las grasas y los aceites. Es más soluble en ésteres pero no totalmente miscible. La solubilidad en glicerol y agua significa que el metanol preferirá estas fases cuando hay un sistema con dos fases. Cuando las dos fases presentes son éster y glicerol, el metanol se distribuye entre las dos fases. Para un ratio 90:10% (peso:peso) de éster y glicerol (típicas proporciones de una reacción normal de transesterificación), el metanol se distribuye más o menos en 60:40% entre las fases.

Si el metanol se deja en el sistema al momento de separar las fases, el metanol actúa como un estabilizador de fases, atrasando la velocidad de separación por gravedad. Es ventajoso remover el metanol antes de la separación de fases.

### 6.2. Glicerol

La calidad del glicerol producido y su valor como co-producto son una variable económica importante y no tan fácil de evaluar. El flujo típico de glicerol llegando del separador contiene generalmente 50% propiamente tal de glicerol. El resto lo componen el agua, la mayoría del catalizador y del jabón, el metanol, unos metil ésteres y glicéridos que no reaccionaron, cuerpos coloridos y olorizados, y otros compuestos menores. En esta forma, el glicerol tiene poco valor y

su rechazo puede ser difícil. El contenido de metanol requiere que el glicerol sea tratado como un desecho peligroso.

El primer paso para refinar el glicerol es usualmente la agregación de ácido para transformar los jabones en AGL y sales y para neutralizar el catalizador básico, formando también sales o precipitados. Los AGL no son solubles en glicerol y subirán a la parte más alta de la mezcla donde pueden ser removidos y reciclados (por ejemplo con una esterificación para formar ésteres). Las sales permanecen en el glicerol aunque algunos podrían precipitar según los compuestos químicos presentes. Una alternativa frecuente es el uso de hidróxido de potasio como catalizador de la reacción y ácido fosfórico para su neutralización, así que la sal formada es fosfato de potasio, que tiene uso como fertilizador.

El control del pH es muy importante porque un bajo pH lleva a la deshidratación del glicerol y un alto pH lleva a la polimerización del glicerol. El glicerol se puede entonces blanquear usando carbón activo o arcilla o un sistema de control en tiempo real del pH con sosa cáustica

El refinado también se puede hacer de manera física, donde los sólidos grasos, insolubles o precipitados se remueven por filtración y/o centrifugación. Este tipo de remoción podría requerir un ajustamiento del pH. Después, el agua se remueve por evaporación. Estos procesos se hacen típicamente entre 65 y 95 °C, porque el glicerol es menos viscoso pero todavía estable.

Después de la acidulación y de la separación de los ácidos grasos libres, el metanol en el glicerol se remueve en un proceso flash por vacío o por otro tipo de evaporador. A este nivel, el glicerol debería tener una pureza del orden de 85% si se extrajo el agua y se puede vender a los refinadores de glicerol. El proceso de refinación del glicerol lleva la pureza a niveles de 99,5 a 99,7% utilizando destilación en vacío o procesos de intercambio iónico.

El metanol removido en los flujos de glicerol y de éster contiene generalmente agua que entró por el proceso. Esta agua se debe remover en una columna de destilación para que el metanol pueda regresar al proceso como insumo de la transesterificación. Esta etapa es más difícil si el alcohol utilizado es etanol o isopropanol porque crea un azeotrope con el agua. Por fin, el agua se remueve por medio de un tamiz molecular.

La purificación del glicerol puede seguirse con una destilación en vacío y con inyección de vapor, seguido por un blanqueamiento con carbón activo. Es una tecnología bien desarrollada pero intensiva en capital y energía. La destilación por vacío conviene más para operaciones superiores a 25 toneladas por día.

La purificación por intercambio iónico es una alternativa a la destilación en vacío para plantas de menor capacidad. Esta tecnología utiliza intercambiadores de catión, de anión o de lecho mixto, para remover el catalizador y otras impurezas. El glicerol se diluye en agua dulce hasta tener 15 a 35% de glicerol en el agua. El intercambio iónico esta seguido por destilación en vacío o un secado flash para remover el agua. Este proceso permite obtener un glicerol de 85% de pureza. La ventaja de este proceso es que toda la purificación se desarrolla en un recipiente de resina, de manera que esta tecnología conviene más a operaciones de menor capacidad. La desventaja del proceso es que el sistema se ensucia con los ácidos grasos, aceites y jabones. El sistema necesita además una regeneración de los lechos, lo que produce una gran cantidad de aguas residuales. La regeneración necesita un sistema paralelo para operar y regenerar simultáneamente.

### 6.3. Aguas residuales

Estas aguas se recuperan después de los procesos de lavado y constituyen un costo para la planta, tanto por el propio consumo de agua como por el tratamiento del agua ensuciada.

El lavado de éster produce alrededor de un litro de agua por litro de éster a lavar. El agua se debe ablandar para eliminar las sales de calcio y magnesio y tratar para remover los iones férricos y de cobre. El agua de lavado del éster tiene un alto nivel de BOD proveniente del aceite residual, del éster y del glicerol. El BOD, del inglés "biochemical oxygen demand", representa la concentración de materia orgánica biodegradable presente en el agua final.

El sistema de intercambio de iones para el glicerol puede producir grandes cantidades de agua con sales por el proceso de regeneración. Además, el ablandamiento del agua, el intercambio iónico y la purga de agua fría contribuyen a tener una carga moderada en sales disueltas.

El proceso adicional de tratamiento del agua tiene que cumplir con los requerimientos de la planta municipal de tratamiento de aguas, si el metanol se recupera totalmente y no se encuentre en el agua residual. En muchos casos, un tratamiento interno y luego un reciclado del agua permiten ahorrar costos y facilitar el proceso global.

## 7. Estimación de calidad

El éster producido durante la reacción tiene que cumplir varios criterios de calidad para cumplir con la especificación descrita por la norma de biodiesel y ser vendido como tal y mezclado con petróleo diesel. La especificación establecida por Chile debería basarse en los criterios de la tab.11, elaborados en base a normas de Estados-Unidos y Europa por la Comisión Nacional de Energía. El proceso de producción a elegir dependerá en gran parte de los requerimientos que se quieren dar al biocombustible final.

### 7.1. Factores del proceso de producción

#### 7.1.1. Terminación de la reacción

Si la reacción es incompleta, quedarán en la mezcla final triglicéridos, diglicéridos y monoglicéridos. Cada uno de estos compuestos contiene una molécula de glicerol que no se liberó durante la reacción. Esta parte de glicerol presente en estos compuestos se llama "glicerol límite", del inglés "bound glicerol". Cuando se suma con el glicerol libre, la suma se conoce como glicerol total. La especificación EN 14105 requiere que el glicerol total sea inferior a 0,25% en masa y el glicerol libre inferior a 0,20% en masa. Varios métodos permiten calcular este volumen de glicerol, entre otros cromatógrafo de gas, cromatógrafo líquido de alto resultado o procedimiento químico (en referencia: AOCS Oficial Method Ca 14-56). Todas estas técnicas necesitan un personal calificado y un laboratorio equipado.

### 7.1.2. Glicerol libre

Se refiere al contenido de glicerol que se queda en el biodiesel final. El glicerol libre puede estar como gotitas suspendidas o como un contenido muy pequeño disuelto en el biodiesel. La mayoría de este glicerol se debería remover durante el proceso de lavado por agua. El biodiesel lavado por agua, especialmente si se usa agua caliente, tiene generalmente poco glicerol libre. El biodiesel destilado tiende a tener más problemas con el glicerol libre debido a la transferencia de glicerol durante la destilación. Un combustible con excesivo glicerol libre tendrá generalmente un problema con el depósito de glicerol en los estanques que crea una mezcla muy viscosa que puede tapar los filtros de combustible y generar problemas de combustión en el motor.

### 7.1.3. Alcohol y catalizador residual

El biodiesel contiene típicamente 2 a 4% de metanol después de la etapa de separación, lo que puede representar hasta 40% del metanol en exceso después de la reacción. Gran parte de los procesos recuperan el metanol por un sistema de stripping en vacío. Algún metanol permanente después de este proceso debería removerse durante el lavado por agua. Por lo tanto, el nivel de alcohol residual en el biodiesel debería ser muy bajo. La norma EN 14110 limita el contenido de metanol en el biodiesel final a de 0,2% en masa porque el metanol disminuye mucho el flashpoint.

Demasiada ceniza en el combustible puede generar depósitos en el motor y niveles altos de desgaste abrasivo. La norma europea que debería adoptar Chile en cuanto a estos elementos permite limitar el nivel de metales (calcio y magnesio) así como de los metales alcalinos (sodio y potasio).

## 7.2. Sistemas de control de la calidad

Todas las instalaciones de producción de biodiesel deberían estar equipadas con un laboratorio de manera a manejar la calidad del biodiesel producido. También es importante controlar la calidad de la materia base.

Una estrategia utilizado por muchos productores es tomar una muestra del aceite (o alcohol) en cada entrega de materia base y utilizar esta muestra en el laboratorio para producir biodiesel. Esta prueba puede ser rápida (1 a 2 horas) e indicar cual podrían ser los problemas en la producción en la planta. Medir la calidad de la materia base se puede limitar al valor de acidez y al contenido de agua. Los sistemas para este tipo de medición no son muy caros generalmente y pueden ser utilizados por técnicos menos calificados.

El control de la terminación de la reacción en base al nivel de glicerol total especificado requiere el uso de un cromatógrafo de gas y un operador experto. Las plantas de producción de grande escala necesitaran generalmente este equipamiento en sitio, porque los laboratorios comerciales necesitan varios días por prueba. Los pequeños productores necesitan un proceso de producción más robusto envolviendo extra metanol y varias etapas de reacción. La calidad del producto se mide con pruebas periódicas en un laboratorio externo.

Existen otras posibilidades para monitorear la reacción de transesterificación y determinar la calidad del combustible que se basan en espectroscopia (como espectroscopia infrarroja) o las propiedades físicas (como viscometria). Estos métodos están en desarrollo para cumplir con los

requerimientos de las normas ASTM pero son más rápidos y fáciles de usar que la cromatografía. Sin embargo, algunos de estos necesitan una calibración precisa y larga, además de tener problemas para cumplir con las normas muy precisas de la ASTM.

**Tab.11.** Especificación del biodiesel a vender en Chile<sup>1</sup>

Propiedad	Unidad de medida	Valor propuesto	Método
Densidad a 15°C	g/cm <sup>3</sup>	min 0,860	NCH 822 o
		max 0,900	NCH 2325
Viscosidad a 40°C	mm <sup>2</sup> /s	min 3,5	ASTM D 445
		max 5,0	
Punto de inflamación	°C	min 130 (1)	ASTM D 93
		min 120 (2)	EN 3679
Punto de escurrimiento	°C	max. -1	ASTM D 97
			ASTM D 5950
Azufre total	ppm	max 50	ASTM D 5453
Residuos de carbono Conradson (CCR) al 100%	% masa	max 0,05	EN ISO 10370
			ASTM D 4530
Numero de cetano	-	(3)	(3)
Contenido de ceniza sulfatada	% masa	max 0,02	ISO 3967
Agua y sedimentos	% volumen	max 0,05	ASTM D 2709
Corrosión de la lamina de cobre (3 horas, 50°C)	grado de corrosión	max N°2	ASTM D 130
Valor de neutralizacion (valor de acido mg KOH/g)	mg KOH/g muestra	max 0,5	EN 14104
Contenido de éster	% masa	min 96,5	EN 14103
Numero de yodo	g yodo/100g	max 120	EN 14111
Acido linoléico - Metil éster	% masa	max 12	EN 14103
Contenido de Metanol	% masa	max 0,20	EN 14110 (5)
Glicerina libre	% masa	max 0,02	EN 14105
			EN 14106
Glicerina total	% masa	max 0,25	EN 14105
Fósforo	mg/kg	max 10	EN 14107
			ASTM D 5185
Contenido de alcalinos (Na+K)	mg/kg	max 5	EN 14108
			EN 14109
			ASTM D 5185
Contenido de metales (Ca+Mg)	mg/kg	max 5	pr EN 14538
			ASTM D 5185
Estabilidad a la oxidacion a 110°C	horas	min 8	EN 14112

Notas

- (1) Especificación mínima para ensayo realizado mediante método ASTM D 93
- (2) Especificación mínima para ensayo realizado mediante método EN 3679
- (3) El valor y el método deberán tener una definición en un plazo de cuatro años
- (4) La instalación productora de biodiesel debe indicar el alcohol utilizado en el proceso productivo
- (5) En caso de utilizar etanol deberá determinarse el método analítico a emplear

<sup>1</sup> CNE, versión preliminar propuesta a Copec

## Capítulo IV

# Ingeniería conceptual de la planta

---

Los precedentes capítulos permitieron obtener un panorama de los diferentes procesos que se usan a nivel industrial en el mundo. Se detallara a continuación el método de diseño del proceso, que consta de la construcción del diagrama de flujo de la planta, del cálculo de los flujos principales asociados así como de una lista de equipos principales con su tamaño.

## 1. Introducción y parámetros generales de diseño

---

### 1.1. Metodología general del diseño

El objetivo general de este capítulo es la creación de los documentos clásicos de una ingeniería conceptual, adaptado al caso de una planta de biodiesel. A partir de la información expuesta en el capítulo tercero, de los papers encontrados y de los documentos recolectados durante la fase de contacto de empresas, se puede dibujar un diagrama de unidades de un proceso entero con los equipos tradicionales. Este diagrama es la base para dibujar los flujos principales de la planta.

La construcción de este diagrama se puede considerar una síntesis de los diferentes procesos vistos. Es importante destacar que todos los procesos encontrados poseen la misma tecnología y en general los mismos equipos principales, la mayor diferencia siendo la manera en que se ordenan las diferentes etapas. En efecto, existen partes del proceso, entre otros del pos tratamiento, que se pueden hacer en orden diferente sin que influya mucho sobre los productos finales.

### 1.2. Volumen a producir

El consumo de petróleo diesel del país está en fuerte aumento por el aumento de los autos y camiones que lo ocupan como combustible y la demanda creciente de las generadoras eléctricas, debido al abastecimiento aleatorio de gas. Hemos visto que la previsión de ventas de Copec para diesel dedicado al transporte llega a una necesidad de 50.000 toneladas de biodiesel para mezcla al 2%. Sin embargo, frente a las posibles obligaciones de aumentar el porcentaje de mezcla en el futuro (hasta 5%) o la posibilidad de vender biodiesel a otras empresas, es necesario prever una planta para una producción de biodiesel más importante.

Se nota que las plantas que se construyen al nivel mundial son de tamaño estandarizado (100.000, 200.000... toneladas por año) porque las empresas que fabrican estas plantas logran así economías al momento de concebirlas. Hasta ahora, se construían plantas relativamente chicas, que no entraban en estos estándares porque la demanda no era muy fuerte. Sin embargo, la demanda mundial por biodiesel esta aumentando fuertemente por las legislaciones que se adoptan en muchos países que establecieron niveles mínimos de mezcla en los 10 próximos años.

En base a estos datos, parece razonable diseñar una planta de 100.000 toneladas por año de biodiesel en base a aceite de raps, que permitiría abastecer la necesidad de Copec en el sector del transporte para cumplir con una obligación de vender B2 y tener margen para aumentar esta proporción o venderlo a otras empresas distribuidoras de petróleo diesel.

### 1.3. Tecnología elegida

El proceso más utilizado para producir biodiesel a escala industrial se basa en la transesterificación de los triglicéridos del aceite con metanol para formar los metil ésteres (biodiesel). Esta tecnología es la más conveniente, barata y fácil de ocupar con materia base de bajo contenido de ácidos grasos libres. Para esta memoria, se propone entonces basar el proceso de fabricación en la reacción de transesterificación de triglicéridos presentes en aceite de raps.

El catalizador elegido para esta reacción es el metilato de sodio ( $\text{NaOCH}_3$ ). Este compuesto tiene cada vez más éxito en la producción de biodiesel porque la solución catalítica de metilato con metanol es libre de agua, lo que permite alcanzar rendimientos de conversión más altos, costos de purificación más bajos y tener un biodiesel de mejor calidad<sup>1</sup>. En efecto, la ausencia de agua genera menos compuestos no deseados (jabones...). La solución descrita es un catalizador más potente a peso comparable que una mezcla clásica de soda cáustica con metanol según estudios de la NREL, así que el metilato de sodio favorece reacciones de transesterificación más rápidas y rendimientos superiores. Por fin, el manejo de una solución de metanol – metilato de sodio tiene requerimientos de seguridad muy parecidos a los del metanol, por lo que simplifica las normas de seguridad de la planta.

El volumen anual de biodiesel a producir es suficiente para justificar el uso de una tecnología continua. Las economías de escala debido al tamaño de la planta son más importantes con equipos funcionando en ciclo continuo. Además, el tamaño de equipos tendría que ser demasiado grande para alcanzar la cantidad a tratar (12,5 toneladas por hora...). Todas las plantas industriales de fabricación de biodiesel ocupan un proceso continuo, lo que permite también tener menos operadores trabajando en la planta.

### 1.4. Descomposición del proceso

Esta memoria tiene por objetivo diseñar una planta de biodiesel. Hemos visto que existen dos partes bien distintas: la extracción del aceite en base a semilla y la creación de biodiesel a partir de aceite. Las etapas del proceso son numerosas y se puede ver que los industriales separan generalmente la extracción del aceite a partir de semillas de la etapa de fabricación de biodiesel a partir de aceite. Son dos procesos bien distintos que no usan el mismo tipo de insumos. Por lo tanto, parece lógico prever estas dos partes principales como dos procesos desconectados.

Lo más probable es que las empresas de distribución de combustible como Copec no se encarguen de producir ellos mismos el aceite a partir de la semilla. Esta parte del negocio es muy distinta al dominio de Copec y parece más lógico dejar esta parte a empresas dedicadas al negocio. Dado el objetivo de esta memoria, desarrollaremos entonces el cálculo para la planta de transesterificación y refinación de productos finales. Se entrega el diagrama del proceso de obtención del aceite con su descripción para información adicional y entendimiento de un proyecto global. Así, el aceite se puede comprar afuera de la empresa y se almacena en un gran estanque, listo para mandar al proceso de transesterificación a partir de este mismo estanque.

---

<sup>1</sup> <http://www.biodieselmagazine.com>, "Sodium methyllate" de Susan Jackson (*BASF product manager*)

## 2. Descripción del proceso

---

Este párrafo entrega una descripción del proceso elegido de fabricación del biodiesel junto con unos diagramas de unidades que muestran en primer instante el funcionamiento de la planta. Eso permite preparar y entender la construcción de los diagramas de flujo posteriores.

### 2.1. Extracción del aceite a partir de semillas

#### 2.1.1. Obtención del aceite

El proceso de obtención de aceite por prensado y extracción por solvente es un proceso bastante parecido de una empresa a otra. Las diferentes etapas que lo constituyen son las mismas, sólo cambia la tecnología de algunos equipos, por ejemplo el extractor por solvente. Describimos a continuación los pasos de la extracción<sup>1</sup>. El proceso elegido se dibuja en la página siguiente.

##### Cosecha

La parte de cosecha de la semilla no se describe en esta memoria. No obstante, es interesante saber en que forma llega el vegetal a la planta para saber como se debe procesar antes de entrar al proceso de extracción propiamente tal. En el campo, se extrae directamente el grano y la planta queda como rastrojo en la tierra, en conclusión se realiza similar a cualquier cosecha mecanizada<sup>2</sup> y se transporta solamente semilla a la planta.

##### Lavado del grano

Antes de entrar a la planta, es necesario lavar la semilla para evitar que entren particular extrañas que podrían perjudicar tanto la calidad de los productos finales como la integridad de las herramientas. Se suele aplicar tres tipos de tratamiento que se siguen y pueden concentrarse en un solo equipo. Se aplica una aspiración para remover los polvos, cáscaras y otros vegetales presentes. Un filtrado fino permite remover la arena y otras piedras todavía presentes mediante el uso de tamices por ejemplo. Por fin, el grano pasa por una serie de imanes que permiten recuperar las partículas metálicas finas.

##### Chancado del grano

El grano preparado entra en una herramienta de chancado ("crushing") cuyos rodillos fijados tienen una separación estrecha de manera de romper la capa superior del grano. El machacador sirve para romper la más grande cantidad de grano sin afectar la calidad del aceite. El grueso óptimo de la escama de raps se coloca entre 0,3 y 0,38mm, porque un grueso inferior da un grano muy frágil y uno superior baja el rendimiento de extracción de aceite.

##### Cocción del grano

Las escamas pasan por una serie de hornos apilados calentados por vapor o eléctricamente. Este calentamiento permite romper térmicamente las celdas aceitosas que resistieron al chancado, reducir la viscosidad del aceite para promover la reunión de las gotas de aceite,

---

<sup>1</sup> Informe "Step-by-step processing summary", Canola Council of Canada

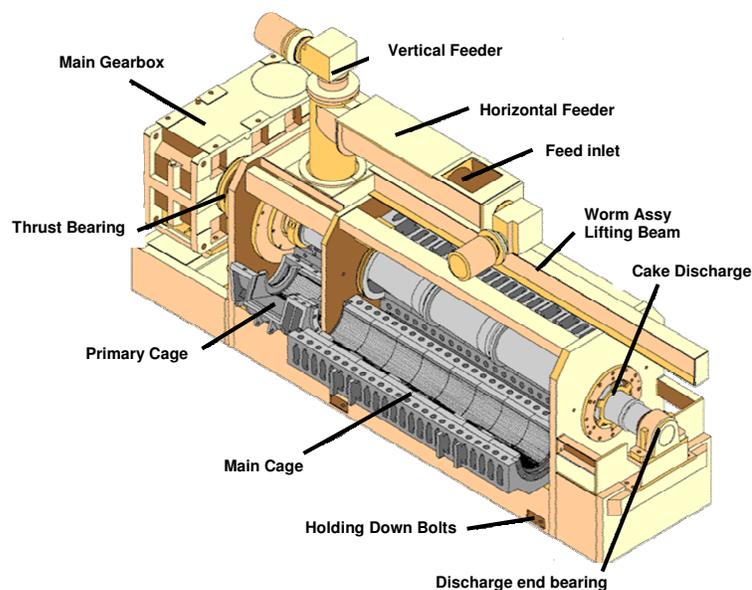
<sup>2</sup> Consulta a la ODEPA

umentar la velocidad de difusión de la torta preparada en el sistema y neutralizar las enzimas hidrolíticas. Esta etapa permite también ajustar el nivel de humedad, lo que asegura un mejor prensado. Al principio, la temperatura se lleva a unos 80-90°C de manera de desactivar enzimas que podrían afectar la calidad de los productos finales. El ciclo continuo de cocción puede durar 15 a 20 minutos, con temperaturas entre 80 y 105°C, lo mejor siendo alrededor de 88°C.

### Prensado

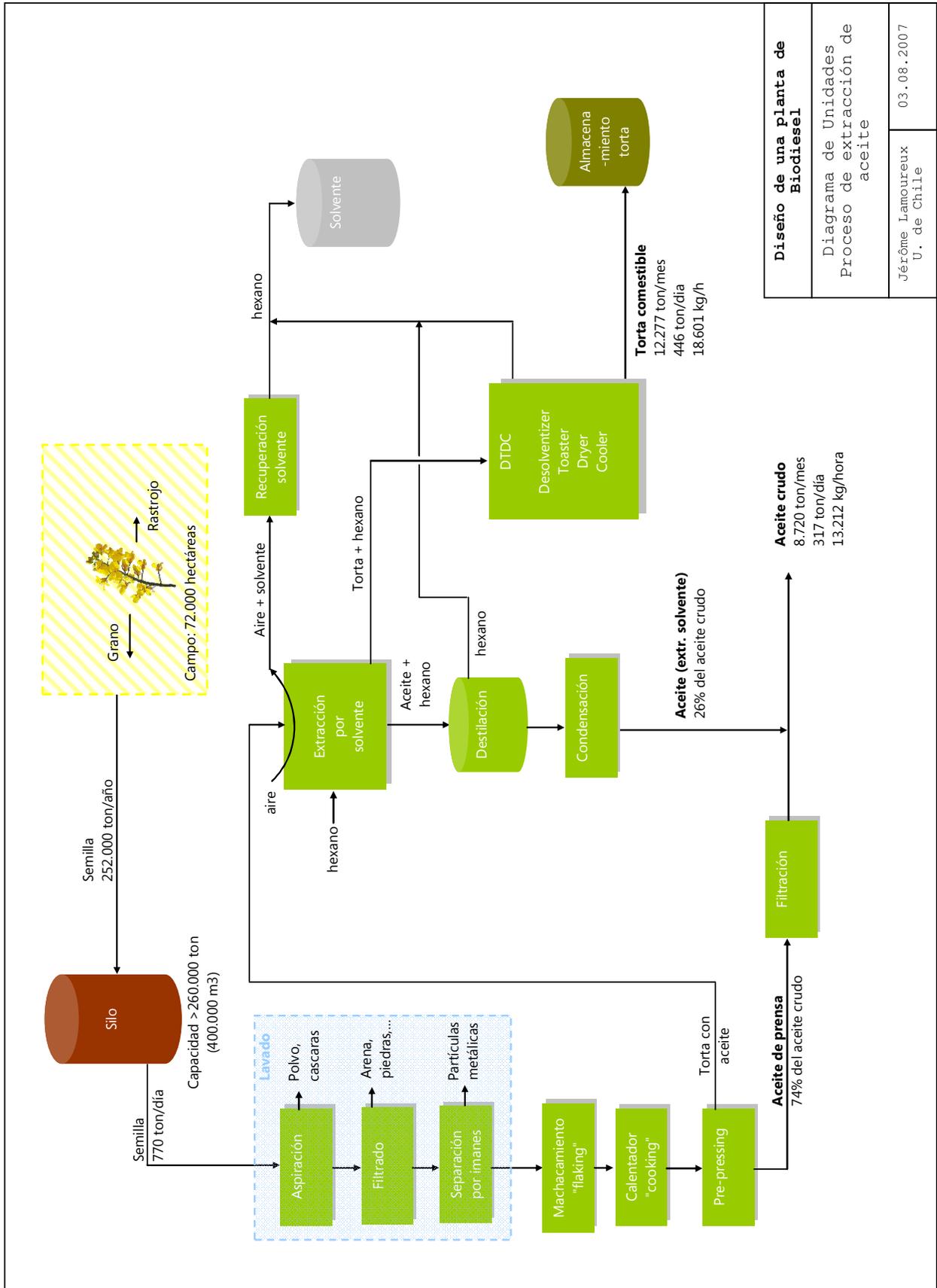
La semilla machacada y caliente entra en un tornillo largo que exprime el aceite contenido en las celdas rotas. Este equipo está constituido de un tornillo que gira en un barril cilíndrico largo constituido de barras de acero planas y fijadas en la periferia de este, espaciadas para permitir que el aceite fluya entre las barras mientras que la torta sigue avanzando dentro del barril. El eje que rota presiona la torta contra una estrangulación ajustable, lo que estrecha parcialmente la descarga de la torta al extremo del barril.

Este proceso permite remover gran parte del aceite sin pasar por temperaturas o presiones excesivas. Logra generalmente remover entre 60 y 70% del aceite contenido en la semilla, maximizando así el uso del tornillo y del extractor por solvente. rosedowns.com



**Fig.34.** Prensa por tornillo<sup>1</sup> "Expeller"

<sup>1</sup> Prensas Rosedowns (Grupo Desmett Ballestra)

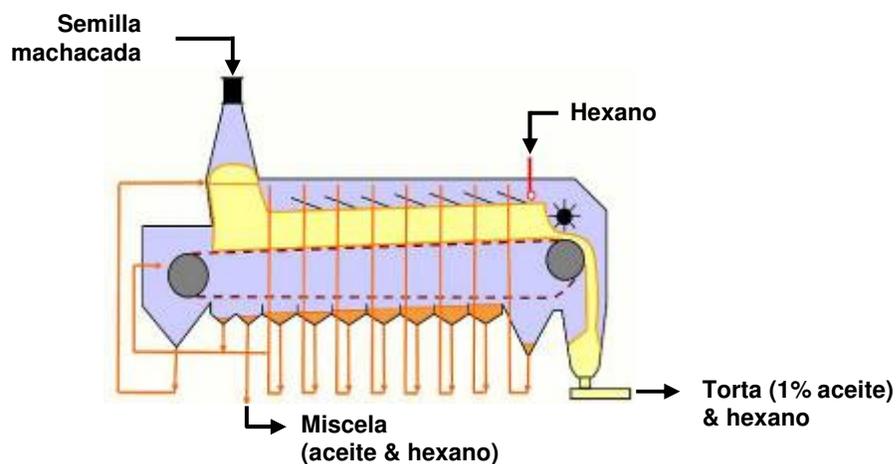


## Extracción por solvente

La torta que entra al extractor tiene un contenido de 14 a 20% en peso de aceite. El solvente tiene por papel extraer el aceite restante de la torta. Se usa hexano por su aptitud a diluir el aceite y removerlo del vegetal.

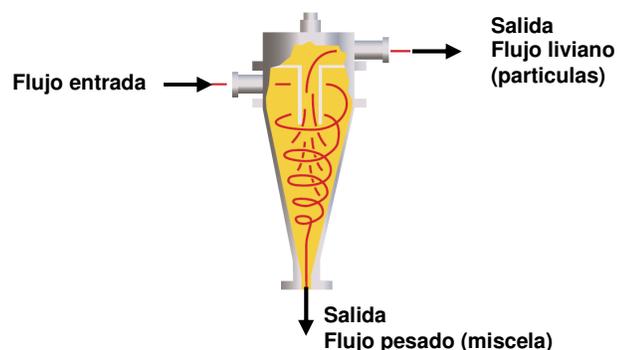
En los procesos mecánicos encontrados, se puede ver que existen varios tipos de extractores pero todos mueven la torta y la miscela (mezcla de aceite con hexano) en sentidos opuestos para efectuar una extracción en contra corriente. Las dos mayores tecnologías de extractores son los "loop" continuos<sup>1</sup> donde la torta entra por arriba y baja dentro del loop para descargarse por la parte baja y los "basket" rotatorios<sup>2</sup> que hacen rotar la torta alrededor de un eje vertical.

La torta entra por un lado del extractor, se mueve por un transportador al mismo tiempo que se inunda con solvente o miscela. Una serie de bombas mandan la miscela sobre la torta, teniendo en cada etapa una miscela más pobre en solvente, o sea que contiene cada vez más aceite.



**Fig.35.** Corte de un extractor por solvente, tipo "loop"

El solvente se infiltra por gravedad dentro del lecho de torta, difundándose y saturando los fragmentos de torta. El orujo compuesto de torta saturada en hexano que sale del extractor contiene después de un último lavado por solvente fresco contiene menos de 1% de aceite.



**Fig.36.** Corte de un ciclón<sup>3</sup>

<sup>1</sup> Empresas Crown Iron Works, Lurgi, Desmet Ballestra

<sup>2</sup> Empresa Desmet Ballestra,

<sup>3</sup> Empresa Crown Iron Works

La miscela saliendo del extractor contiene pequeñas impurezas vegetales como cáscaras que se deben eliminar. La solución elegida es el uso de un ciclón que separa el aceite de las partículas por efectos centrífugos.

### Tratamiento de la torta final

La torta seca que sale del extractor contiene un alto porcentaje de hexano que se debe recuperar. Esto se hace en un solo equipo llamado "desolventizer-toaster". En una primera etapa, se recupera la mayoría del solvente en una serie de compartimientos por inyección de vapor en contacto directo que vaporiza el hexano. Después, la torta entra en un horno cuya temperatura de 103 a 107 °C permite extraer el último solvente y secar el producto. El tiempo de operación es generalmente de 20 minutos, dejando la torta libre de hexano y con 1% de aceite y 15 a 18% de humedad.

Muchos industriales agregan un tratamiento final que permite sacar más humedad y enfriar el producto, llamado "dryer-cooler". En este caso, las 4 etapas se reúnen en un solo equipo en altura que usa el principio de gravedad para el movimiento de la torta hacia la salida debajo de la torre. Este equipo se define como "DTDC" para "desolventizer-toaster-dryer-cooler". Al salir para almacenamiento, la torta esta bajo forma de harina que se podría compactar y contiene 8 a 10% de humedad.

### **2.1.2. Otros tratamientos**

En todos los equipos con presencia de hexano, existe una ventilación que permite recuperar los vapores de solvente. El hexano presente en el aire tiene que reciclarse antes de echarse de nuevo a la atmósfera. Este tratamiento se hace en un depurador con aceite mineral, llamado generalmente "mineral oil scrubber", MOS. La mezcla aire-hexano fluye en contra corriente con el aceite mineral que absorba el hexano. El aire limpio sale por la parte superior de la columna y el aceite cae en un estanque de recuperación para ser regenerado. El aceite contaminado se manda a una torre "stripper" donde un flujo directo de vapor evapora y extrae el hexano, dejando un aceite libre de impureza para ser utilizado de nuevo en el proceso. El vapor y hexano se conduce al siguiente equipo.

El otro tratamiento necesario de prever es el de la mezcla agua-hexano que viene del DTDC, de la destilación de aceite y del MOS. Se hace en dos etapas donde la mezcla líquida entra en un decantador que permite obtener una fase neta de hexano y otra de agua. Esta fase de agua contiene todavía hexano por lo que se manda a un recalentador para evaporar las últimas trazas de hexano. Sale agua de proceso y por la parte superior de nuevo un vapor de agua-hexano que se manda a tratar de nuevo.

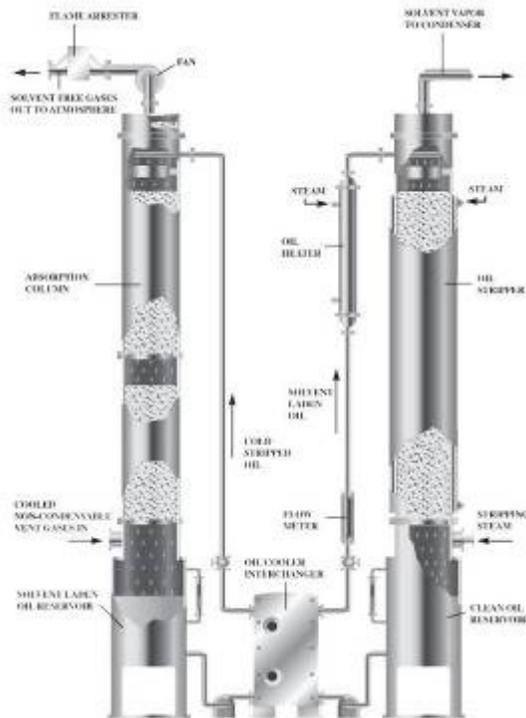


Fig.37. Absorbidor de aceite mineral

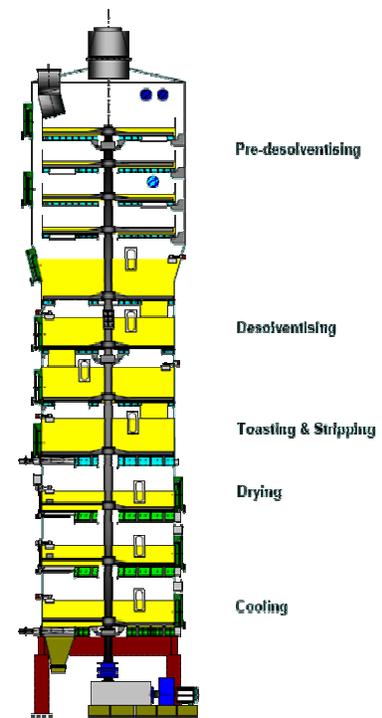


Fig.38. Torre DTDC

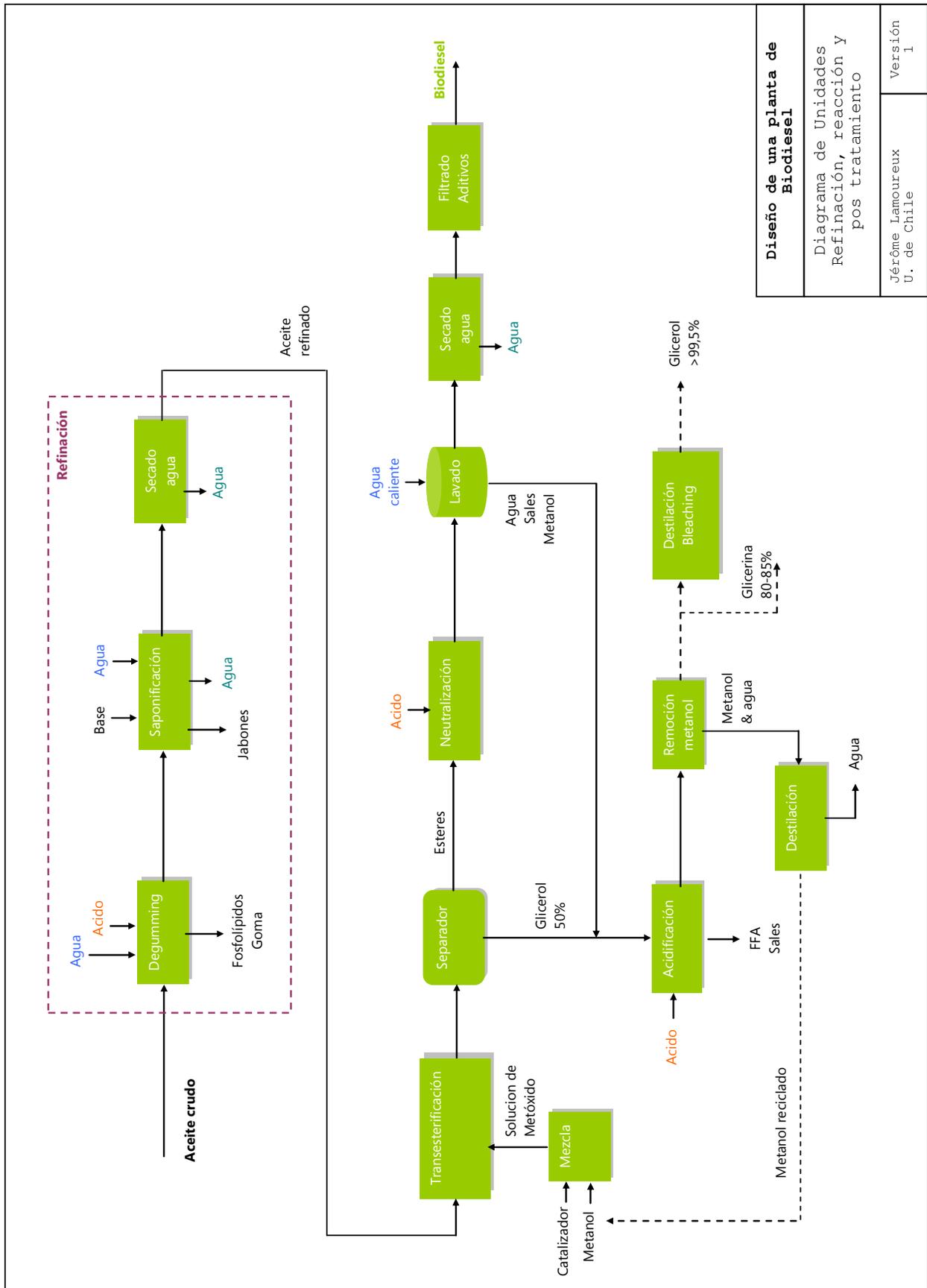
## 2.2. Fabricación de biodiesel a partir de aceite

Se considera ahora la producción del biodiesel al recibir un aceite crudo saliendo de una planta de extracción. Debido a su contenido de contaminantes (ácidos grasos libres, fosfatidos...), es necesario hacer un pre-tratamiento a este aceite antes de entrar a la reacción de transesterificación. Una vez que la mezcla de aceite y metanol reaccionó, se debe lavar el metil éster producido para venderlo como biodiesel. En paralelo, será necesario tratar la glicerina producida y recuperar el metanol. Estas etapas se muestran en el diagrama de unidades dado en la siguiente página.

### 2.2.1. Refinación del aceite

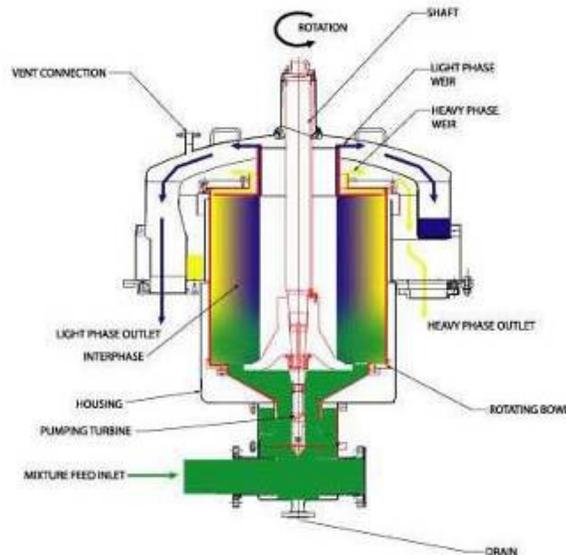
El aceite vegetal crudo se debe refinar para eliminar los fosfatidos y ácidos grasos libres, porque estos compuestos interfieren en la reacción de transesterificación, bajando el rendimiento de conversión a metil ésteres.

Primero, se mezcla el aceite con ácido fosfórico para remover los fosfatidos hidratables y no hidratables. El aceite se calienta a 70°C en un calentador y entra en un reactor donde se echa el ácido, lo que permite convertir los fosfatidos no hidratables a ácido fosfatídico. Se agrega agua al reactor para transformar los fosfatidos hidratables en gomas, que se sacan mediante el uso de un centrifugador. La separación de fases por centrifugación también permite remover el agua.



<b>Diseño de una planta de Biodiesel</b>	
Diagrama de Unidades Refinación, reacción y pos tratamiento	
Jérôme Lamoureux U. de Chile	Versión 1

Como el agua participa altamente en la formación de jabones durante la reacción de transesterificación, es necesario secar la humedad restante en el aceite en una torre por vacío. El aceite entra a 95°C en el secador con presión absoluta de 35 mm Hg. Se obtiene un aceite con calidad suficiente para ser utilizado en la fabricación de ésteres.



**Fig.39.** Corte de un centrifugador<sup>1</sup>

Segundo, se manda el aceite a un reactor mantenido a 70°C para neutralizar los AGL. Una solución de hidróxido de sodio está agregada para convertirlos en jabones no solubles en aceite. Es necesario mantener mezcla durante esta etapa. Después de echar agua de lavado, se centrifuga de nuevo la mezcla para remover los jabones y agua.

### 2.2.2. Transesterificación y tratamiento del biodiesel

El aceite refinado entra en un reactor continuo de tipo CSTR a presión atmosférica. Una mezcla de metanol con metilato de sodio constituye el catalizador que permite activar la reacción de transesterificación. Se echa al mismo tiempo que el metanol en largo exceso (generalmente 100%) de manera de apurar la reacción y obtener rendimientos de conversión más altos. Se producen los metil ésteres a partir de los triglicéridos del aceite y también glicerina como co-producto. Las últimas trazas de AGL presentes reaccionan con el catalizador para formar metanol y jabones. Los productos obtenidos se separan en un decantador en dos fases distintas: una de éster (metil ésteres, aceite sin reaccionar, metanol y jabones) y una de glicerol (glicerol, metanol, metilato de sodio y jabones). Esta última fase se manda a un estanque de recolección mientras la otra fase pasa a un segundo CSTR donde se agrega metanol en exceso y metilato de sodio. Pasa de nuevo a un decantador para remover la fase glicerol y la fase éster se calienta a 70°C antes de entrar a lavado.

Las impurezas como el metanol, los jabones y el glicerol libre se deben separar de la fase de éster. Se calienta el éster a 70°C y se agrega agua a la misma temperatura para lavarlo. La columna de lavado es de contra corriente, lo que permite minimizar los requerimientos en agua. De esta columna sale el éster para decantar y un flujo de impurezas a tratar con la glicerina. Del

<sup>1</sup> [www.biofuelsforum.com](http://www.biofuelsforum.com)

decantador, sale el éster con los triglicéridos que no reaccionaron y un poco de agua, lo que necesita mandarlo a secado. Para eso, se calienta el éster a 90°C que entra a un secador por vacío, a la presión absoluta de 35 mm Hg.

La última etapa para obtener biodiesel es el filtrado del éster, lo que se hace con filtros de sílice o filtros de 5µm. Según la región o la especificación para la venta del biodiesel, se agregan unos aditivos, por ejemplo para mejorar el punto de enturbiamiento.

### 2.2.3. Glicerina y metanol

Los flujos de glicerina proveniente de los dos decantadores de las fases éster y glicerol así como el flujo de impurezas saliendo del lavado de agua se juntan en un estanque de recolección. La mezcla contenida en este estanque se manda a un reactor donde se inyecta una solución de ácido clorhídrico. Se transforman así los jabones en AGL y NaCl y el metilato de sodio en metanol y NaCl. La glicerina neutralizada se deja reposar en un decantador para eliminar los AGL, que se separan fácilmente por diferencia de densidad. La densidad del metanol no importa porque este se encuentra disuelto en la glicerina, porque es altamente miscible con esta fase.

Se agrega un sistema de control de pH para evitar que el glicerol con ácido clorhídrico dañe a los equipos. Este sistema adapta la cantidad de solución de soda cáustica a inyectar para neutralizar el glicerol. Lo todo se mezcla con agitación en un reactor, lo que permite transformar el HCl sobrante en NaCl y agua. La glicerina neutra se manda en un estanque intermedio, que permite regular los flujos en el stripper siguiente.

Para alcanzar un nivel aceptable de calidad del glicerol, se debe remover el metanol que se puede utilizar de nuevo en el proceso global. Esto se hace en un destilador con arrastre por vapor de agua. El glicerol se calienta a la temperatura superior a la de ebullición del metanol (64,5°C) en un calentador, lo que permite entrar al destilador con vapor de metanol que se remueve con un flujo de vapor. El vapor total sale por la parte superior y la glicerina sale por abajo. Este se compone de glicerol y sales, teniendo una pureza del orden de 90%.

Por otra parte, es necesario separar el metanol del agua en el vapor de metanol húmedo. En otra torre de destilación, se calienta el metanol que sale como vapor, aunque el agua sale con un porcentaje débil de metanol y en forma líquida.

## 3. Diagramas de flujos

---

Esta serie de diagrama sirve para definir de manera exacta los flujos principales que existen entre los equipos, cuya descripción se hizo en el párrafo anterior. Como explicado anteriormente, se dibujaron en función de las publicaciones científicas detalladas en bibliografía y a partir de diagramas básicos publicados por diversas empresas constructoras de plantas de biodiesel.

Los diagramas se exponen también en anexo y sirvieron de base para calcular los balances de masa de la planta. En estos se atribuye a cada flujo principal un número que se encuentra en el cálculo. Se pone además la cantidad calculada en el siguiente punto para tener una vista cifrada de la planta en los diagramas.

## 4. Balances de masa del proceso Biodiesel

---

Vamos a describir en esta parte como se calcularon los balances de masa asociado a cada flujo importante de los diagramas de flujo del proceso de fabricación de biodiesel a partir de aceite crudo (refinación, transesterificación y postratamiento). Después de describir los parámetros esenciales para el diseño, se darán las informaciones y los cálculos que permitieron obtener las cantidades de flujos.

### 4.1. Datos básicos

#### 4.1.1. Parámetros elegidos

Para evaluar los insumos y productos de la planta, es necesario mencionar las especificaciones que se estiman razonables para la reacción. Los puntos siguientes permiten explicar cuales fueron los datos que se fijan:

- El rendimiento de conversión de triglicéridos y metanol a ésteres en presencia del catalizador se fija en 99%, cifra que permiten alcanzar los reactores continuos. Este requerimiento facilita el cumplimiento del contenido de éster en el biodiesel comercial de 96,5% que debería adoptar Chile.
- Se calculó el conjunto del flujo de manera a obtener 100.000 toneladas por año de biodiesel. Todos los flujos se dan en ton/día y ton/hora para facilitar la visión del conjunto. Para tomar en cuenta el tiempo de mantenimiento de la planta y otras operaciones, consideramos que la planta operará 8000 horas por año, equivalente a 333,3 días de funcionamiento 24 horas por día.
- La reacción de transesterificación consume 3 moles de metanol por cada mol de triglicérido. Para apurar la reacción y obtener mejor rendimiento de conversión, se acepta generalmente que un exceso de 100% de metanol es un buen compromiso. Eso equivale a calcular las necesidades de metanol en 6 moles por mol de triglicéridos.

#### 4.1.2. Composición del aceite

Otro dato importante es la composición del aceite de raps crudo, o sea justo después de extracción y antes de recibir algún tipo de tratamiento. Esta información tiene importancia porque fija las cantidades de ácido y soda cáustica consumidas y la cantidad de biodiesel producida a partir del aceite entrante.

La Universidad de la Frontera (Temuco) nos comunicó los resultados de la "Evaluación previa del aceite de *brassica napus*", nombre científico del raps cultivado en Chile. Entre otras informaciones interesantes, se hizo una cromatografía del aceite para conocer los diferentes tipos de AGL que lo componen. Este análisis también destaca el contenido de AGL presente, que alcanza 0,87% en peso del aceite.

**Tab.12.** Proporción de los diferentes ácidos en el aceite de raps chileno

Composición de ácidos grasos	(%)
Palmítico (C16:0)	4,47
Palmitoleico (C16:1)	0,07
Estearico (C18:0)	1,67
Oleico (C18:1)	63,05
Linoleico (C18:2)	18,68
Linolénico (C18:3)	9,49
Araquídico (C20:0)	0,6
Eicosénico (C20:1)	1,41
EPA (C20:5)	0,35
Erúcico (C22:1)	0,21

Con esta tabla, se puede calcular el peso molecular promedio de los triglicéridos y de los ácidos grasos libres AGL presentes en el aceite. Se escribe la fórmula compacta de cada AGL y a partir de los pesos moleculares de los elementos básicos (H, C y O), se calcula el peso molecular de la cadena en g/mol. Multiplicando por el porcentaje de cada AGL en el aceite de raps, se obtiene la fracción de peso del total de triglicéridos presentes en el aceite. De la misma manera obtenemos el peso molecular promedio de los AGL. Los resultados encontrados se presentan en la tab.13.

**Tab.13.** Peso molecular de los triglicéridos y AGL en el aceite de raps chileno

Acido graso	Formula	Peso mol. AGL	Peso mol. TG	% aceite raps	Fraccion TG	Fraccion FFA
C 16	$C_{16}H_{32}O_2$	256,424	807,320	4,47	36,087	11,462
C16:1	$C_{16}H_{30}O_2$	254,408	801,273	0,07	0,561	0,178
C18	$C_{18}H_{36}O_2$	284,477	891,480	1,67	14,888	4,751
C18:1	$C_{18}H_{34}O_2$	282,461	885,432	63,05	558,265	178,092
C18:2	$C_{18}H_{32}O_2$	280,445	879,384	18,68	164,269	52,387
C18:3	$C_{18}H_{30}O_2$	278,430	873,337	9,49	82,880	26,423
C20	$C_{20}H_{40}O_2$	312,530	975,639	0,6	5,854	1,875
C20:1	$C_{20}H_{38}O_2$	310,515	969,592	1,41	13,671	4,378
C20:5	$C_{20}H_{30}O_2$	302,451	945,401	0,35	3,309	1,059
C22:1	$C_{22}H_{42}O_2$	338,568	1053,751	0,21	2,213	0,711
				Peso mol.	<b>881,996</b>	<b>281,316</b>

## 4.2. Metodología del cálculo de los flujos másicos

Uno de los aspectos más relevantes de este trabajo es el cálculo de los insumos y flujos que constituyen la planta diseñada, a partir de los cuales se puede evaluar gran parte de los costos variables. Esto permite también dimensionar los equipos principales y evaluar las bombas a usar.

En anexo, se pone la planilla de los flujos principales, expresados en toneladas por día y por hora, que corresponden a las hojas 2 a 4 del diagrama de flujo. A continuación, se expone los datos que utilizaron para crear esta planilla. Se pone como otro anexo la memoria de cálculo correspondiente a la planilla.

La idea fundamental del cálculo es la conservación de masa y la estequiometría de las reacciones cuando ocurre una transformación química de los componentes. Por eso los cálculos se dan para las masas transferidas y con uso de los pesos moleculares de cada elemento que entra en cada flujo.

Los números descritos en esta metodología corresponden al número del flujo en el diagrama de flujos. Permiten describir de forma concisa el proceso elegido.

#### 4.2.1. Hoja 2: Refinación del aceite crudo

El aceite a refinar (1) se bombea desde el estanque de aceite crudo. Su composición viene determinada por el análisis químico de los AGL, triglicéridos fosfatidos y otros compuestos neutros para la reacción. Este aceite está calentado (2) a 70°C y se mezcla con 0,1% de una solución de ácido fosfórico (3) a 85% en peso. El "degumming" se logra hidratando los fosfatidos con agua (4), que se echa en mezcla a 2% en peso del aceite. Se considera que todo el ácido y fosfatidos se convierte a gomas.

En el aceite saliendo del reactor "degumming" (5) ya no contiene fosfatidos, estos siendo ahora bajo forma de gomas. El uso de un centrifugador permite extraer todas las gomas (fosfatidos reaccionados y ácido fosfórico restante) y el 99,5% del agua en el flujo 6. El uso de un separador permite diferenciar totalmente las gomas (7) y el agua (8). El flujo 9 es básicamente el flujo 5 al cual se le retira el flujo 6.

En el reactor de eliminación de los AGL, se agrega una solución (10) de hidróxido de sodio (9,5% de NaOH) con un exceso de 113% respecto a la cantidad necesaria para la conversión estequiométrica de los AGL a jabones. Se mezcla también agua (11) en proporción igual a 15% del flujo 9. Con esta mezcla, se logra transformar 99% de los AGL en jabones. Se manda este aceite neutralizado (12) a un centrifugador, lo que permite extraer el flujo de borra (13) constituido de los jabones, la soda cáustica restante, triglicéridos igual a 2,5 veces la pérdida de AGL, materia no saponificable asociada con los triglicéridos en la misma proporción que en el aceite original y agua igual a 99,5% del agua contenido en (12).

El flujo de aceite refinado (14) corresponde al flujo entrando al centrifugador (12) menos el flujo de borra (13). Se calienta para entrar al secador por vacío a 95°C (15). Se admite que el total del agua presente en el aceite sale en (16), por lo que el aceite sale sin humedad (17).

#### 4.2.2. Hoja 3: Transesterificación y refinación del biodiesel

El aceite calentado a 60°C (18) entra al primer reactor de transesterificación. Se agrega el metóxido de sodio, catalizador de la reacción entre aceite y metanol, en una proporción de 1% en masa del aceite, mezclado en solución (19) a 10% en metanol. Se agrega además metanol (20) según el ratio con triglicéridos de 6:1 que corresponde al exceso de 100% y tomando en cuenta el consumo de 3 moles de metanol por mol de triglicérido convertido. La mezcla se deja en el reactor hasta obtener un rendimiento de conversión de 85% y se manda al decantador #1. El catalizador convierte todos los AGL restantes en jabones y metanol.

El decantador permite separar básicamente la glicerina del éster y triglicérido. Sin embargo, los otros compuestos se separan entre las dos fases. El flujo pesado que contiene toda la glicerina (22) también lleva con él 60% del metanol, todo el metóxido y 10% de los jabones del flujo 21. Los componentes del flujo 23 se calculan restando el flujo 22 al flujo 21.

El triglicérido restante reacciona en el segundo reactor con el metanol en presencia del catalizador (24), que se agrega igual a 1% en masa de triglicéridos que quedan en (23). En este caso también el catalizador viene en solución de 10% en metanol. Como en el primer reactor, se agrega metanol (25) para obtener un ratio 6:1 con los triglicéridos a transformar en éster. En el cálculo, no se considera el metanol ya presente en (23). El flujo saliendo del reactor #2 viene contiene 1% de los triglicéridos originalmente presentes en el aceite refinado porque se elige un rendimiento de conversión de 99%. El resto de los triglicéridos reaccionó para formar éster así que permanecen metanol, catalizador, jabones y glicerol para eliminar.

En el decantador #2, el flujo más pesado (27) que contiene todo el glicerol también lleva 60% del metanol, 10% de los jabones y todo el catalizador. Estas proporciones se dan en peso y respecto a lo que viene en (26). Se calcula el flujo 28 de éster restando (27) de (26).

El éster a lavar (29) entra a 70°C en una columna de contra corriente donde se inyecta agua (31) calentada a 70°C en un 20% del éster a lavar. Esta etapa permite sacar la totalidad del metanol y de los jabones en el flujo 32 así como 90% del agua de lavado. Todo el éster se recupera en el flujo 33, con los triglicéridos y otros compuestos que no reaccionaron y los 10% del agua de lavado. Con el uso de un decantador, se logra obtener un éster (35) que contiene solamente 0,5% del agua de lavado (31). El resto del agua (34) se manda a reciclado de agua. Por fin, pasando el éster en un secador por vacío, se extrae el resto de la humedad (37) del resto que forma entonces el biodiesel (38), considerado totalmente seco.

#### 4.2.3. Hoja 4: Recuperación del glicerol y del metanol

Se juntan en un estanque intermedio todo el glicerol, metanol, agua y jabones proviniendo de la decantación (22, 27) y del lavado del éster (32). Esta mezcla se bombea a un reactor de acidificación que permite transformar los jabones a AGL y NaCl y el metóxido de sodio a metanol y NaCl. Se utiliza ácido clorhídrico a 35% que se diluye para obtener una solución (41) a 10% de HCL. Se remueven los AGL (43) en un decantador y la glicerina neutralizada (44) se manda al reactor pH que permite neutralizar el ácido en exceso. En este reactor entra también soda cáustica (45) a 9,5% en peso de NaOH.

Se remueve el metanol y el agua de la glicerina (49) en el stripper usando vapor de agua (50). El flujo 53 contiene todo el metanol y agua en forma de vapor mientras sale la glicerina parcialmente refinada en el flujo 51. La columna de rectificación permite reciclar el metanol (54) con un nivel de humedad de 0,05%. Agua (55) sale por la parte baja de la columna, llevando 0,5% del metanol después de la rectificación. Esta agua se manda a la unidad de tratamiento de aguas usadas.

## 5. Listado y descripción de los equipos de la planta

Una planta de biodiesel contando con una parte de extracción de aceite tiene un gran número de componentes para permitir los diferentes tipos de procesos necesarios. Sin embargo, entre estos se pueden destacar los componentes principales, estos siendo los equipos a la base del proceso. Se incluyen los equipos de transporte o bombas que son de importancia en una planta de combustibles líquidos.

## 5.1. Definición de la simbología

Se debe establecer una simbología para dar un número a cada equipo de la lista. Se propone establecer un código que permite reconocer el tipo de equipo, su función en general en el proceso y un número identificador. La primera letra del código identifica la categoría del equipo, describiendo así la utilidad de este. La segunda parte del código describe el área de proceso del equipo, lo que permite ubicar en que parte viene el equipo, por ejemplo la área de reacción química destaca la parte de la planta que tiene que ver con la reacción de transesterificación. Por fin, se agrega un número para distinguir los diferentes equipos similares y saber cuando sirven en la planta. En efecto, este número va aumentando según el avance en el diagrama de flujo que se da a continuación.

**Tab.14.** Simbología definida para los equipos

Identificación equipos		Área de proceso	
Prefijo	Categoría	Código	Descripción
A	Agitador mezclador, mixer	Al	Almacenamiento, suministro
B	Bomba	Pr	Proceso
D	Destilador, columna, stripper	Re	Reacción química
E	Transferencia de calor, generador de vapor	PT	Pre-tratamiento
H	Horno, calentador o caldera	TA	Tratamiento de aceite
O	Otros equipos, misceláneos	TB	Tratamiento del biodiesel
P	Prensa, extractor	TG	Tratamiento de glicerina
R	Reactor	TS	Tratamiento de productos secundarios
S	Separador, filtro, decantador		
T	Tanque atmosférico		
W	Equipo de pesaje		
X	Equipo transportador estacionario		

Por ejemplo, el código S.PT.216 significa un separador o centrifuga que entra en el proceso de pre-tratamiento y su número tiene que ver con su posición en la lista global de equipos.

## 5.2. Propuesta de equipos

Se presenta en anexo la lista de equipos dividida en varias partes que corresponden a la organización del diagrama de flujo y al tipo de equipos. Se dan también las cantidades que pasan por estos equipos por día para la planta de biodiesel, para tener en mente la importancia de los distintos equipos en el proceso y todas las características cuyas explicaciones se describen en los siguientes párrafos

Varios equipos principales tienen un funcionamiento complejo donde es necesario calcular el tamaño del equipo o su requerimiento de vapor. Se va a explicar estos diferentes equipos y se adjunta en anexo una memoria del cálculo asociado. Entran el stripper de glicerol-metanol, los intercambiadores de calor y la columna de rectificación del metanol-agua.

Tab.15. Listado general de equipos

Descripción	Código	Descripción	Código	Descripción	Código
Bomba aceite crudo	B.Al.201	Bomba metanol	B.Al.304	Bomba éster final	B.TB.356
Calentador de aceite	E.Al.202	Filtro metanol	S.Al.305	Bomba glicerina cruda	B.TG.401
Bomba ácido fosfórico	B.Al.203	Mezclador estático en línea	A.Al.306	Reactor FFA	R.TG.405
Bomba agua	B.Al.204	Reactor #1	R.Re.310	Agitador mezclador	A.TG.406
Reactor degumming	R.PT.210	Agitador mezclador	A.Re.311	Bomba ácido clorhídrico	B.Al.407
Agitador mezclador	A.PT.211	Decantador #1	S.Re.315	Bomba agua	B.Al.408
Bomba aceite y gomas	B.PT.212	Bomba glicerina cruda	B.Re.316	Mezclador estático en línea	A.Al.409
Centrifugador	S.PT.215	Reactor #2	R.Re.320	Decantador	S.TG.415
Centrifugador	S.PT.216	Agitador mezclador	A.Re.321	Bomba soda caustica	B.Al.418
Bomba gomas	B.PT.217	Bomba aceite-biodiesel	B.Re.322	Mezclador estático en línea	A.Al.419
Bomba agua	B.PT.218	Decantador #2	S.Re.325	Reactor Neutralización pH	R.TG.420
Mezclador estático en línea	A.PT.219	Bomba glicerina cruda	B.Re.326	Agitador mezclador	A.TG.421
Bomba soda caustica	B.Al.220	Calentador	E.TB.327	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.422
Mezclador estático en línea	A.Al.221	Columna de lavado	D.TB.330	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.423
Bomba mezcla aceite	B.PT.222	Bomba agua	B.TB.331	Economizador	E.TG.424
Calentador de aceite	E.PT.223	Calentador	E.TB.332	Calentador	E.TG.425
Reactor Refinación	R.PT.225	Bomba agua y metanol	B.TB.333	Stripper	D.TG.430
Agitador mezclador	A.PT.226	Decantador agua	S.TB.335	Bomba glicerina final	B.TG.434
Bomba aceite y jabones	B.PT.227	Bomba agua	B.TB.336	Columna de rectificación	D.TS.435
Centrifugador	S.PT.230	Bomba éster	B.TB.337	Bomba agua a reboiler	B.TS.436
Bomba borra	B.PT.231	Economizador	E.TB.338	Reboiler	D.TS.437
Calentador de aceite	E.PT.232	Calentador	E.TB.339	Bomba metanol líquido	B.TS.438
Secador por vacío	D.PT.235	Secador por vacío	D.TB.340	Condensador	E.TS.439
Bomba aceite refinado	B.PT.236	Bomba éster	B.TB.341	Bomba agua	B.TS.440
Filtro aceite	S.PT.237	Enfriador	E.TB.342	Tratamiento agua	O.TS.445
Bomba aceite refinado	B.Al.301	Bomba éster	B.TB.346	Bomba agua	B.TS.446
Bomba catalizador	B.Al.302	Filtro Biodiesel	S.TB.347		
Filtro catalizador	S.Al.303	Mezclador estático en línea	A.TB.350		

### 5.3. Descripción de los equipos de proceso

Por equipos de proceso se entienden los equipos que se encuentran directamente en la línea de producción de biodiesel o glicerina refinada, o sea los equipos donde ocurren reacciones, lavados o decantación. Se explican a parte el cálculo de intercambiadores de calor, las bombas y los equipos auxiliares o que no se pueden calcular y que se deben comprar o cotizar. Sin embargo, se mencionan en esta lista los intercambiadores de calor que se calculan en otra planilla, pero que tienen características de material y recubrimiento similar a equipos de procesos.

Los equipos de proceso son equipos de forma simple que no requieren ensamblaje complicados ni número de piezas importantes. De hecho, son generalmente cilindros con cabezales redondos, de acero al carbono o acero inoxidable en caso de contener también agua. Los siguientes párrafos describen el cálculo de estos elementos. Para los equipos como el stripper o la columna de rectificación, cuyo funcionamiento es más complejo, se les dedica sub-capítulos propios para entender bien como se calculan.

#### 5.3.1. Volumen de los equipos

Todos los equipos del proceso son continuos porque no existen cortes en la alimentación o la descarga. Esto implica que los orificios se deberán diseñar de tal forma que el fluido entre en

una zona donde no perturbará la calidad de los flujos de salida. Así, existirá una zona intermedia donde entrará el producto a tratar o reaccionar, y se supone que poniendo los orificios de salida suficientemente alejados y en zonas factibles, se lograra separar bien los productos del equipo. Por ejemplo, en el reactor de transesterificación, existe una fuerte mezcla de los componentes que entran generalmente por la parte superior. La mezcla de éster, glicerina, triglicéridos y metanol se hace por la parte inferior. Si el nivel de detalle fuera más preciso que una ingeniería conceptual, se debería averiguar más en detalle este punto.

### Reactores

Para calcular el volumen de los equipos (m<sup>3</sup>), se propone multiplicar el flujo volumétrico (m<sup>3</sup>/hr) por el tiempo de residencia de dicho flujo (hr). El tiempo de residencia esta ligado directamente al tiempo de reacción para los reactores, al tiempo de sedimentación para los decantadores, o a tiempos específicos para otros equipos. Así, el tamaño del stripper y de la columna de rectificación se detalla en los párrafos dedicados.

A continuación, se dan los tiempos característicos de reacción para todos los reactores donde ocurre una reacción química y un cambio de los componentes:

- 45 min. en el reactor de “degumming”
- 0,1 hora para la eliminación de AGL (reacción casi instantánea en realidad)
- 1 hora en los dos reactores de transesterificación
- 30 min. para la columna de lavado de biodiesel (sin datos específicos)
- 1 hora para la neutralización de jabones en la glicerina
- 30 min. para la neutralización de los ácidos remanentes en la glicerina (poco ácido)

### Decantadores

Para el tiempo de decantación, se debe calcular la velocidad de sedimentación de las partículas del fluido más pesado dentro del fluido más liviano. Debemos considerar entonces que el fluido pesado está bajo forma de partículas de un cierto tamaño. Se decide tomar un tamaño considerado mínimo para diseñar el decantador con parámetros más exigentes. En caso de la glicerina en biodiesel o aceite vegetal, un valor razonable es igual a 150 µm. La velocidad de decantación viene dada por la formula:

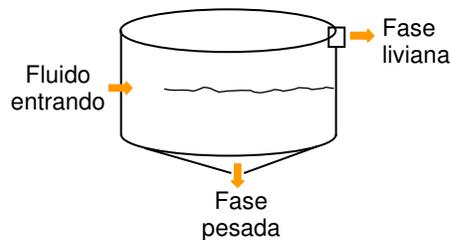
$$V_g = \frac{d^2 \times (\rho_p - \rho_l)}{18\eta} \times g$$

Con los siguientes:

- $V_g$ , velocidad de sedimentación (m/s)
- $d$ , diámetro de partícula (m)
- $\rho_p$ , densidad de las partículas (kg/m<sup>3</sup>)
- $\rho_l$ , densidad del fluido liviano (kg/m<sup>3</sup>)
- $\eta$ , viscosidad del fluido liviano (kg/ms)
- $g$ , gravedad (m/s<sup>2</sup>)

Se puede entonces obtener el área mínimo de decantación dividiendo el caudal en m<sup>3</sup>/s por la velocidad de decantación. Para que ocurra bien la separación de fase y que no se crean turbulencias en las zonas extremas de descarga, se propone tomar una altura de equipo de 1m. Multiplicando la altura por el área de sedimentación, se obtiene el tamaño de equipo decantador.

Sin embargo, para la decantación de ésteres y agua o glicerina y AGL, no se encontraron datos publicados, por lo que se propone como dimensiones base un diámetro de 2,5m para una altura de 1m. Además, la separación de los componentes a decantar se hace de forma muy neta y sin mayor problema para todos los decantadores de la planta.



**Fig.40.** Esquema de un decantador

### 5.3.2. Forma de los equipos

Los reactores son cilindros verticales con cabezales hemisféricos o redondos. Conociendo el volumen, se propone tomar por defecto una altura igual a 2 veces el diámetro  $D$ . Se aproxima la forma a un cilindro para calcular este diámetro, mediante la formula siguiente y tomando  $H=2D$ :

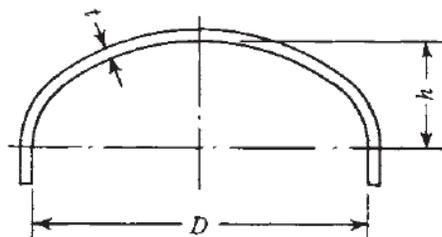
$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}}$$

Para los decantadores, son cilindros de fondo cónico, con pendiente de orden de  $10^\circ$  para dejar fluir el fluido mas pesado por la parte inferior. Por la parte superior, se dejar caer el fluido liviano por una gotera al otro lado de la entrada del flujo a separar.

El stripper de glicerina es un cilindro con cabezales redondos, pero orientado en forma horizontal. La columna es también un cilindro con cabezales cuyas dimensiones se calculan en la parte correspondiente.

### 5.3.3. Espesor del material

Se debe diseñar el equipo de manera que el espesor de material resiste a la presión ejercida por el fluido. Todos los equipos son de acero (al carbono o inoxidables). La tensión de diseño es igual a 160 MPa. En realidad, a parte del stripper, todos los equipos son a presión atmosférica, por lo que la única presión viene dada por la altura de líquido en el equipo.



**Fig.41.** Cabeza elipsoidal de los equipos

La presión al fondo del equipo a calcular se escribe:

$$P_{fondo} = P_{atmosferica} + \rho \times g \times h$$

Donde:

- $P_{fondo}$  y  $P_{atmosferica}$  en Pa
- $\rho$ , densidad en kg/m<sup>3</sup>
- $g$ , aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>
- $h$ , altura del estanque, en m

Se puede entonces calcular para cada equipo de proceso el espesor teórico mínimo con la ecuación ASME para los cabezales elipsoidales de recipientes a presión:

$$t = \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P}$$

Donde:

- $t$ , espesor mínimo de la pared, en pulgada
- $P$ , presión interna en psi
- $S$ , tensión de diseño, en psi
- $E$ , eficiencia de la soldadura (0,8 por defecto)

Este valor corresponde al fondo del recipiente, donde existen los mayores esfuerzos y la forma elipsoidal necesita más espesor. Sin embargo, todos los valores encontrados fueron inferiores a 2mm, aunque en general, el espesor de equipos de este tipo es de 5mm por lo menos. Para cuadrar con lo que se hace en la industria, se propone entonces utilizar un valor igual para todos de 5mm, lo que asegura netamente la fiabilidad mecánica del el equipo.

### 5.3.4. Peso y material de construcción

Con todas las dimensiones calculadas (altura, diámetro, espesor), se puede determinar la superficie de los cabezales multiplicando el área del círculo de diámetro  $D$  por 1,3. Este método permite simplificar el cálculo de las extremidades de los equipos. Se calcula entonces la superficie global del equipo y se multiplica por el espesor para obtener el volumen de material a comprar por equipo.

Para todos los equipos de proceso que entran en contacto con fluido caliente o agua, es aconsejable utilizar acero inoxidable para evitar la corrosión.

## 5.4. Stripper glicerina-metanol

### 5.4.1. Utilidad del stripper

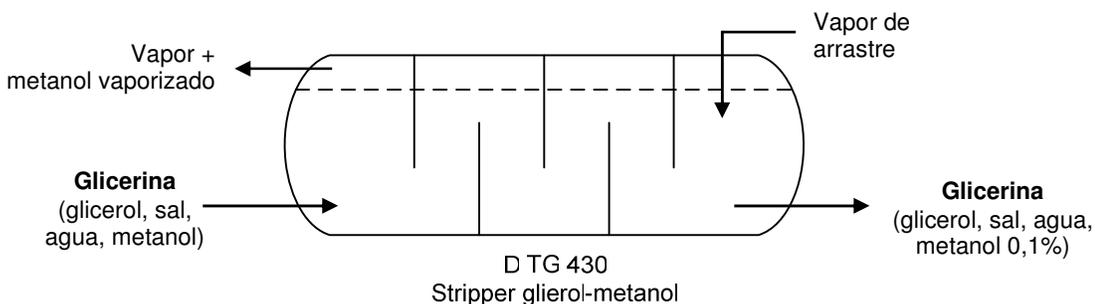
Este equipo se utiliza para extraer el metanol contenido dentro de la glicerina que se produjo como co-producto en el proceso de transesterificación. Para diseñar este equipo, se parte de que queremos limpiar la glicerina de su contenido de metanol, por lo que el único compuesto que debe remover este stripper sería el metanol. Para lograrlo, se propone utilizar el método de arrastre por vapor donde se inyecta un flujo de vapor levemente sobresaturado a presión superior a la presión de la mezcla glicerina-metanol.

Se elige la temperatura de manera que sea vaporizado el metanol y que no se condense el vapor de arrastre. Debido a que la glicerina contiene agua, glicerol y sales de NaCl, el compuesto de menor temperatura de vaporización es el agua. Como se quiere extraer

solamente el metanol con el vapor, el agua contenida en la glicerina debe permanecer en estado líquido. Entonces, para cumplir con las condiciones de agua y de vapor, se propone que la mezcla esté a temperatura de 100 °C en el stripper. De manera teórica, obtenemos así que el vapor quede bajo forma de vapor y el agua quede como líquido. Es una buena aproximación para estimar los requerimientos de vapor.

#### 5.4.2. Funcionamiento

El stripper es un estanque cilíndrico horizontal con cabezales semiesféricos, donde la glicerina a tratar puede circular con relación al vapor de agua en co-corriente o en contra-corriente. La mitad inferior contiene la fase líquida y la superior la fase gas o vapor. La salida de la fase gas (vapor + metanol) se encuentra opuesta a la entrada del vapor de agua. Dentro del cilindro, existen aletas que obligan el flujo de vapor a recorrer toda la mezcla de glicerina y obtener un contacto óptimo entre vapor y mezcla.



**Fig.42.** Flujos en contra-corriente en el stripper de metanol

#### 5.4.3. Descripción del cálculo

La temperatura de ebullición del metanol es de 64,65 °C así que es el compuesto más volátil y se puede arrastrar como gas en el resto de la mezcla considerada líquida. Conociendo las cantidades entrando y saliendo y el nivel especificado de metanol en la glicerina final, basta calcular cuanto vapor es necesario para arrastrar el metanol. Para poder ser vendida o utilizada, la glicerina final no debe contener más de 0,1% en peso de metanol.

Se utiliza el método de arrastre por vapor descrito en "Distillation" de M. Van Winkle para calcular la necesidad de vapor. Se basa en el requerimiento molar de vapor para eliminar la cantidad deseada de metanol vaporizado. El detalle se encuentra en anexo y corresponde finalmente al "*stripping o agotamiento para sistemas complejos como fracciones de petróleo o para separación de gases disueltos mediante arrastre con un gas que se disuelve poco*".

Para el cálculo del volumen, se supone que la glicerina a tratar permanece unos 20 minutos en el stripper cuando el vapor de arrastre se queda solamente unos 10 a 30 segundos.

#### 5.4.4. Resultados

Con esta modelización teórica, tomando como eficiencia del sistema 0,7 y una producción de glicerina cruda de 3,9 toneladas por hora, obtenemos una necesidad de vapor de agua de 3,45 toneladas por hora. Este valor parece adecuado con los valores encontrados en la bibliografía y las cotizaciones hechas por las empresas para Copec. Es interesante utilizar la comparación

entre vapor consumido y glicerol producido. Se obtiene tonelada de vapor por tonelada de glicerina tratada creada.

Otro dato interesante de tomar en cuenta es la presión dentro del tarro que alcanza 1759 mm Hg, equivalente a 2,34 bar. Esto significa que el vapor sobrecalentado que permite el arrastre debe entrar a una presión levemente superior, supongamos 1800 mm HG y con temperatura superior a la temperatura de vapor saturado a 2,34 bar (125,25°C). El vapor deberá ser sobrecalentado, a presión de 2,5 bar (o 4 bar si se usa el vapor del resto del sistema) y a temperatura de unos 130°C.

## 5.5. Columna de rectificación del metanol

### 5.5.1. Utilidad de la columna

Una columna de rectificación sirve para separar los componentes de un flujo en base a la diferencia entre su punto de ebullición. En nuestro caso, se desea separar el metanol del agua para reciclar estos dos componentes en el proceso. La tecnología utilizada es la destilación binaria en una columna de platos perforados y campanas burbujeadoras.

### 5.5.2. Funcionamiento

Entra el flujo con los dos componentes a separar en un plato intermedio, llamado de alimentación. En la parte superior de la columna, dicha de “enriquecimiento”, el vapor que sube va enriqueciéndose en el compuesto más volátil (metanol). En la parte inferior, dicha de “agotamiento”, el líquido que baja tiene su concentración en compuesto más volátil que disminuye en cada plato. Se logra así obtener unos productos en los extremos de la columna con nivel de pureza suficientemente altos para ser utilizados de nuevo en los procesos de la planta.

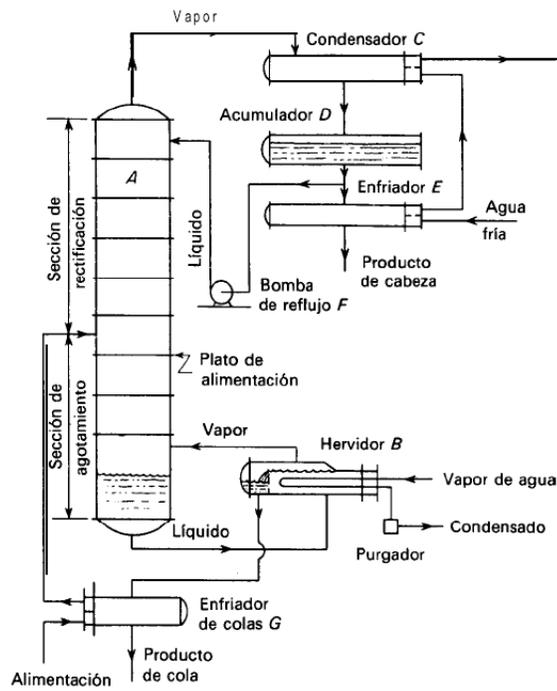
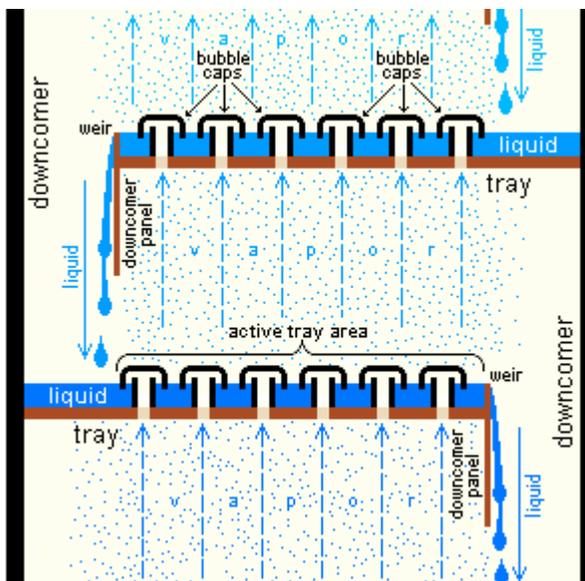


Fig.43. Columna de rectificación (McCabe)

En cada plato, se genera un equilibrio de presión y temperatura entre el vapor ascendente y el líquido descendiente. Existe entonces una transferencia de calor entre el líquido y el gas que permite vaporizar el metanol al mismo tiempo que se condensa agua. Se usan campanas burbujeadora para obligar el vapor a entrar en contacto con el líquido y permitir este intercambio de calor.



**Fig.44.** Funcionamiento de los platos

Se determina el número teórico de plato en función del nivel de pureza requerido para el metanol como producto de cabeza y para el agua como producto de cola. Esto fija la altura de la torre de destilación.

### 5.5.3. Descripción del cálculo

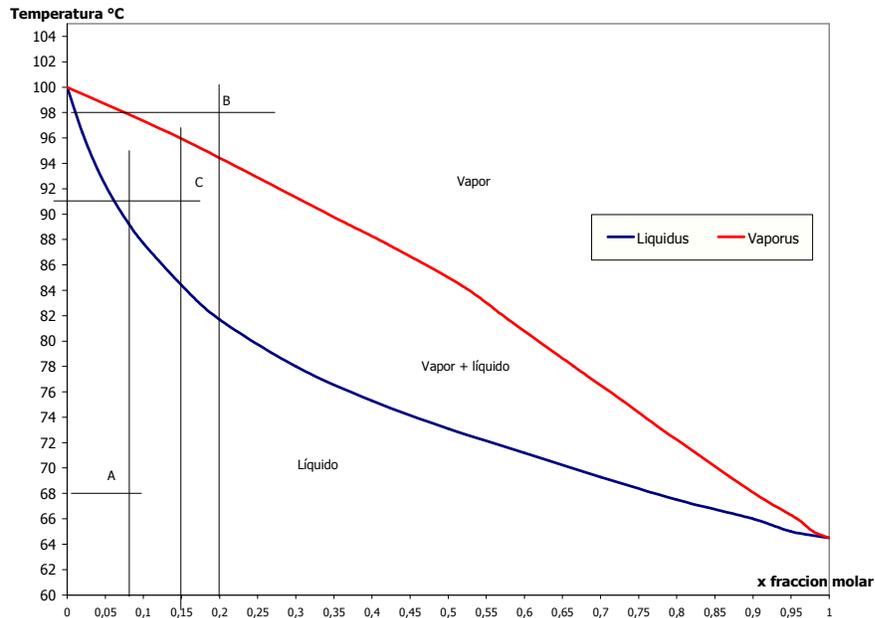
#### Condiciones de entrada

El flujo que entra a la columna es la mezcla del flujo 32 (punto A) y del flujo 55 (punto B). Sin embargo, por no estar en una fase idéntica, es necesario calcular la composición del flujo mezclado 56 (punto C). Se determinan las fracciones molares de A y B y se propone decir que estos flujos pierden 2°C desde su lugar de formación. Así, A entra a 68°C y B entra a 98°C. Se utiliza el diagrama de fase agua-metanol, donde se representa en función de la temperatura y de la fracción molar de metanol para conocer el estado físico de los flujos. Vemos que el flujo 32 entra como líquido mientras que el flujo 55 entra como vapor sobre calentado. En anexo, se expone el cálculo que permite conocer la temperatura y por lo tanto el estado de la mezcla 56.

#### Numero de platos

Conociendo la composición y la temperatura del flujo que entra a la columna, se aplica el método gráfico de McCabe-Thiele para determinar el número de plato de la columna. Se dibujan las líneas de operación en el diagrama (x,y). El eje x representa la fracción molar de metanol en la fase líquida de la mezcla agua-metanol y el eje y la fracción molar de metanol en la fase vapor. Se dibuja a partir del diagrama de equilibrio (fig.45).

Se desea alcanzar un metanol con 0,1% en masa de agua y un agua con 0,5% en masa de metanol, de tal manera que se puedan utilizar como insumo de nuevo en el proceso. Se puede encontrar las fracciones molares deseadas en el tope y la base de la columna. Así, se dibujan las líneas de rectificación y agotamiento que permiten dibujar los escalones equivalentes al intercambio de calor en cada plato.



**Fig.45.** Diagrama de equilibrio agua-metanol

La columna tiene un reflujo de líquido en la parte superior y de vapor por la parte inferior para aumentar el rendimiento de separación de la columna. Se define un reflujo a partir del reflujo mínimo posible y se puede así conocer la cantidad de metanol líquido y de agua vaporizada que se inyecta de nuevo. A partir de los flujos de salida de agua y metanol, se puede entonces definir la cantidad que realmente se debe vaporizar en el pie de la columna o condensar en la parte superior. Logramos conocer los consumos de agua de enfriamiento y de vapor de calentamiento que se ocupan en los intercambiadores de calor. Estos se expondrán mas adelante en esta memoria.

### Tamaño de la columna

A partir del diagrama de Mac Cabe-Thiele, se conoce un número de platos teóricos que se debe dividir por la eficiencia de la columna para conocer el número real de platos necesarios. Un valor de 80% es usual para la eficiencia.

Es necesario determinar el diámetro de la columna para definir el espacio entre platos. Este diámetro se podría calcular de manera teórica y precisa (Henley, Capacidad y eficiencia de las etapas). Para este trabajo de ingeniería conceptual, nos vamos a limitar al estudio del primer y último plato y suponer que el diámetro será equivalente al diámetro máximo entre los dos multiplicado por 1,3 porque el plato mas grande siempre se sitúa en una etapa intermedia y es levemente más grande que los platos extremos. En una etapa siguiente de ingeniería mas desarrollada, seria necesario determinarlo en base a la teoría de intercambios de calor en cada plato.

Una vez determinado el diámetro interior de la columna, se puede aplicar una altura clásica entre plato (20 in, 24 in...). El pie de columna tiene generalmente una profundidad de 1,8m y la cabeza 0,5m. Estas alturas se añaden para conocer la altura total de columna.

## 5.6. Intercambiadores de calor

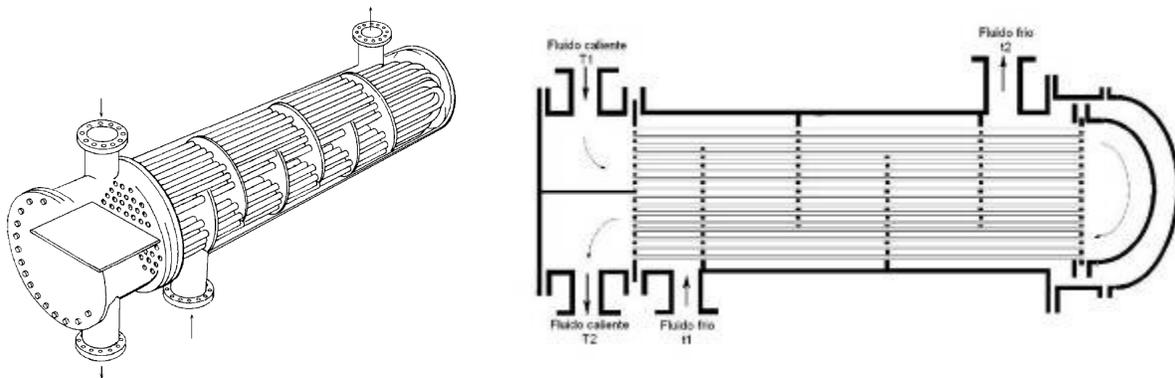
La planta consta de numerosos flujos cuya temperatura debe cambiar entre los diferentes equipos, por lo que se hace necesario el uso de intercambiadores de calor. Estos permiten calentar un flujo mediante la condensación de un vapor de agua, enfriar un flujo con agua a temperatura mas baja que el flujo a enfriar, o simplemente aprovechar el calor contenido en un flujo a la salida del equipo para calentar un flujo entrando al equipo.

Un intercambiador de calor es básicamente una carcasa metálica donde pasan dos flujos separados por un sistema de tubos de bajo espesor. Al fluir los líquidos o gases, la diferencia de temperatura entre los dos flujos genera una transferencia de calor a través de la pared de los tubos.

### 5.6.1. Descripción general del intercambiador

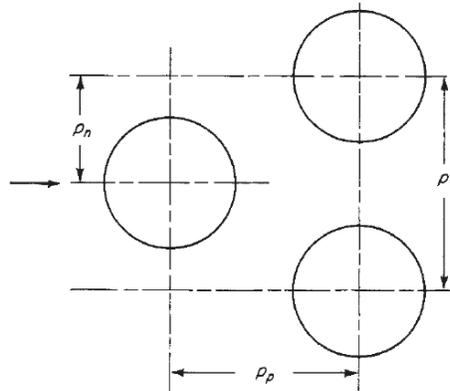
#### Forma del equipo

Los intercambiadores utilizados para esta planta son de carcasa y tubos, de uso generalizado en la industria de procesos. El flujo en un intercambiador (1-2) es parcialmente en contracorriente y parcialmente en corrientes paralelas. En los intercambiadores de paso múltiple se pueden utilizar velocidades más elevadas, tubos más cortos y resolver fácilmente el problema de las expansiones y dilataciones. En este tipo de intercambiadores disminuye la sección libre para el flujo, con lo cual aumenta la velocidad, dando lugar a un incremento del coeficiente de transmisión de calor por convección.



**Fig.46.** Intercambiador de carcasa y tubo (1-2)

Los tubos que generan el intercambio se pueden disponer de diferentes maneras entre ellos. La matriz que forman puede ser cuadrada, cuadrada rotada, triangular... respecto al flujo exterior que fluye. Una configuración clásica para este tipo de intercambiador es el "triangular pitch". Los tubos vienen con tamaño estandarizado de 4m o 6m de largo, con diámetro 1" y espesor de 0,065". La distancia entre tubos  $p'$  se llama pitch y vale 1,25" para el diámetro elegido.



**Fig.47.** Disposición triangular de tubos

### Cálculo del equipo

Las siguientes letras se utilizan para escribir las ecuaciones de intercambio:

- t, temperatura (°C)
- c, capacidad calorífica (kJ/kg. °C)
- w, flujo másico (kg/hr)
- A, superficie de intercambio (m<sup>2</sup>)
- U, coeficiente global de intercambio de calor (W/m<sup>2</sup>. °C)

Las letras en mayúscula (T, C, W) se refieren al flujo caliente transitando en el intercambiador, las minúsculas (t, c, w) describiendo el flujo frío. El numero 1 significa un flujo entrando y 2 un flujo saliendo del equipo.

El método LMTD (Log Mean Temperature Difference) permite describir la potencia intercambiada Q (en W) en base a la siguiente relación:

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ml}$$

El parámetro U describe la tasa de transferencia y depende de la naturaleza de los flujos. Se da a continuación los valores usuales<sup>1</sup> para varios tipos de flujos:

- 55 W/m<sup>2</sup>. °C entre vapor de agua y aceite vegetal
- 3400 W/m<sup>2</sup>. °C entre vapor de agua y agua
- 55 W/m<sup>2</sup>. °C entre éster y éster o glicerol y glicerol
- 2100 W/m<sup>2</sup>. °C entre agua y vapor de metanol

Estos valores son aproximados porque los rangos dados en la bibliografía y dependen de varios factores como material del intercambiador, temperatura de intercambio... El valor propuesto es el valor medio del rango encontrado en la bibliografía.

$\Delta T_{ml}$  representa la diferencia de temperatura media logarítmica (en K). Utilizando un factor de conversión Fc cuyo valor depende del intercambiador y que tomaremos igual a 0,95 como promedio, tenemos:

$$\Delta T_{ml} = Fc \times \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

<sup>1</sup> Kern, Heat Transfer Process

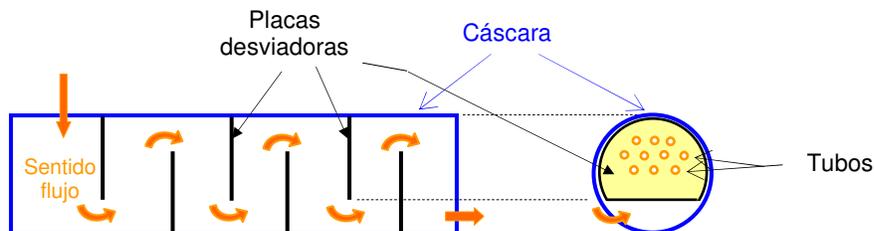
### Método del diseño del intercambiador

Para los intercambiadores a diseñar, la incógnita es el área de intercambio, que finalmente fija el tamaño del equipo, su peso en material, el número de tubos. A partir de la potencia a entregar, de la LMTD y del coeficiente U, se calcula la superficie de contacto A, de la cual se deduce el número de tubo. Como se conocen las características del tubo, se puede determinar el volumen de material del conjunto de tubos.

Por otra parte, las tablas permiten conocer en función del diámetro de tubo, del pitch, del número de pasadas (2 en nuestro caso) y del número de tubos, el diámetro interno de la cáscara del intercambiador. El espesor de la cáscara es de 3/8" para los diámetros inferiores a 24" y se propone utilizar un espesor de 5/8" para los diámetros superiores.

Ya se conocen el número de tubos, su disposición y su largo, y el diámetro de la cáscara. Para considerar los dos cascos que cierran el intercambiador por cada lado del cilindro, se propone utilizar el largo de tubo más 50 cm por lado, lo que nos da un largo de equipo de 5 o 7m según el caso.

El peso del equipo toma en cuenta los tubos y la carcasa, pero también las placas desviadoras. Estas son placas que se ponen de manera transversal para obligar el flujo a ser turbulento, lo que aumenta el coeficiente U de 25%, y pasar en todas las partes de la cáscara. Según Kern, estos deben estar separados de 0,2 a  $1 \times \{\text{diámetro interior de la cáscara}\}$ , por lo que se propone elegir  $0,6 \times D$ . Además, estas placas ocupan  $0,75 \times D$  de la sección para obligar el flujo a pasar por una superficie más chica a la superficie de la cáscara. Estas placas tienen un espesor de 1cm y sirven también para mantener el conjunto de tubos que pasa dentro de la cáscara.



**Fig.48.** Desviación por placas dentro del intercambiador

### **5.6.2. Calentador por condensación de vapor**

Los detalles de los cálculos para cada calentador se dan en anexo. Son 10 equipos que se pueden ver en el diagrama de flujo de la planta. Sirven principalmente para llegar a una temperatura a la cual las velocidades de reacción son mucho más altas. Así, permiten aumentar la producción con un tamaño igual de equipos.

#### Consumo de vapor

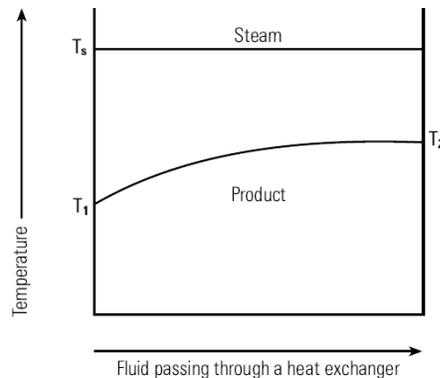
Un calentador permite calentar un fluido utilizando la energía liberada por la condensación de un vapor saturado a 4 bares. Al pasar del estado gas al estado líquido a una determinada temperatura, el vapor libera el equivalente de la energía latente de vaporización. Esta energía se entrega al fluido frío para calentarlo de  $t_1$  a  $t_2$ .

Para cada caso, conociendo la capacidad calorífica del fluido a calentar, su masa y la temperatura a la cual se desea llevarlo, se puede calcular la potencia a entregar<sup>1</sup> en kW para lograr el aumento de temperatura:

$$Q = \dot{m} \times c_p \times \Delta T$$

Por otra parte, la potencia liberada por el vapor depende de su flujo másico  $\dot{m}_v$  y de su calor latente  $L_v$ , lo que se puede escribir:

$$Q = \dot{m}_v \times L_v$$



**Fig.49.** Perfil de temperatura en un calentador

Considerando el intercambio realizado entre los dos flujos, obtenemos entonces el consumo de vapor (kg/s) en función del flujo de fluido a calentar para cada caso:

$$\dot{m}_v = \frac{\dot{m} \times c_p \times \Delta T}{L_v}$$

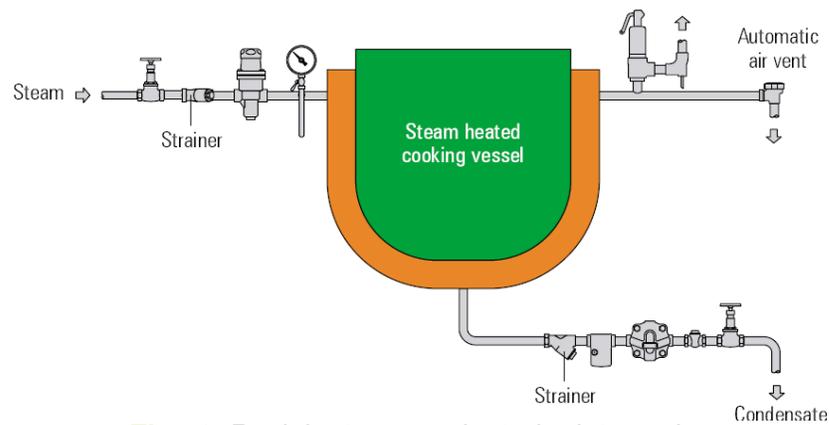
Para tomar en cuenta las posibles pérdidas de calor, la eficiencia del sistema se toma igual a 95%. Dado que el sistema estará aislado térmicamente, este valor parece razonable y permite sobre dimensionar levemente el calentador.

### Calculo del calentador

Se calcula la diferencia de temperatura requerida del fluido frío y el consumo equivalente de vapor. Se calculan los parámetros de LMTD para obtener el área de intercambio, el número de tubos, el diámetro de cáscara, la posición y el número de desviadores, de tal manera que se puede conocer precisamente las dimensiones del equipo.

En caso que el área de intercambio sea menor que la superficie del equipo donde entra el flujo calentado, entonces no sirve utilizar un intercambiador de calor y mejor vale hacer fluir el vapor directamente sobre el equipo donde se debe tener el fluido caliente. En este caso, el equipo de proceso se recubre con una segunda capa donde el vapor puede pasar y condensarse entre las dos paredes. Esta tecnología se llama "jacketed vessel", por agregar al recipiente una pared externa que juega el papel de calentador.

<sup>1</sup> Spirax Sarco, Steam Engineering Principles and Heat Transfers



**Fig.50.** Recipiente con calentador integrado

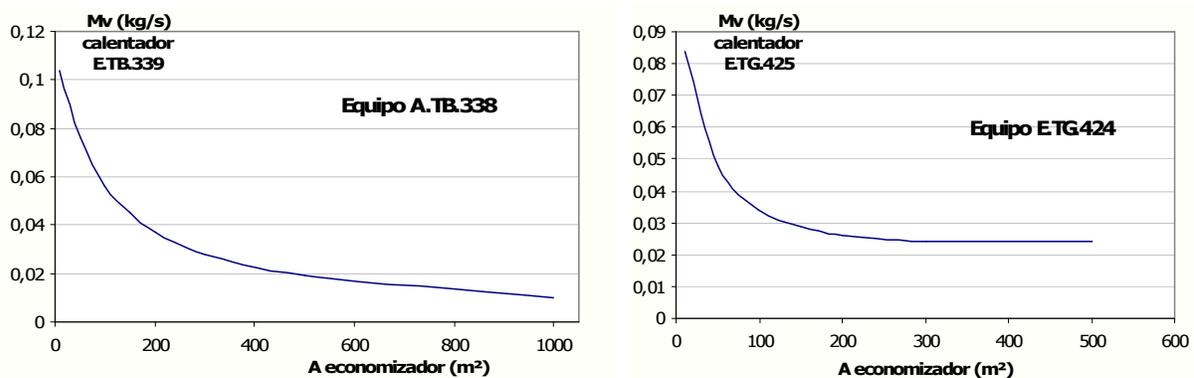
### 5.6.3. Economizador de calor

Este aparato sirve para calentar un fluido que entra a un equipo caliente aprovechando el calor contenido en el fluido a la salida del equipo. Este equipo permite un ahorro consecuente y una eficiencia optimizada en el consumo de energía. En la planta diseñada, son dos economizadores para el éster a secar y el glicerol a mandar al stripper.

En este caso, se desconocen las temperaturas de salida del intercambiador. Mediante las formulas descritas en anexo y eligiendo una superficie de intercambio, se puede obtener estas temperaturas. Para elegir las superficies de intercambio, se hace un análisis de tendencia sobre el consumo de vapor del equipo calentador que sigue. En efecto, el fluido frío cuya temperatura aumenta en el economizador debe después pasar en un calentador para alcanzar la temperatura requerida.

#### Elección de la superficie del economizador

En este caso, se desconoce la diferencia de temperatura como en el caso del calentador. En efecto, la temperatura de salida del fluido frío depende directamente de  $A$ , por lo que este parámetro se debe elegir. El método propuesto para elegir  $A$  fue graficar el consumo de vapor en el calentador que sigue el economizador a calcular en función del área  $A$  de este último.



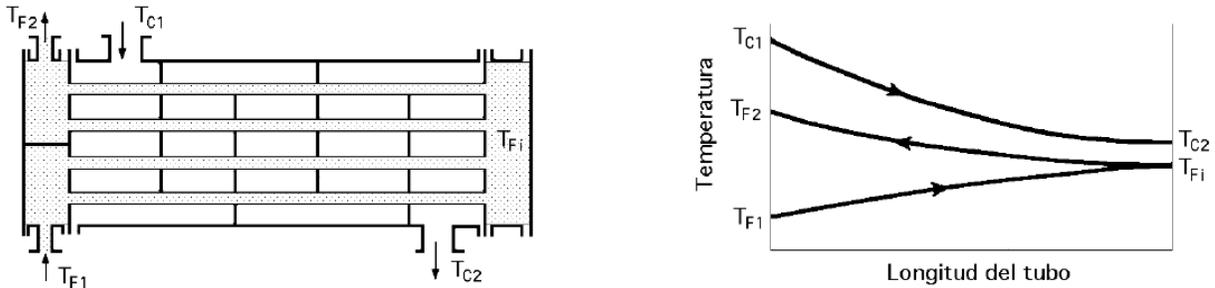
**Fig.51.** Análisis del consumo de vapor en calentador en función del área del economizador

Para el primer economizador, vemos que la pendiente de la curva es mucho menos fuerte a partir de los 200m<sup>2</sup> de área de intercambio. Sigue bajando el consumo de vapor cuando aumenta esta superficie, incluso después de 1000m<sup>2</sup>. Sin embargo, no es factible realizar un equipo tan grande así que se propone utilizar el valor de 300m<sup>2</sup>.

Para el segundo economizador, se observa una estagnación del consumo de vapor cuando el área de intercambio se hace superior a 250m<sup>2</sup>. Eso se debe a que todo el calor que se podría intercambiar por diferencia de temperatura se logra a partir de este valor. No tendría sentido obviamente elegir un intercambiador de superficie superior por lo que se elige 250m<sup>2</sup> como superficie de contacto.

Calculo de las temperaturas de salida

A partir de las temperaturas de entrada y de los otros datos conocidos (flujo másico, capacidad calorífica,...), queremos conocer cual será la temperatura de los fluidos de los dos flujos al salir del intercambiador.



**Fig.52.** Distribución de temperaturas en un economizador (1-2)

Existe un método de cálculo descrito en el Kern (p92-93). Utilizamos el ratio R definido por:

$$R = \frac{wc}{WC} = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2}$$

Para flujos en contra-corriente (que consideraremos para nuestro caso de manera aproximada), se puede definir T<sub>2</sub> a partir del conjunto de parámetros conocidos y de la relación:

$$T_2 = \frac{(1 - R) \times T_1 + [1 - e^{-(UA/wc)(R-1)}] \times R t_1}{1 - R e^{-(UA/wc)(R-1)}}$$

Se obtiene finalmente t<sub>2</sub> con la ecuación de definición de R:

$$t_2 = \frac{T_1 - T_2}{R} + t_1$$

Cálculo del calentador

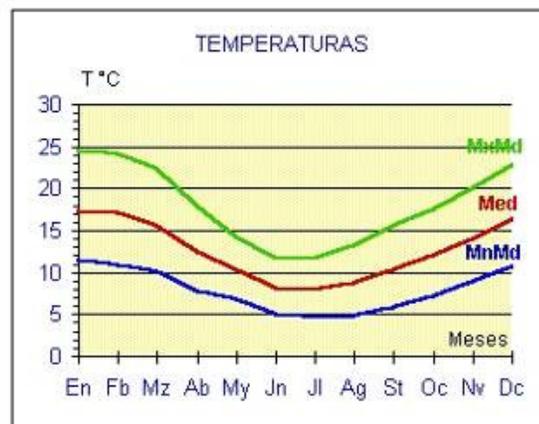
La diferencia con el caso del calentador es que se calcula la temperatura a partir de la superficie de intercambio en el caso del economizador, al revés del calentador. Los pasos que permiten conocer el número de tubos, el diámetro de la cáscara, los desviadores... se calculan de la misma manera que para el calentador.

### 5.6.4. Enfriador con agua

Para bajar la temperatura de un fluido a una determinada temperatura, se utiliza un sistema de enfriamiento con circuito de agua a temperatura ambiente. Al pasar este flujo, la diferencia de temperatura genera una corriente de calentador a través de las paredes del intercambiador de tal manera que la temperatura del agua aumenta al mismo tiempo que la temperatura del otro fluido baja.

#### Parámetros de un enfriador

El calor intercambiado depende directamente de las temperaturas de los fluidos o del cambio de fase. Esta planta consta de un enfriador propiamente tal que permite disminuir la temperatura de un fluido y un condensador que permite cambiar el metanol de la torre de rectificación del estado gaseoso al líquido. Para diseñar el sistema con los parámetros más exigentes, debemos tomar en cuenta la temperatura máxima que habrá en la región de Temuco para conocer la temperatura máxima que podría tener el agua almacenada y que sirve para el enfriamiento.



**Fig.53.** Temperaturas registradas en Temuco <sup>1</sup>

Se puede ver en la fig.53 que la temperatura ambiente alcanza en verano unos 25°C. El agua de enfriamiento en el peor caso no podrá tener temperatura menor. Para tomar además un factor de seguridad, vamos a suponer que la temperatura mínima que tendrá el agua será de 30°C. Con este valor, se calcula entonces el consumo de agua en el caso más pesimista (equivalente al consumo máximo que tendría el enfriador).

Otro punto crítico es que no se puede aumentar la temperatura del agua de enfriamiento en grandes proporciones. En efecto, las plantas industriales con agua en ciclo cerrado utilizan una diferencia de temperatura no mayor a unos 10 a 15°C. Los valores elegidos para el diseño fueron entonces:

- temperatura del agua a la entrada del enfriador: 30°C
- temperatura del agua a la salida del enfriador: 40°C

En base a estos parámetros, se conoce la diferencia de entalpía entre la entrada y la salida, por lo que se puede calcular las necesidades de agua de enfriamiento en función de los requerimientos del fluido a enfriar.

<sup>1</sup> Universidad Católica de Temuco, <http://www.uctemuco.cl/meteorologia/climatco.htm>

En el caso del equipo E.TB.342, el éster que sale del economizador y entra al enfriador tiene una temperatura calculada de 60,9°C. Tiene que salir a la temperatura ambiente, pero no puede ser menor que la temperatura del agua a la entrada, por lo que supondremos unos 35°C. A partir de la capacidad calorífica del éster, de la diferencia de temperatura y del flujo másico, se determina la potencia a extraer con el agua.

Para el condensador E.TS.439, se conoce el calor latente de vaporización del metanol (1008 kJ/kg a 64,5°C). Multiplicando por el flujo másico, se puede conocer la potencia requerida para condensar el metanol a lo alto de la columna.

### Cálculo del enfriador

Para E.TB.342 la LMTD se calcula a partir de  $\Delta T_1 = T_1 - t_2$  y  $\Delta T_2 = T_2 - t_1$ . Sin embargo, para el condensador y como en el caso de los calentadores por condensación de vapor de agua, las temperaturas  $T_1$  y  $T_2$  son iguales y se debe calcular la LMTD a partir de  $\Delta T_1 = T_1 - t_1$  y  $\Delta T_2 = T_2 - t_2$ . La metodología para obtener la superficie de intercambio y los demás parámetros del enfriador sigue los pasos descritos para los otros tipos de intercambiadores.

## 5.7. Bombas y movimiento de fluidos

En una planta de combustibles donde todos los flujos son líquidos, las bombas tienen un papel importante porque permite la conexión entre todos los equipos de proceso y también el abastecimiento de la planta. A partir del diagrama global de procesos, se puede hacer una lista de las bombas que se requiere para tener un funcionamiento correcto.

Los parámetros esenciales que permiten diseñar el tamaño y potencia de la bomba son el caudal  $Q$ , la altura total de elevación  $H_t$  y densidad del fluido a desplazar. A continuación se describen los pasos a seguir para calcular las características de las bombas necesarias en esta planta.

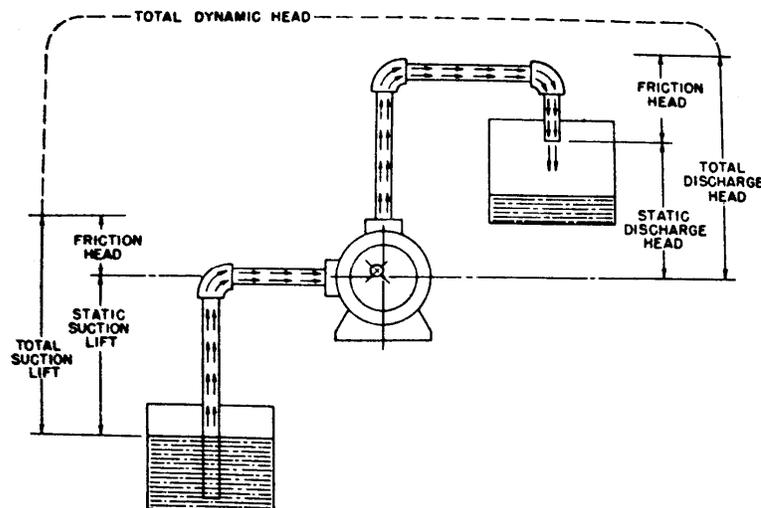


Fig.54. Altura dinámica total <sup>1</sup>

<sup>1</sup> Viking Pumps, Viking Engineering Data, 1976

### 5.7.1. Altura dinámica total

La función principal de una bomba es transportar un fluido de un punto a otro, y para lograrlo se debe vencer una presión global, llamada altura dinámica total  $H_t$ , que representa la diferencia de presión entre el origen y la salida del fluido. Se expresa la altura de una bomba en m o psi. La conversión de uno al otro se hace mediante la formula:

$$H(\text{metros}) = \frac{H(\text{psi}) \times 0,704}{\text{densidad}(\text{fluido})}$$

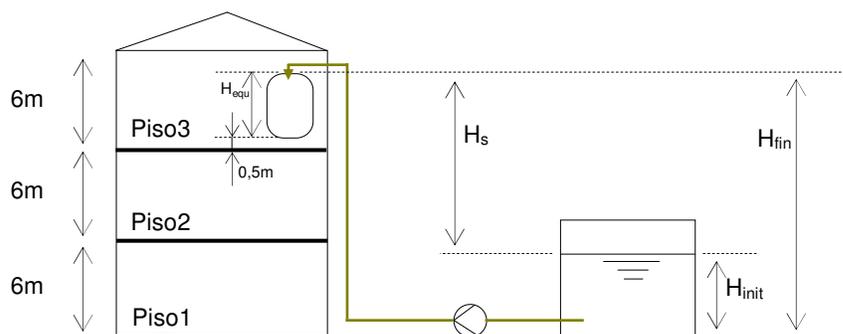
Existen diversos fenómenos que se detallan a continuación y que requieren una cierta presión de bombeo para obtener el correcto movimiento del fluido. Se puede ver en la fig.. un ejemplo de instalación clásica con una bomba. La altura total dinámica es la suma de las tres alturas, cuyo método de cálculo se da en los párrafos siguientes:

- la altura estática total  $H_s$
- la altura de fricción  $H_f$
- la altura por diferencia de presión  $H_p$

### 5.7.2. Altura estática total

La diferencia de nivel entre la zona de succión y la zona de descarga del fluido se define como la altura total estática. Esta diferencia también se puede ver como la suma de las alturas entre la superficie del líquido en el lugar de origen y la bomba y entre la superficie de descarga y el centro de la bomba.

Los equipos de proceso se reparten sobre 3 pisos de un edificio con estructura metálica. La altura entre pisos depende del tamaño de los equipos. Lo más alto alcanza unos 4,5m de altura así que se elige una distancia vertical entre pisos de 6m, lo que permite agregar equipos de bombeo, cañerías, mezcladores... A cada equipo se le administra un numero de piso, lo cual, restado de 1, se multiplica por 6m para tener la altura del pie de equipo. Además, como el equipo nunca esta directamente contra el suelo se le agrega unos 50cm de altura.



**Fig.55.** Detalle de la altura estática total

La altura total estática  $H_s$  es la diferencia entre la altura estática final  $H_{fin}$  y la altura estática inicial  $H_{init}$ . Tenemos  $H_{fin} = (N \text{ pisos} - 1) \cdot 6 + 0,5 + H_{equ}$  cuando se bombea a un equipo y  $H_{fin} = \text{altura}(\text{estanco})$  si se bombea a un estanque. En cuanto a  $H_{init}$ , vale  $(N \text{ pisos} - 1) \cdot 6 + 0,5$  si se bombea desde un equipo y 0,5m si se bombea desde un estanque. Para cada bomba, altura estática depende del tipo de los recipientes inicial y final.

Los valores elegidos permiten tomar en cuenta el peor caso, por ejemplo con un estanque vacío que genera menos presión de entrada y por lo tanto requiere una bomba más potente para vencer la altura estática. Otro ejemplo es el bombeo hacia un estanque: en este caso se toma la altura del estanque lleno, lo que obliga a vencer esta altura para entrar y seguir llenándolo.

### 5.7.3. Pérdidas de carga por fricción

Durante el transporte del fluido, existen fenómenos de fricción entre el fluido y las paredes de la cañería en la cual se mueve o con las irregularidades de la línea de bombeo. Estas pérdidas de fricción  $H_f$  se deben sumar a la altura estática porque generan una pérdida de carga que la bomba deberá vencer también para transportar el fluido.

#### Roce debido a cañerías

Las fricciones creadas por las cañerías dependen de tres parámetros: el caudal, el diámetro de la cañería y la viscosidad del fluido. Existen tablas, por ejemplo las elaboradas por Viking Pumps, que permiten encontrar directamente la pérdida de carga, expresada en psi por pie de cañería. Multiplicando por el largo de cañería, se puede obtener una altura equivalente a la pérdida en la cañería (psi).

La viscosidad es un parámetro que a su vez depende de otros parámetros, que son la temperatura, el tipo de fluido y la mezcla de componentes. Existen tablas<sup>1</sup> con valores clásicos que permiten tener los valores base que se utilizan en la tabla de cálculo. Cuando existe una mezcla, la viscosidad de la mezcla es más difícil de calcular. Varias formulas se proponen en el Perry's. Para este estudio, se decidió elegir la ley de Arrhenius para definir la viscosidad  $\mu$  de la mezcla:

$$\mu = \prod_i \mu_i^{V_i}$$

$V_i$  representa el porcentaje volúmico del componente  $i$  en el flujo a determinar. Los valores se pusieron en el anexo del flujo de la planta.

El diámetro de cañería se debe determinar también. Se elige generalmente en base al caudal que tiene que pasar. A partir de las mismas tablas de Viking Pumps, tenemos varios diámetros propuestos en función del caudal. Se propone entonces tomar un diámetro medio que entra en el rango de valores propuestos. Además, las cañerías se venden por diámetro estándar, así que se tuvo que elegir a partir de los valores vendidos en el mercado (1", 1,25", 1,5", 2" y 2,5").

Los valores encontrados en la tabla se deben multiplicar por la densidad del fluido para obtener la pérdida de carga real por unidad de largo de cañería. Por fin, los largos de los tubos elegidos dependen de la distancia entre los equipos, estanques... Los valores de largo de tubo que se tomaron fueron:

- 100m o 125m entre estanque y equipo en el edificio
- 70m entre equipos del edificio para tomar en cuenta las desviaciones
- 25m para los intercambiadores muy cercanos a la columna

<sup>1</sup> [http://www.engineeringtoolbox.com/kinematic-viscosity-d\\_397.html](http://www.engineeringtoolbox.com/kinematic-viscosity-d_397.html)

### Roce debido a válvulas y conexiones

A parte del roce creado en la superficie interior de la cañería, existen también fricciones que generan las irregularidades en la línea como válvulas y conexiones de tubos. Para cada cañería, se supone que hay una válvula globo y un número de codos estándares que depende de la naturaleza de la cañería (entre quipos o estanques...). El número de codos varía entre 4 y 8 según la distancia y los equipos a conectar (estimación propia). Estos equipos generan una pérdida de carga que se toma equivalente a un largo de tubo más en la línea (en pie). Por ejemplo, en la tabla dada en anexo, si tenemos una válvula globo en una cañería de 1", esto equivale entonces a agregar 27 pies de cañería en el cálculo de las fricciones.

#### **5.7.4. Diferencia de presión**

Por fin, si existe una diferencia de presión a la superficie del líquido entre la superficie inicial y la superficie final, esta diferencia se agrega a la altura total para tomar en cuenta la necesidad de vencer la presión dentro del equipo de salida. Esto ocurre solamente en el caso del stripper de glicerina por tener una inyección de vapor a 4 bar. Todos los otros equipos funcionan a presión atmosférica de manera que no habrá diferencia de presión debido a presión de vapor...

En esta parte también se agregan las pérdidas de presión en la línea debido a equipos con roce interno montados en serie en la línea. Se consideran en este caso los intercambiadores de calor que generan una pérdida grande por los desviadores y numerosos tubos que contienen. El fluido saliendo del intercambiador tiene por lo tanto menos presión que al entrar al intercambiador. En el Kern, se puede ver que las pérdidas son del orden de 3 a 10psi. Para el cálculo, se elige una pérdida de 10 psi para obtener el caso más desfavorable y sobre dimensionar para tener margen.

Se considera por último que los filtros (metanol, éster...) generan una pérdida de 3 psi. Este dato tendría que averiguarse con más precisión en una etapa más avanzada de ingeniería.

#### **5.7.5. Determinación de la potencia**

Para cada bomba, se conoce el caudal  $Q$  a mover en GPM, la altura dinámica total  $H_t$  en psi y se tomara como eficiencia  $E$  un valor promedio de 50%, razonable respecto a valores de mercado encontrados. Para considerar posibles olvidos, se decidió tomar un factor de diseño de 25% que multiplica la altura total por 1,25. La potencia al freno BHP, que corresponde a la potencia consumida por la bomba se escribe:

$$BHP(HP) = \frac{Q(gpm) \times H(psi)}{1715 \times E}$$

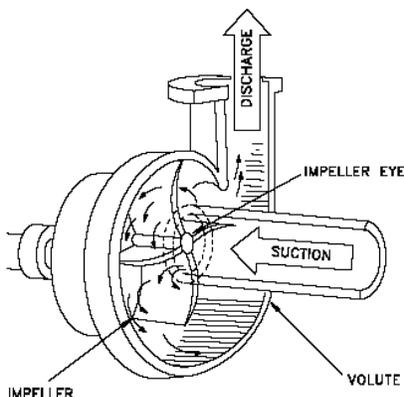
Durante una fase de ingeniería conceptual, se suele agregar otro factor de seguridad, llamado factor de servicio, del 15%, que permite tener margen en el diseño y no quedar corto durante el funcionamiento. La potencia consumida estimada por la bomba sería entonces:

$$Potencia(kW) = \frac{Q(gpm) \times H(psi) \times 1,15}{1715 \times E} \times 0,7457$$

### 5.7.6. Tipo de bombas a utilizar

El tipo más común de bomba en la industria química es la bomba centrífuga. En muchos procesos, el cizalle del fluido generado por una bomba centrífuga no es un punto de preocupación. Sin embargo, el cizalle creado por este tipo de bomba puede crear problemas de emulsión con el flujo de biodiesel saliendo del reactor de transesterificación. El cizalle del fluido generado por la bomba puede ser reducido fuertemente con el uso de bombas de desplazamiento positivo.

#### Bomba centrífuga



**Fig.56.** Corte de bomba centrífuga

Dado la importancia de las bombas centrífugas en la industria de procesos, se propone utilizar este tipo de bomba para todos los flujos que no contienen aceite ni éster. Se incluyen entonces todos los flujos sin estos dos componentes que tienen metanol, ácido, soda cáustica, glicerina, agua o cualquier mezcla de estos productos. El costo de una bomba centrífuga es inferior al costo de otros tipos de bomba, por lo que se deben utilizar en cada caso que no genere problema con la emulsión del fluido a mover.

Una bomba centrífuga tiene un impulsor (*impeller*) que aumenta la energía cinética del fluido sin cambio de presión. Al pasar por la carcasa (*volute*), el fluido pierde velocidad y la energía cinética se transforma en presión, debido al aumento de la sección de paso.

#### Bomba de desplazamiento positivo

Se utiliza en una planta de biodiesel solamente para los flujos con aceite o éster para evitar la emulsión. Existen numerosos tipos de bombas de desplazamiento positivo, como por ejemplo las bombas de engranaje (interior o exterior) o las bombas de lóbulo. En estas bombas, el líquido se “bombean” por ser transportado entre los dientes del engranaje que se desplazan cuando se endientan, lo que presiona el líquido hacia la salida del engranaje. Este tipo de bomba es más caro, lo que explica su uso menos frecuente en los procesos químicos de alta producción.

### 5.7.7. Precio de bombas

A partir de las informaciones anteriores, se pueden cotizar bombas para conocer el costo global de la instalación de bombeo. Es interesante agregar un costo de cañería que se calcula con precios unitarios en base al diámetro interior. Estos datos se obtuvieron de la empresa VPS International Ltd.

En anexo, se propone la planilla con el conjunto de las informaciones descritas en este párrafo. Todas las bombas vienen también con el tipo de fluido a mover y su código de proceso. El material propuesto para estas bombas es el acero inoxidable para las partes rotatorias y el hierro fundido para las partes fijas.

## 5.8. Estanques

Los estanques en una planta a la vez de proceso y de combustibles tienen un papel importante y representan un costo de inversión importante. Una buena evaluación de estos es necesaria por tener un impacto fuerte sobre la inversión inicial y el buen manejo de las cantidades de fluidos en la planta. Este sub-capítulo presenta los diversos parámetros que la concepción de un estanque requiere, por lo menos en una etapa de ingeniería conceptual.

Para la planta diseñada, se crearon 18 estanques para almacenar, alimentar la planta y recoger todos los flujos necesarios al buen funcionamiento de la planta. Este número es una base fiable y corresponde a los datos encontrados en cotizaciones hechas para Copec y la bibliografía.

### 5.8.1. Volumen de los estanques

La característica esencial de un estanque es su volumen de almacenamiento, que muestra tanto la cantidad de flujo que puede entregar en un cierto tiempo como el espacio físico que va a ocupar en el campo de estanques (parte de la planta donde se juntan todos los estanques por razón de optimización y standardización). El volumen del estanque depende de la cantidad de flujo saliendo o entrando, de la reserva deseada y del número de estanque para un mismo producto (1 o 2).

Un estanque almacena un producto que se consume o se produce en un proceso de una planta. Los estanques que entregan producto se llenan a partir de camiones o de redes exteriores. Los estanques que reciben producto se deben vaciar cada cierto tiempo por un camión u otras redes. Se debe conocer el flujo diario neto para ver las cantidades que transitan por día y que tienen que almacenarse. Este valor corresponde en teoría al valor positivo  $|| \text{consumo-producción} ||$ , o sea el flujo neto de transición del producto correspondiente al estanque. Por ejemplo, del estanque de metanol salen unas 74 toneladas por día, pero se recicla parte del metanol equivalente a 44 ton/día que regresan al estanque, así que el flujo neto del estanque es del orden de 30 ton/día. Se aplica este método a todos los estanques.

Después, es necesario fijar para cada producto el stock de seguridad que se requiere, expresado en día. Este valor depende de la disponibilidad del producto y de la logística de compra o venta. Por ejemplo, el metanol es un producto común y que se consume mucho en la planta por lo que 10 días de reserva parecen suficientes. Al contrario, para el ácido fosfórico que se consume en pequeñas cantidades y que nos se encuentra tan fácilmente, se propone usar un stock de 90 días.

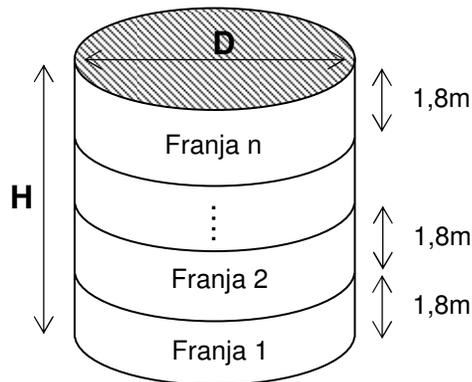
Por fin, el número de estanque de un mismo producto depende de los ensayos que se deben hacer al producto antes de usarlo. Si no se hacen necesarios ensayos, un estanque es suficiente. Pero para productos como el aceite crudo o el éster que se produce diariamente, se debe aplicar ensayos químicos para analizar la calidad del producto y aprobarlo. Se utilizan entonces dos estanques, uno que se llena cuando el otro se está analizando, y recíprocamente.

El volumen del estanque se obtiene solamente multiplicando el flujo neto diario por la reserva en día. El volumen total de almacenaje se obtiene multiplicando por el número de estanques del producto considerado.

### 5.8.2. Dimensiones del estanque

Los estanques tienen forma de cilindros verticales caracterizados por su altura y su diámetro. Para todos los flujos que no son ácidos, se puede utilizar acero al carbono, agregando un revestimiento para los estanques que contienen agua. Para los dos estanques de ácido, lo más corriente es utilizar estanques de fibra de vidrio reforzados con una estructura metálica externa. Estos estanques especiales se cotizan a empresas dedicadas al trabajo con este material.

El diseño de los estanques fabricados en acero al carbono se hace en función de los rollos de acero que se venden. Estos tienen un ancho de 1,8m o 2,4m según los casos. Para esta planta, se consideran rollos de 1,8m a partir de los cuales se hacen las paredes del manto del estanque. La altura del estanque debe ser un múltiplo de 1,8m.



**Fig.57.** Forma de un estanque en acero

Para cada estanque, se elige entonces la altura y se deduce el diámetro D a partir del volumen

y la altura H: 
$$D = \sqrt{\frac{4 \times V}{\pi \times H}}$$

### 5.8.3. Cálculo de los espesores de paredes

Para los estanques en acero, las planchas que forman el manto no deben soportar la misma presión. Para un mismo estanque, cuanto mas alta la plancha menos presión hay y por la tanto menos espesor debe tener la plancha. Se aplica la norma API 650 para los estanques de petróleo para calcular estos espesores.

Se utiliza el Método de 1-pie (API 650, párrafo 3.6.3) para obtener el valor del espesor de cada franja del manto de cada estanque. Consiste en calcular el espesor de diseño  $e_d$  requerido en el punto de diseño que se encuentra 0,3m (1 pie) arriba del pie de cada hilada:

$$e_d = \frac{4,9 \times D \times (H - 0,3G)}{S_d} + CA$$

Donde tenemos:

- D, diámetro del estanque (m)
- H, distancia entre el pie de la hilada y la superficie del liquido (m)
- G, densidad del liquido almacenado
- CA, corrosión permitida (mm)
- $S_d$ , tensión de diseño del acero (MPa)

Un valor de 2mm como margen considerable de corrosión parece suficiente para los productos a almacenar, y es el valor generalmente considerado para una ingeniería conceptual (Tecmel). En cuanto a la tensión del acero, el valor elegido fue de 160MPa, que corresponde a un valor intermedio para aceros al carbono.

Los valores encontrados corresponden a un valor teórico con decimales. Sin embargo, las planchas se compran con espesores estándares (4, 6, 8mm...) y no se puede considerar planchas demasiado finas. En Copec, los estanques de combustible tienen un espesor mínimo de 4mm, valor que tomaremos como mínimo para todos los cálculos. La siguiente tabla da los valores a utilizar en función del valor teórico encontrado.

**Tab.16.** Espesores de las planchas de acero

<b>Espesor teórico e (mm)</b>	<b>Espesor a utilizar (mm)</b>
$e < 3,99$	4
$4 < e < 5,99$	6
$6 < e < 7,99$	8
$8 < e < 9,99$	10

Para el techo y el fondo, se propone fijar el espesor a 8mm de acero. Se podrían considerar un techo o un fondo que no sean planos, sino con inclinación hacia el centro. El material necesario para esto no cambiaría mucho en este caso.

#### **5.8.4. Peso y estructura**

El peso del estanque corresponde al peso del acero que lo compone. Basta multiplicar las diferentes áreas por el espesor correspondiente para obtener el volumen de material a utilizar. Tomando como masa volúmica 7,85 ton/m<sup>3</sup> para el acero al carbono, se calcula fácilmente el peso de acero a comprar.

Se debe tomar en cuenta la estructura del estanque, que lleva las planchas y el techo, permitiendo afirmarlo y darle una forma exacta. Se ocuparon valores entregados por Tecmel a Copec. La estructura tiene un peso equivalente al 15% del peso del estanque.

#### **5.8.5. Pintura y revestimiento de los estanques**

Para proteger los estanques de la corrosión exterior y otras agresiones químicas, se deben pintar las paredes verticales y el techo, lo todo sobre la cara que da hacia el exterior. Para los estanques que contienen agua, es necesario aplicar un revestimiento especial que lo protege también de la corrosión acelerada. Se calcularon todas estas superficies (en m<sup>2</sup>) para cotizar el costo de pintura y agregarlo al precio final de los estanques. Para el cálculo del costo del estanque, se supuso que estaba incluida la pintura en el costo del estanque de comparación.

## 6. Layout de la planta

---

Este trabajo pretende aportar una visión conceptual de la planta, por lo que parece interesante proponer un plano de lo que podría ser el espacio físico de esta planta. En los proyectos de ingeniería, se suele hacer un plano de tipo layout para representar en vista “desde arriba” como se relacionan los diferentes edificios del lugar. Expliquemos ahora los diferentes argumentos que explican el layout propuesto al final de este informe.

La planta se compone de varias áreas principales: las oficinas y laboratorio, el campo de estanque, el edificio con los equipos de proceso, la zona de tratamiento de agua y la zona de caldera y leña. Debido al movimiento de camiones y la necesidad de impedir el acercamiento a las zonas peligrosas o de producción, se propone organizar un flujo de camiones sencillo, donde entran, despachan y salen sin hacer maniobras especiales. Por lo tanto, la planta se diseña de tal manera que los camiones hagan una vuelta y salgan sin esfuerzos. Se decide poner todas las partes de la planta alrededor de esta vía de circulación. Por razones de facilidad, las oficinas están cerca de la entrada del sitio, lo que permite recibir fácilmente clientes o visitas.

El campo de estanques está organizado de manera de disminuir los movimientos de fluidos. Así, los estanques intermedios se ponen cerca del edificio de proceso cuando los productos iniciales o finales se ponen más alejados. Sin embargo, para disminuir el costo de bombeo de aceite y biodiesel, estos estanques también se acercan al edificio.

Por fin, se crea otro edificio donde se construye la caldera que genera el vapor para calentar los flujos del proceso. Este consta generalmente de una caldera, de filtros de agua y de sistemas de intercambio de calor para aprovechar el vapor condensado que vuelve del edificio de proceso.

## Capítulo V

# Estimación de costos y resultados

---

Hacer una ingeniería conceptual de una planta consiste en investigar las tecnologías más adecuadas, diseñar los procesos y calcular los equipos y los balances de materiales. Una vez recopilada la información técnica, es importante hacer una estimación de la inversión y de los costos de operación de la planta. Esta evaluación económica es generalmente el punto que decide de la factibilidad del proyecto y por lo tanto su construcción.

Los siguientes párrafos permitirán describir como se determinaron la inversión financiera y los costos fijos y de operación de la planta diseñada anteriormente. La información encontrada tuvo una gran diversidad de fuentes, entre datos manejados por Copec, cotizaciones a fabricantes de elementos particulares o simplemente datos propuestos en Internet.

## 1. Descripción y cálculo de la inversión inicial

En esta parte se explica como se determina el costo de inversión requerido para la construcción de la planta. Representa el equivalente de la “planta llave en mano”, porque considera todos los costos desde la compra de materiales hasta la puesta en marcha.

En proyectos similares, se puede ver una división de la inversión en varias etapas, que son el desarrollo preliminar, las obras civiles, los costos de equipamiento y los costos adicionales. La metodología seguida se apoyó en esta separación, cuyas partes se explican a continuación, subrayando particularmente la manera de costear los equipamientos. Todos los valores descritos se resumen en tablas explicativas, a lo largo del texto. Las monedas utilizadas son el peso chileno (\$), el dólar americano (US\$) y la unidad de fomento (UF). Para las conversiones de divisas, se utiliza los valores publicados al 30 de junio del 2007:

- US\$ 1 = \$ 530
- 1 UF = \$ 18.624

### 1.1. Inicio del proyecto

Un proyecto de esta envergadura empieza generalmente por un estudio de pre-factibilidad, mediante una ingeniería conceptual, que destaca los puntos importantes a considerar en la inversión. En esta parte, se podrían considerar costos de ingeniería básica o de estudio preliminar.

#### 1.1.1. Compra del terreno

En nuestro caso, el proyecto empieza con la compra de un terreno donde se construirá la planta. La ubicación del terreno es un factor que no se investigó en detalle. Sin embargo, existían dos posibilidades para construir la planta: cerca de la materia base o cerca del mercado de consumo del biodiesel. Por falta de tiempo, se propone elegir la región de Temuco para la ubicación de la planta, por tener cercanía con la producción del raps y del aceite, mayor insumo del proceso. Esta elección permite también tomar en cuenta la construcción conjunta de una planta de extracción de aceite de raps. En este caso, las dos plantas podrían ubicarse en un mismo terreno, compartiendo las utilidades de cada una (estanques, personal, red eléctrica...), disminuyendo por lo tanto la inversión global.

La planta tiene dimensiones de unos 140m por 90m, inferior a 1,5ha. Por razón de comodidad, se propone comprar un terreno de 2ha, que permite crear oficinas, parking, piscina de agua...

### 1.1.2. Costo de licencias

La construcción de una planta de biodiesel requiere la compra de permisos y licencias. En efecto, entran en cuenta permisos de edificación y otros costos ligados. Por otra parte, se deben comprar las patentes de algunas partes del proceso de transesterificación y de biodiesel en general. Estos costos se pueden aproximar en base a proyectos encontrados en Internet. Tomando ejemplo del proyecto "Treasure Valley Biodiesel Plant", se puede estimar un costo de licencias y permisos de US\$ 150.000.

## 1.2. Obras civiles

Estas consideran toda la parte de preparación del terreno para poder construir la planta. Se debe entonces remover tierra y aplanar la superficie de construcción, hacer las fundaciones y montar la estructura. Como costo adicional, se debe tomar en cuenta la instalación de faenas, cuyo valor se estima en 70.000.000 de pesos.

### 1.2.1. Movimiento de tierra

Al comprar el terreno, se debe crear a partir del suelo existente una superficie plana donde se construirán todas las partes de la planta. Se debe remover la capa superficial de tierra, cuyo costo depende del volumen extraído. Parece razonable considerar una altura de tierra a mover de 1,5m. Para un terreno de 2 ha, tenemos por lo tanto 30.000m<sup>3</sup> de tierra a mover, con un costo unitario de \$1000/m<sup>3</sup>. Falta después por compactar la superficie y obtener el terreno listo para trabajar (\$300/m<sup>3</sup>).

Se debe construir entonces las fundaciones y vías asfaltadas de la planta. Las fundaciones de hormigón sirven para soportar los pesos de los estanques, del edificio de proceso y de las oficinas. La superficie a soportar es de 4188m<sup>2</sup>, según la suma del área ocupada por cada parte. Los valores tomados son iguales a valores encontrados en los proyectos Copec, generados por la empresa Inecons Ltda. Se propone construir para 2000m<sup>2</sup> de asfalto, que sirve para el tránsito de los vehículos y de la gente.

### 1.2.2. Estructura del edificio

Los procesos se agrupan en 3 pisos en un edificio central, cuya altura entre pisos es de 6m. No se necesita particular protección de los equipos contra las intemperies por lo que se propone utilizar una estructura de acero pintado, con pisos de rejas de acero y techo zincado. No se construyen paredes al edificio. En base a este diseño, se puede estimar el costo en 10 UF/m<sup>2</sup> para cada piso y 1UF/m<sup>2</sup> para el techo.

Las dimensiones del edificio a considerar son las siguientes:

- Largo de 30 metros
- Ancho de 20 metros
- Altura total de 18m

### 1.2.3. Construcción de oficinas

Para la recepción de clientes, el almacenamiento de archivos y documentos, el control de la planta y los equipos de laboratorio, se debe construir un edificio de oficinas. Dado el nivel de terminación muy superior (aislamiento, redes informáticas y eléctricas...), el costo unitario de construir oficinas se promedia a 22 UF/m<sup>2</sup> en los proyectos Copec. Se dan las dimensiones en la tabla resumen.

En la estimación de la planta, se propone agregar un costo de US\$ 57.000 para la construcción de un edificio de bodega y almacenamiento de productos y repuestos. Este valor se suma como un costo de “servicios auxiliares”.

### 1.2.4. Tabla (17) de los costos de las obras civiles<sup>1</sup>

Movimiento de tierra y fundaciones			Estructura		
Datos	Valor	Unidad	Datos	Valor	Unidad
Altura	1,5	m	Numero pisos	3	
Superficie	20 000	m <sup>2</sup>	Largo	30	m
Volumen tierra	30 000	m <sup>3</sup>	Ancho	20	m
Escarpe	1 000	\$/m <sup>3</sup>	Superficie por piso	600	m <sup>2</sup>
Compactación	300	\$/m <sup>2</sup>	Superficie techo	660	m <sup>2</sup>
<b>Total Movimiento</b>	<b>36 000 000</b>	<b>\$</b>	Precio unitario (piso)	10	UF/m <sup>2</sup>
Superficie estructura	600	m <sup>2</sup>	Precio unitario (techo)	1	UF/m <sup>2</sup>
Superficie oficinas	450	m <sup>2</sup>	Precio estructura metalica	18 000	UF
Precio unitario hormigon	18 000	\$/m <sup>2</sup>	Precio techo	660	UF
<b>Precio hormigon</b>	<b>18 900 000</b>	<b>\$</b>	<b>Total</b>	<b>347 523 840</b>	<b>pesos</b>
Superficie asfalto	2 000	m <sup>2</sup>			
Precio unitario asfalto	6 000	\$/m <sup>2</sup>			
<b>Precio asfalto</b>	<b>12 000 000</b>	<b>\$</b>			
Precio unitario bases	1 400	\$/m <sup>2</sup>			
<b>Precio bases</b>	<b>4 270 000</b>	<b>\$</b>			
<b>Obras civiles estanques</b>	<b>233 641 145</b>	<b>\$</b>			
<b>Total</b>	<b>304 811 145</b>	<b>pesos</b>			

Oficinas		
Datos	Valor	Unidad
Largo	30	m
Ancho	15	m
Superficie	450	m <sup>2</sup>
Precio unitario construcción	22	UF/m <sup>2</sup>
<b>Total</b>	<b>184 377 600</b>	<b>pesos</b>

## 1.3. Costo de los equipos principales

El equipamiento de la planta considera los estanques, los equipos principales, las bombas y otros equipos, así como varias instalaciones (eléctrica, de seguridad...). En el capítulo anterior, se describieron los materiales, pesos y funciones de los equipos. Veamos ahora como estimar el precio de los equipos diseñados. Varios métodos se utilizaron según los datos encontrados o cotizados a empresas que trabajan generalmente con Copec.

La mayoría de los equipos principales son de acero inoxidable, de acero al carbono o de los dos materiales. El espesor necesario varía entre 4 a 8mm, lo que fija el tipo de acero a comprar.

### 1.3.1. Acero vendido en mercados internacionales

El acero se vende a nivel mundial en rollos o barras. Existen también chatarras, pero no entran en los aceros que se usan para fabricar directamente equipos. Los rollos se dividen en dos categorías según su espesor: de 0,5 a 2mm, son rollos laminados delgados (rolled coil) y de 2

<sup>1</sup> En base a datos Inecons Ltda y Copec.

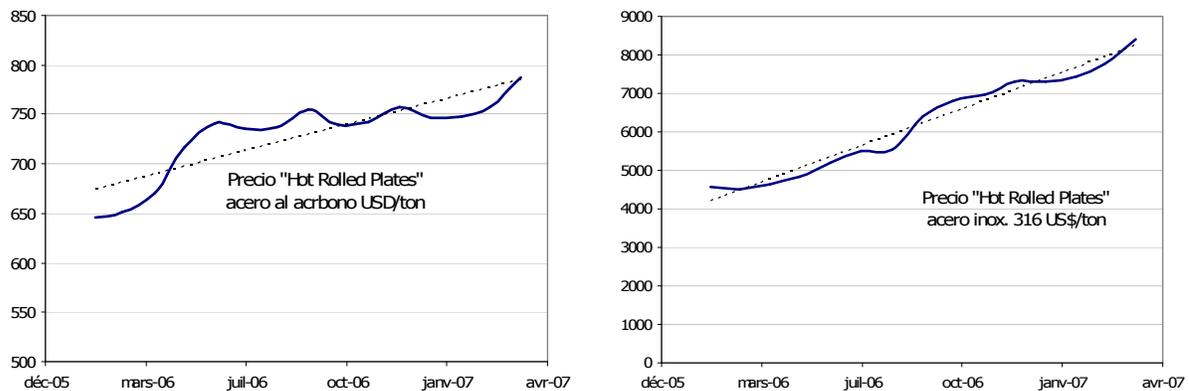
a 8mm, son rollos laminados en chapa (“rolled plate”). Debemos entonces elegir los rollos en chapa.

Se hace otra distinción<sup>1</sup> entre el “hot rolled plate” y el “cold rolled plate”. En efecto, el primer tiene un color negro y se utiliza sobre todo en procesos que no exigente alta calidad pero espesor importante como recipientes a presión, cañerías, partes de automóviles...El segundo se produce del acero “hot rolled” por reducir su espesor y hacerle un tratamiento superficial que cambia su color. Se usa más en la industria alimenticia o electrónica. Para el uso que tenemos en la planta, se elige entonces aceros vendidos como “hot rolled plate”.

Por fin, en el caso de aceros inoxidables, se puede elegir generalmente entre un tipo 304 y 316. El segundo teniendo Molibdeno su resistencia a la corrosión se hace superior al 304, por lo que se elige para los recipientes que procesan algún contenido de agua.

### 1.3.2. Precio internacional del acero

Los precios de los metales subieron altamente estos últimos meses por una oferta más o menos estable o en leve crecimiento y un consumo en alto aumento. La siguiente figura muestra la evolución del precio de los rollos de acero desde 1 año. Podemos ver el constante aumento de precios y la dificultad de prever un costo firme en el tiempo.



**Fig.58.** Precios de los aceros <sup>2</sup> al carbono e inoxidable 316

Siguiendo esta evolución, se propone tomar como valores US\$ 790/ton para el acero al carbono y US\$ 9000/ton para el acero inoxidable grado 316.

### 1.3.3. Precio equivalente del acero procesado

Los precios del acero a nivel internacional representan el valor de compra a la fábrica. Se debe agregar un costo por transporte, seguro y tasas de aduana para traer el material comprado a Chile. Se propone agregar un 30% al costo base para contabilizar este parámetro.

Una vez llegado el acero a Chile, se debe procesar para darle la forma requerida. En efecto, por tener formas de cilindros con cabezales elipsoidales, se deben soldar, ensamblar y adaptar los

<sup>1</sup> <http://www.ssi-steel.com/en/cntrsrvcs/qa.asp>

<sup>2</sup> Precios internacionales del acero en línea : [www.meps.co.uk](http://www.meps.co.uk)

elementos al tamaño necesario. Este proceso del acero consume tanto mano de obra como energía eléctrica y otros costos. Es usual considerar que el precio del acero procesado vale 2 veces el acero sin procesar.

Considerando los dos puntos anteriores, llegamos a un precio del acero de US\$ 2.054/ton para el acero al carbono y US\$ 23.400/ton para el acero inoxidable, todo en base al precio del acero vendido en rollo laminado en caliente.

### **1.3.4. Cotización de tubos en acero inoxidable**

Todos los equipos intercambiadores de calor poseen tubos de acero inoxidable. En efecto, tienen que soportar el ataque del vapor de agua, del agua de enfriamiento o del agua en el flujo a procesar. Hemos visto que estos tubos son de 1" de diámetro interior y 0,87" de diámetro exterior. El precio del vendedor es por metro de tubo y vale según datos entregados por la empresa VPS International Ltda. US\$ 12/ton + IVA.

### **1.3.5. Aislamiento**

Muchos de los equipos necesitan funcionar con calor, por lo que es preferible aislarlos para evitar las pérdidas de calor. En la industria de combustibles, se puede encontrar varios tipos de lanas o espuma recubierta de aluminio. Este material protege de la corrosión y mantiene el aislante del deterioro.

Se propone el uso de paneles de espuma de policianuro de 1,5" con revestimiento de cinta aluminio de 0,024" de espesor en ambos lados. Este material utilizado en Copec en el proyecto TPI Bankers cuesta unos US\$ 79/m<sup>2</sup>, contando el montaje.

### **1.3.6. Cálculo del costo de equipos**

Todos los equipos diferentes de los intercambiadores de calor, o sea reactores, decantadores, columnas y stripper) se calculan a partir del peso de material y del costo por tonelada. A partir del precio del acero procesado, tenemos directamente el costo del equipo en base a su material. Si se necesita aislamiento, se agrega un costo multiplicando por la superficie global del equipo. Se obtiene así el precio aproximado de cada equipo en US\$.

Para calcular el precio de los intercambiadores de calor, se considera el volumen de material de la cáscara y de los desviadores y se multiplica por el costo del material respectivo. Se debe agregar el costo de tubería, lo cual se calcula multiplicando el costo unitario de tubos por el largo de tubos en cada equipo por 1,5 para tomar en cuenta la mano de obra para armar el intercambiador.

Todos los precios aparecen al final de los listados de equipos creados anteriormente. Permiten una lectura fácil del precio en función de las características de los equipos costeados.

## **1.4. Costo de bombas y cañerías**

En el capítulo de diseño mecánico, se obtuvo para cada bomba el tipo, el caudal y la potencia consumida. Se cotizaron los precios directamente en base a esta información a la empresa Sihi.

Los precios encontrados se proponen directamente en el anexo de bombas. Es importante destacar que las bombas de muy bajo caudal que sirven para entregar cantidades exactas, por ejemplo en el caso de neutralización de ácidos con soda cáustica, se deben utilizar bombas dosificadores. Son bombas de pequeño tamaño con un sistema de regulación preciso que controla de manera mucho más preciso el flujo bombeado.

En cuanto al "piping", se calculó de manera aproximada el largo de cañería que cada bomba debe alimentar. Existen diferentes diámetros de cañería, desde 1" a 2,5" para esta planta. Se cotizó el precio unitario de cañerías con costura, en acero al carbono, lo cual se suele utilizar en plantas de combustible.

**Tab.18.** Precio unitario de cañerías (fuente: VPS International)

ITEM	DESCRIPCION	UND	UNIT. PESOS
	<i>Cañería Acero Carbono con costura ASTM A-53 Sch 40 x 6 mts</i>		
1)	Ø 1"	Mt	1 266
2)	Ø 1 1/4"	Mt	1 717
3)	Ø 1 1/2"	Mt	2 052
4)	Ø 2"	Mt	2 756
5)	Ø 2 1/2"	Mt	4 003
<b>VALORES NETO + I.V.A.</b>			

El precio total de piping se obtiene sumando los productos de los largos de cañería por su costo unitario respectivo. Se agrega esta información en el anexo de bombas también.

## 1.5. Método de Chilton: costo de estanques y otros equipos

Por equipo auxiliar se entienden finalmente todos los equipos no pesados y que se cotizan directamente por no ser posible calcularlo de manera simple o se correlacionan con equipos similares encontrados. En efecto, equipos como mezcladores o centrifugas se suelen comprar directamente a los fabricantes porque son muy específicos y piden información adicional que no se maneja todavía a este nivel de ingeniería.

### 1.5.1. Explicación del método de Chilton

Cuando se desea estimar el costo de un equipo de una capacidad determinada, y por otro lado se conoce el valor de un equipo de similares características pero de diferente capacidad, se suele usar este método. Es de carácter general y sirve para tener una idea aproximada del monto de la inversión a efectuar. Este método de origen heurístico se aplica en etapas de viabilidad o factibilidad, tal como es el caso en este trabajo conceptual. Según el método de Chilton, para dos equipos similares, se puede establecer la siguiente relación:

$$\frac{C_a}{C_b} = \left( \frac{X_a}{X_b} \right)^n$$

Donde tenemos:

- $C_a$  = costo del equipo A
- $C_b$  = costo del equipo B
- $X_a$  = capacidad del equipo A
- $X_b$  = capacidad del equipo B
- $n$  = exponente o factor

Para nuestra necesidad, llamaremos A al equipo que se quiere calcular y B el equipo cuyo precio ya se conoce. El exponente “n” varía entre 0,6 y 0,7 para un gran número de equipos. Existen tablas publicadas por ejemplo en el Perry’s que dan valores clásicos de “n”. Se utilizó varias veces este método para estimar precios de equipos a partir de equipos que se construyeron en Copec o encontrados en Internet, pero con capacidad diferente.

### 1.5.2. Costo de estanques

Todos los estanques de la planta que no contienen ácidos son de acero al carbono, con estructura metálica. Para los estanques inferiores a 500m<sup>3</sup>, se utilizó como base B un estanque de 200m<sup>3</sup> para un proyecto de una planta de lubricante en Copec, que tiene un costo aproximado de US\$ 150.000. El coeficiente n para los estanques vale 0,7. Para los estanques mayores a 500m<sup>3</sup>, se utilizó una curva de tendencia en base a los datos de 3 estanques construidos en Copec: 500, 1500 y 5000m<sup>3</sup>. El valor respectivo de estos estanques es de US\$ 204.000, 366.000 y 643.500. En este caso, la tendencia está dada por la fórmula:  $Costo = 9397,8 \times Volumen^{0,4975}$ , lo que permite encontrar fácilmente el costo estimado de todos los estanques a construir.

En cuanto a los dos estanques de fibra de vidrio que almacenan los ácidos fosfórico y clorhídrico, se recurrió a la empresa chilena AguaMarket para los estanques de volúmenes necesarios. Tenían datos para un estanque chico de 20m<sup>3</sup> en 75 UF. Aplicando el método de Chilton para el otro estanque de 120m<sup>3</sup>, se puede encontrar un precio aproximado también.

Estos valores toman en cuenta los revestimientos o pintura necesarios. Sin embargo, para los estanques que contienen agua, se debe agregar un costo por revestimiento interior especial (vendidos por empresas como Sherwin Williams) o utilizar un acero con terminación de arenado a metal blanco, primer de zinc de 6 mils y dos manos de pintura epoxy de 3-4 mils. Esto aumenta el costo del material base del estanque. Para todos los estanques que contienen agua, se propone entonces multiplicar el precio encontrado por el método de Chilton por 1,1. Así, consideramos un aumento del precio de la materia base.

### 1.5.3. Costo de equipos auxiliares

Se aplica el método de Chilton para los equipos auxiliares para los cuales no se obtuvo cotización o variedad en la información de precios. En este caso, se indica en anexo los precios que se encontraron en empresas internacionales que publican información en Internet. Se agrega los precios de equipos similares en una segunda tabla del mismo anexo. A partir de estos precios y de Chilton, se deduce tanto un precio como la potencia del equipo. Así, podemos estimar la potencia eléctrica consumida por el equipo que se necesita específicamente para la planta de biodiesel.

Los equipos calculados por este método son las centrifugas y los secadores por vacío. Sin embargo, en el caso de mezcladores, no se encontraron datos a la fecha de escritura del informe, por lo que se propone valorizar los mezcladores grandes en US\$ 20.000 y los chicos en US\$ 10.000. Los filtros se valoran unos US\$ 2.500 y los mezcladores estáticos US\$ 2.000.

## 1.6. Costos adicionales

La construcción de una planta genera otros costos obligatorios cuyo costo se debería evaluar. Unos costos entran en la parte de equipamiento y otros son de orden general y dependen también del costo de desarrollo preliminar y de obras civiles.

### 1.6.1. De equipamiento

Por ejemplo, en la planta diseñada, se debe prever un laboratorio de pruebas para analizar tanto el aceite entrante como la calidad del biodiesel producido. Se propone construir dos estanques intermedios de biodiesel justamente para analizar uno cuando está lleno y que se está llenando el otro. Van Gerpen et al. Estiman que los equipos necesarios par realizar las pruebas de calidad cuestan US\$ 76.100. Considerando el flete a Chile, se multiplica este valor por 1,3.

Una planta de este tamaño se controla de manera automática, con una red computadorizada dedicada. El costo de automatización se puede estimar a US\$ 350.000, en base a experiencia de Carlos Lonza. Otro punto importante es la creación de una red de incendio y seguridad debido al manejo de combustibles y fluidos muy inflamables como el metanol o el catalizador. En comparación con proyectos realizados en Copec, se propone valorizar la inversión en seguridad en US\$ 650.000.

El proceso genera agua que se debe tratar antes de reutilizar o volver a la red por tener componentes aceitosos, metanol y otros químicos generados por el proceso. La planta de tratamiento de agua debe absorber una cantidad de 9,3 toneladas por hora. En Copec, para un proyecto de planta que necesitaba también tratar aguas procesadas, el costo fue de US\$ 500.000 para limpiar 10 toneladas por hora. El precio elegido para la planilla de costo fue básicamente el mismo.

Por fin, se estima sin mayor información los costos de la caldera en US\$ 200.000 y de la instalación eléctrica en US\$ 850.000. Estos valores son aproximados y necesitarían también una cotización específica. El manejo de las cantidades que transitan por camiones se hace generalmente por pesaje de los vehículos antes y después del despacho de producto. El costo de la romana en otro proyecto de Copec sale en US\$ 50.000. Por fin, podemos valorar los servicios básicos como la telefonía, la red de agua potable... en US\$ 100.000.

El montaje de equipos también genera costos. El valor agregado depende del tipo de equipos. El Perry's da valores que van de 5 a 40% según lo que se quiere montar. Proponemos para la planta un costo igual a 10% del costo de equipo.

Dentro del ítem equipamiento, es preferible prever un plan de contingencia que genera un costo adicional. Un valor clásico encontrado de contingencia alcanza 5% del costo directo. Una vez considerada la contingencia, tenemos entonces el valor global que se le dedica al conjunto de equipamiento.

### 1.6.2. De carácter general

En una fase de ingeniería conceptual, la lista de costos no puede ser realmente exhaustiva y describe generalmente las principales inversiones, que generan la mayor parte del costo final. Sin embargo, para tomar en cuenta los imprevistos y equipos menores, se propone agregar un

costo equivalente a 15% del costo base, que incluye desarrollo preliminar, obras civiles y equipamiento. El costo directo total es por la tanto el costo de equipos mas el costo de imprevistos, lo todo siendo 1,15 por el costo de equipos. La gestión de la construcción es otro punto a considerar en la planilla de costos. En efecto, se requiere prever un gasto ligado al control de la fabricación y montaje de la planta. Se propone darle un peso equivalente a 5% del costo base.

En cualquier proyecto de construcción de planta hay una importante etapa de ingeniería, que se divide entre las fases de ingeniería básica avanzada y de detalles. El diseño completo y preciso se hace durante esta última fase, y permite cotizar exactamente los equipos necesarios para la planta. Se elige habitualmente estimar que la ingeniería cuesta un 10% del costo base. Por fin, cuando la planta esta construida y que las obras de montaje se terminaron, existe un periodo de interfase antes del funcionamiento lineal de la planta. El momento de lanzamiento de la planta permite calibrar los diversos parámetros, averiguar el buen funcionamiento de los equipos.

## 1.7. Inversión estimada

**Tab.19.** Planilla de inversión estimada

Inversión inicial	Valor unitario		Costo	
	Valor	Unidad	Valor	Unidad
<b>1. Desarrollo preliminar</b>				
Compra del terreno	14 000 000	\$/ha	28 000 000	pesos
Permisos y licencias básicas			150 000	\$US
<b>Desarrollo preliminar</b>			<b>202 830</b>	<b>\$US</b>
<b>2. Obras civiles</b>				
Instalación de faenas			70 000 000	pesos
Movimiento de tierra, fundaciones y pavimento			304 811 145	pesos
Estructura			347 523 840	pesos
Edificio, oficinas y servicios auxiliares			214 587 600	pesos
Cierros y jardines			80 000	\$US
<b>Obras Civiles</b>			<b>1 847 778</b>	<b>\$US</b>
<b>3. Equipamiento</b>				
Estanques			3 293 697	\$US
Equipos principales			890 447	\$US
Bombas + valvulas			130 200	\$US
Otros equipos			481 488	\$US
Piping			7 157 395	pesos
Laboratorio			98 930	\$US
Automatizacion			350 000	\$US
Red incendio			650 000	\$US
Tratamiento de agua + pozo			500 000	\$US
Instalación eléctrica			850 000	\$US
Caldera de vapor			250 000	\$US
Pesaje de camiones			50 000	\$US
Servicios básicos			100 000	\$US
Total costos equipos			7 658 267	\$US
Montaje de equipos	10	%	765 827	
Total costos directos			8 424 093	\$US
Contingencia	5	%	421 205	\$US
<b>Equipamiento</b>			<b>8 845 298</b>	<b>\$US</b>
<b>Total 1+2+3</b>			<b>10 895 907</b>	<b>\$US</b>
<b>4. Costos adicionales</b>				
Otros e imprevistos	15	%	1 634 386	\$US
Gestión de la Construcción	5	%	544 795	\$US
Ingenieria y diseño	10	%	1 089 591	\$US
Operacion y lanzamiento planta	5	%	544 795	\$US
<b>Costos adicionales</b>			<b>3 813 567</b>	<b>\$US</b>
<b>COSTO TOTAL PLANTA</b>			<b>14 709 474</b>	<b>\$US</b>

En base a los datos explicados anteriormente, se puede crear la tabla 19 que resume la manera de calcular la inversión total, o sea el costo de la planta diseñada.

Sumando los gastos para preparar la construcción, las obras civiles, los equipos, incluyendo el campo de estanques, y los costos adicionales, la inversión estimada alcanza unos 14,7 millones de dólares. Esta cifra representa una inversión importante pero cuyo peso en el balance final del precio del biodiesel no es tan alto, como se muestra a continuación. Comparando esta cifra con cotizaciones de plantas equivalentes, el valor entra en el rango inferior de los precios propuestos. Se hará una comparación con valores propuestos por empresas en el último capítulo.

## 2. Precio del biodiesel

---

Los costos fijos de la planta representan los costos que no dependen directamente de la cantidad producida. Son costos invariables que se deben pagar cualquier sea el modo de funcionamiento y de operación. Al contrario, los costos llamados “variables” dependen directamente de la cantidad a producir y por lo tanto de los consumos que se hacen en la planta.

### 2.1. Elementos de costos fijos

#### 2.1.1. Personal necesario

Una planta de biodiesel es un conjunto de alta automatización donde los procesos no requieren mucha intervención humana. El personal de planta sirve en todas las partes de control de producción, de los equipos y de calidad, mientras se emplean también operarios para la carga de leña en la caldera y para la recepción y entrega de productos a camiones. De acuerdo con plantas en funcionamiento en Brasil y experiencias en Copec, parece razonable prever un jefe de planta, un técnico químico para las pruebas diarias de aceite y biodiesel, un técnico mecánico para la gestión del mantenimiento de equipos, dos operarios de carga de leña en la caldera de vapor y un operario de recepción de camiones.

La producción se hace de manera continua durante el año por lo que debe funcionar todo el día y la noche. Se crea entonces 4 turnos para tomar en cuenta los turnos de fines de semana por ejemplo. Los sueldos se dan en la planilla de resultados.

#### 2.1.2. Mantenimiento de planta

Se realiza un mantenimiento permanente y preventivo durante todo el año y también un mantenimiento global durante el mes de paro de la planta. En efecto, la producción se hace durante 330 días al año, lo que permite utilizar el tiempo remanente para las obras de inspección general y cambio de equipos previstos.

En plantas productivas y en Copec, se suele gastar un 5% del precio de equipos instalados y por año para las tareas de mantenimiento.

### 2.1.3. Seguros y Otros costos

Son un costo obligatorio que corresponden al seguro de la planta y personal. El valor depende de varios parámetros y se puede estimar generalmente en 0,2% de la inversión total. Este valor podría ser investigado más profundamente en un prolongamiento de la ingeniería y se da como valor base.

El funcionamiento de una planta siempre genera una multitud de pequeños costos (administrativos,...) cuyo costo agregado es un gasto importante. Se encontraron cifras hasta 50% del gasto en personal, mantenimiento y seguros. Para este proyecto, se propone utilizar el mismo porcentaje.

### 2.1.5. Amortización de la planta

Hemos calculado anteriormente la inversión total que se debe hacer para fabricar la planta y comprar todos los equipos. Esta inversión se toma en cuenta en el costo anual neto por el término de amortización. Se debe estimar en cuanto tiempo se desea amortiguar la inversión para sacar el factor de descuento y por lo tanto la cuota anual equivalente.

Se propone considerar una amortización rápida de la planta, en  $n = 5$  años y una tasa de descuento  $r$  de 13%, generalmente utilizada en las estimaciones de flujos de caja y de inversión en grandes proyectos. Esta tasa corresponde al costo de oportunidad del capital, o sea la rentabilidad a la que se renuncia al invertir en el proyecto. El factor de descuento  $F$  viene entonces dado por la formula:

$$F = \frac{1}{r} \times \left( 1 - \frac{1}{(1+r)^n} \right)$$

El valor de la amortización por año durante los cinco años donde se toma en cuenta vale entonces la inversión  $I$  dividida por el factor  $F$ .

## 2.2. Elementos de costos variables

Los costos variables reagrupan todos los costos y consumos que se relacionan directamente con la cantidad de biodiesel a producir. Obviamente, cuanto mas grande la planta, mas grande el consumo de reactantes y otros compuestos. Los consumos y precios se encuentran en la tabla final de costos (párrafo siguiente).

### 2.2.1. Aceite de raps

El aceite de raps es sin duda el mayor costo variable de la planta y fija de manera muy sensible el costo final del biodiesel. EL aceite de raps se debería producir, como lo describimos anteriormente, por un método de extracción por solvente, lo cual es mas eficiente para grandes volúmenes. De hecho, todas las plantas de extracción de más de 100.000 toneladas al año funcionan con extracción por hexano u otro compuesto parecido.

No obstante, el precio a considerar para el aceite es el precio internacional, que fija finalmente el precio más probable entre la oferta y la demanda. Además, si el aceite producido en Chile es de menor costo, este se vendrá en todo caso al mejor precio que será el precio internacional. En contacto con el Molino Gorbea, mayor productor de aceite de raps de Chile, nos afirmaron

que el costo 2008 del aceite al nivel mundial será de 840 US\$ por tonelada, mucho más alto que un par de años atrás. Este es el valor que se debe considerar para esta evaluación de costos.

El consumo de aceite de raps viene determinado directamente por sus características (contenido de triglicéridos...) y sale directamente del flujo que se calculó en el capítulo anterior.

### **2.2.2. Productos químicos**

El costo de productos químicos baja con el volumen a comprar y es difícil de estimar el precio exacto que se pagará. Se cotizaron precios para paquetes de varias toneladas a la empresa chilena Oxiquim y representan seguramente un valor más alto de lo que se pagaría en realidad. Sin embargo, constituyen una buena base para evaluar el proyecto.

Los consumos también se extraen del flujo másico calculado y se dan en valor neto. En efecto en caso del metanol, se consume por una parte pero se recicla por otra parte. En este caso, se consideró la diferencia entre los dos.

### **2.2.3. Consumo eléctrico**

La planta consta de muchos equipos eléctricos que consumen de manera constante electricidad. Entran las bombas y los equipos auxiliares como centrifugas y mezcladores en la categoría de equipos eléctricos. Se suma la potencia de cada equipo para obtener una estimación de la potencia total instalada en la planta. Normalmente, se sobre diseñan los equipos con los diversos factores de seguridad pero se considera por otra parte que se olvidaron seguramente equipos en el conjunto. Esto debería promediar los dos errores descritos.

Existe también una instalación eléctrica para las oficinas, computadores e iluminación nocturna de la planta. Suponiendo que habrán 100 puntos de iluminación de 100W, funcionando 12 horas al día, tenemos una potencia media utilizada de 5kW. Considerando las oficinas, se propone agregar 30 kW para el consumo de los computadores, equipos de pruebas, iluminación, ventilación...

Obtenemos finalmente una potencia instalada de 175 kW. Para tomar en cuenta olvidos probables, se propone agregar un 10% a este valor que permite acercarse a la potencia instalada en plantas clásicas. La planta entra en la categoría de precios AT3, por necesitar alta tensión y potencia media. Los precios considerados son los vendidos por la empresa SAESA, presente en la región de Temuco y Gorbea, donde se supone que se podría encontrar la planta.

### **2.2.4. Consumo de leña en la caldera de vapor**

Una gran parte de la energía entregada a los equipos y al proceso se hace con vapor de agua saturado a 4 bar que se crea en una caldera de vapor. Esta caldera se alimenta con leña, un combustible presente en abundancia en el sur y más económico que otros combustibles. Conociendo la necesidad de vapor calculada en la parte relacionada con los calentadores, se debe evaluar el consumo de leña que permite producir este vapor.

El vapor sale de la caldera a 4 bar y 143,6°C. Una parte va a los calentadores, se condensa y vuelve a unos 100°C como líquido a 3bar (estimación propia). Otra parte va al stripper de

glicerina y metanol, entra al equipo y sale con el metanol para ir a la columna de rectificación. Para el stripper, no podemos considerar que vuelva el agua a 100°C, sino que se debe tomar agua del estanque de agua y calentarlo desde la temperatura del agua en el estanque (15°C). Entonces, debemos considerar el calentamiento del agua para los calentadores entre (líquido, 100°C) y (vapor, 143,6°C) y del agua para el stripper de (líquido, 15°C) a (vapor, 143,6°C). Utilizando las entalpías del agua en los diferentes casos y los flujos másicos, se puede conocer la energía consumida cada hora en la planta mediante la tabla siguiente.

**Tab.20.** Consumo de leña en la caldera

Descripción	Valor	Unidad
Vapor calentamiento	6,05	ton/hora
Vapor stripper	3,45	ton/hora
Vapor total	9,51	ton/hora
Presión	4	bar
Temperatura	143,6	°C
Cp	4,25	kJ/kg.°C
H(liq.sat.,4bar) H1	604,66	kJ/kg
H(vap.sat.,4bar) H2	2738,05	kJ/kg
DeltaH = H2-H1	2133,39	kJ/kg
T(agua regreso)	100	°C
Energía Calentadores	14038	MJ/hr
Energía stripper	9249	MJ/hr
Energía total	23288	MJ/hr
Poder calorífico leña	1500	kWh/me
Factor kWh -> kJ	3600	
PC efectivo	5400	MJ/me
Eficiencia caldera	0,7	
<b>Consumo leña</b>	<b>6,16</b>	<b>me/hr</b>

Los valores de poder calorífico de la leña se encontraron en la norma chilena NCh 2907.c2005 y el precio de la leña para consumo industrial lo comunico la Sociedad de Fomento Agrícola de Temuco (29/06/2007). Los valores se dan por metro estero (me), unidad utilizada comúnmente en la industria maderera.

### 2.3. Estimación del costo unitario del biodiesel producido

A partir de los costos fijos y variables, tenemos el conjunto de los gastos hechos durante el año al hacer funcionar la planta. Dividiendo por la cantidad producida de biodiesel, podemos encontrar el precio por tonelada. Utilizando la densidad del biodiesel y el valor del US\$, podemos estimar el precio de un litro de biodiesel que sale de la planta, durante los años de uso pleno y con amortización.

Con todos los datos definidos, encontraríamos un precio final del biodiesel a producir en esta planta de 476,2 \$/L si la planta entrega 100.000 toneladas al año de biodiesel. En el siguiente capítulo, se propondrá debatir de este resultado y de sus principales características.

Tab.21. Costo del biodiesel

	Precio unit.	Unidad	Recurso	Unidad	Valor	Unidad
<b>Costos Fijos</b>						
Personal de operación						
Jefe planta	2 000 000	\$/mes	1	persona	24 000 000	\$
Químico	1 100 000	\$/mes	1	personas	13 200 000	\$
Mecánico	800 000	\$/mes	4	personas	38 400 000	\$
Operario recepción	500 000	\$/mes	2	personas	12 000 000	\$
Obreros	500 000	\$/mes	8	personas	48 000 000	\$
Mantenimiento planta	5	%/equipos			382 913	\$US
Seguros y tasas	0,2	%/total			29 419	\$US
Otros costos	50,0	%/otros gastos			334 091	\$US
Amortización planta					4 080 551	\$US
				Total	<b>5 082 823</b>	\$US
<b>Costos Variables</b>						
Aceite raps bruto	840	\$US/ton	103 317,72	ton	86 786 885	\$US
Metanol con flete	360	\$US/ton	9 972,09	ton	3 589 952	\$US
Catalizador (metóxido sodio)	1,35	\$US/kg	3 747,06	ton	5 058 532	\$US
Acido fosfórico (85%)	0,73	\$US/kg	103,32	ton	75 422	\$US
Acido clorhídrico (35%)	0,22	\$US/kg	2 273,17	ton	500 098	\$US
Soda cáustica (50%)	0,30	\$US/kg	627,55	ton	188 264	\$US
Leña (para caldera de vapor)	7 000	\$/me	48 793,15	me	341 552 079	\$
Electricidad	46,43	\$/kWh	1 542 078	kWh	71 598 663	\$
	9 510,84	\$/kW/mes	193	kW	21 999 673	\$
				Total	<b>97 020 192</b>	\$US
<b>Total costos netos al año</b>					<b>102 103 015</b>	\$US
Costo por tonelada de biodiesel					1021,0	\$US
<b>Costo neto por litro de biodiesel</b>					<b>476,2</b>	\$

## Capítulo VI

### Discusión de los resultados principales

---

## 1. Diseño de la planta

La concepción del proceso y de los equipos se basó en una intensa bibliografía. En efecto, el tema del biodiesel tiene cada vez más importancia al nivel mundial por los altos costos del petróleo y la voluntad de independencia energética, y se vulgarizó el tema. Sin embargo, para el diseño de la planta realizado en esta memoria, se propusieron muchos elementos, consumos y costos que se calcularon en base al diagrama y el flujo propuesto. Para comprobar la validez del modelo, es interesante comparar con valores de plantas reales y vendidas por grandes empresas del sector.

### 1.1. Principales consumos

Cuando se hizo esta memoria en Copec, cotizamos plantas equivalentes a la planta diseñada en este informe para obtener datos sobre casos reales. Se propone comparar los consumos encontrados en el caso teórico de este estudio con las cotizaciones de varias empresas. Por razones de confidencialidad, no se publican los nombres de las empresas cuyos valores aparecen en esta tabla. Son tres empresas que utilizan el principio de transesterificación de los aceites a éster. La diferencia entre el valor calculado y el valor propuesto por la empresa se calcula según la fórmula:

$$\text{Diferencia}(\%) = \frac{\text{Valor}(\text{calculado}) - \text{Valor}(\text{empresa})}{\text{Valor}(\text{empresa})}$$

**Tab.22.** Comparación de consumos (por 1000 kg de biodiesel)

Descripción	unidades	Planta	Empresa A		Empresa B		Empresa C	
			Valor	Diferencia	Valor	Diferencia	Valor	Diferencia
Aceite vegetal	kg	<b>1033</b>	1047	-1,3%	1028	0,5%	996,7	3,7%
Metanol	kg	<b>99,7</b>	96	3,9%	89	12,0%	107,2	-7,0%
Metóxido Sodio	kg	<b>37,5</b>	16,5	127,1%	25	49,9%	-	-
Ácido clorhídrico	kg	<b>22,7</b>	10	127,3%	15	51,5%	-	-
Ácido Fosfórico	kg	<b>1,0</b>	3,75	-72,4%	0,8	29,1%	-	-
Soda caústica	kg	<b>6,3</b>	15,5	-59,5%	5,7	10,1%	-	-
Electricidad	kWh	<b>15,4</b>	24,5	-37,1%	18	-14,3%	21,4	-28,1%
Vapor agua	kg	<b>484,4</b>	375	29,2%	305	58,8%	440,0	10,1%
Agua de enfriamiento	m <sup>3</sup>	<b>16,9</b>	30	-43,7%	-	-	22,7	-25,7%
agua proceso	m <sup>3</sup>	<b>0,74</b>	0,70	5,9%	-	-	-	-

Vemos que para los dos insumos principales, la variación entre el valor calculado (VC) y el valor empresa (VE) es débil: entre -1,3% y 3,7% para el consumo de aceite y entre -7% y 12% para el metanol. Es interesante notar que el VC se encuentra entre los VE propuestos, lo que permite aprobar la validez del flujo.

En cuanto al catalizador, el valor es muy diferente y deja suponer que el diseño propuesto utiliza demasiado catalizador. Esto puede tener como causa el hecho de haber encontrados en la bibliografía valores demasiado altos y también teóricos. Se propone bajar el nivel de catalizador utilizado en una fase más avanzada de ingeniería.

El ácido clorhídrico es también mucho más alto. Se explica fácilmente por el hecho de que participa entre otros a eliminar el catalizador, cuyo valor es muy alto. Se supone que al disminuir la cantidad de catalizador, el requerimiento en ácido clorhídrico entrará en el rango de VE. Se

considera por lo tanto que la manera de calcularlo igual es buena. El resultado por su parte queda alto.

La soda cáustica se utiliza sobre todo como neutralizante de ácidos, o sea que regula el pH de la glicerina. El valor encontrado está dentro de los VE. Depende altamente de la cantidad de ácido que se echa para eliminar ciertos compuestos. Para esta planta, se decidió echar ácido en cantidad más alta de lo necesario para remover de manera segura los compuestos a tratar.

Para el ácido fosfórico, el VC está dentro del rango de VE, lo que también lo aprueba. Sin embargo, la diferencia entre los VE es alta y se debe a que cada empresa no propone exactamente la misma tecnología de fabricación del biodiesel.

Se puede notar que el consumo de electricidad es más bajo que todos los VE pero que el vapor utilizado es siempre mayor. Puede ser que unos equipos sean calentados por electricidad en los procesos de las empresas. También puede ser una sub-estimación de los equipos eléctricos. Para el caso del agua de enfriamiento, es probable que también se sub-estimó un poco las necesidades. Por fin, un último parámetro es la ausencia de una segunda destilación de la glicerina, para eliminar agua, que generaría un consumo adicional de electricidad y leña.

Como conclusión, vemos que para los principales productos, el error encontrado es relativamente bajo, aunque para los otros químicos, el rango de error es más amplio. Se debe a que los consumos son muchos más chicos y que una diferencia de método lleva rápidamente a un valor distinto. Muchos VE están dentro de los rangos de VE, así que se puede considerar que quedan justos. Es interesante ver también que los VE son a veces muy distintos entre ellos, lo que se explica por uso de tecnologías y procesos diferentes para realizar la transesterificación. Debido a que este diseño es conceptual, es probable de que falten algunos equipos de menor importancia, pero que impactan igualmente las cifras de consumo.

## 1.2. Inversión calculada y ofertas de empresas

El precio estimado de la planta diseñada es de US\$ 14,7 millones. Durante la memoria desarrollada en Copec, se cotizaron plantas equivalentes a varias empresas que fabrican equipos o plantas de biodiesel. Estas empresas proponen paquete que incluyen siempre los equipos, pero que difieren por los aportes auxiliares. Algunos proponen las obras civiles, otros la ingeniería... Sin embargo, se puede agregar los costos que faltan en base a lo que se calculó en esta memoria y así obtener una estimación del costo de la planta propuesta por cada empresa.

Los valores equivalentes a la planta construida y en marcha varían entre 12,4 y 22,5 millones de dólares. O sea que el precio calculado es dentro del rango de precios cotizados. Tiene diferencia de 2,3 millones de dólares con la propuesta más barata y US\$ 4,5 millones con la propuesta inmediatamente superior (US\$ 18,2 millones). Se podrían explicar este valor situado en el rango inferior por varias razones:

- Este trabajo es una ingeniería conceptual y probablemente se sub-estimaron ciertos equipos o costos y varias partes no fueron desarrolladas enteramente (caldera, instalación eléctrica...). Lo más probable es que al hacer una ingeniería básica avanzada, el número de equipos vaya aumentando y por lo tanto el valor de la inversión.
- En la planta, la única refinación que se hace a la glicerina es la eliminación del metanol. Sin embargo, las ofertas proponen una unidad de destilación básica de la glicerina que

permite extraer gran parte del agua y aumentar su pureza hasta 85%. Estos equipos tienen costo a agregar a la planta diseñada para alcanzar el mismo nivel de pureza.

- Los precios dados por las empresas son ofertas comerciales, que no se basan en la ingeniería conceptual dedicada al caso que estamos estudiando, sino que se apoya en la experiencia de la empresa en proyectos similares. Por ejemplo, muchas ofertas consideraban el proceso con aceite de soja que no tiene las mismas características que el aceite de raps. Además, otras ofertas que tomaban en cuenta aceite de raps no consideran la composición exacta del aceite chileno, que tiene características diferentes a aceites de colza de otros países.
- Las empresas dan como primer precio un valor más alto que el precio al cual esperan vender la planta. Existen negociaciones sobre el precio que deberían permitir una rebaja del precio. Es algo corriente que la venta de plantas “llave en mano” o con muchos aportes sean más caros que cotizar por separado todos los equipos. Es difícil estimar la diferencia de precio entre cotizar por separado y comprar un paquete sin detallar la forma de comprar los diferentes equipos que vienen adentro.
- Las empresas tienen que generar un margen para ser viables. En mi caso, se estimó el precio sin considerar un margen que tomaría una empresa para vender el proyecto. Si se agregan unos 10% de margen, la planta a construir tendría finalmente un costo de 16,2 millones de dólares y ya sería más cerca de los precios cotizados.

No obstante, se puede opinar que el valor encontrado no difiere tanto de los valores “reales” y que permiten tener una estimación global de la inversión que representa una planta de biodiesel de 100.000 toneladas al año.

Además, otro punto interesante de notar es que la planta diseñada consume más vapor que las plantas cotizadas, y que su inversión es en general menor. Podríamos opinar que las diferencias vienen dadas por la falta de intercambiadores de calor, que permiten disminuir los requerimientos de vapor pero que aumentan el costo fijo inicial.

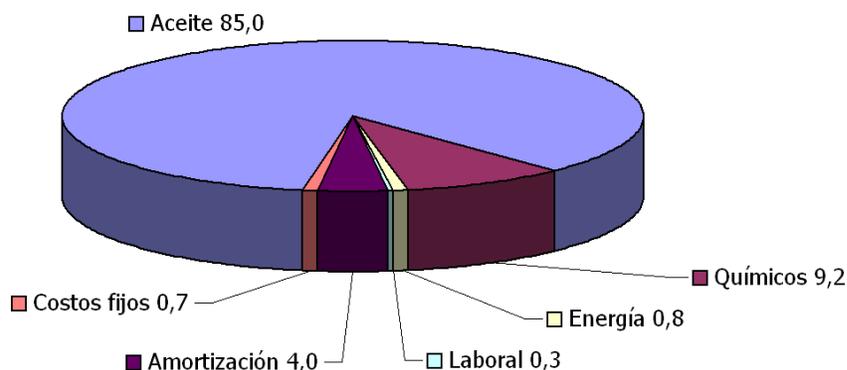
## 2. Importancia del costo de aceite

---

Hemos visto que el aceite entra por una grande parte en el costo del biodiesel por su alto costo y su proporción en el flujo másico. Parece de interés evaluar el impacto global del aceite sobre el precio final en función de la variación de varios parámetros. Analizando el gráfico (fig.59) del porcentaje de los diferentes insumos o costos.

Se nota claramente que el aceite de raps es el parámetro esencial que hace el costo del biodiesel. Este gráfico sería mucho más equilibrado si el precio del aceite de raps fuera el mismo que hace unos años atrás, alrededor de US\$ 540/ton. En este caso, el biodiesel tendría un precio de 326 pesos por litro y el aceite representaría 80% del costo total. Como el volumen es equivalente entre aceite consumido y biodiesel producido, parece lógico que el primero sea el insumo que influya tanto sobre el valor neto del biodiesel producido.

El alto costo del aceite de raps se debe justamente al desarrollo mundial de los combustibles alternativos, y en particular el biodiesel. La fuerte demanda creó un aumento del precio internacional del raps, valor de referencia y de intercambio de la materia.



**Fig.59.** Estructura del costo del biodiesel, en porcentaje

En el balance de costos, también se podría tomar en cuenta el valor de venta de la glicerina, pero su costo bajo inversamente al crecimiento de las ventas de biodiesel mundial. Pasa en este caso el fenómeno contrario: el crecimiento de la producción de glicerina generó más oferta y bajó el precio. Entonces, se prefiere suponer que no genera ingresos porque el solo manejo y transporte de la glicerina producida absorbería seguramente el ingreso potencial. Además, el impacto sería relativamente débil en comparación con los flujos de dinero ligados a productos como el aceite, el biodiesel o el metanol.

## 3. Diesel y biodiesel

### 3.1. Comparación directa de precios

Es interesante notar que el precio neto del diesel en mayo 2007 era de 324 pesos por litro en mayo. Considerando el impuesto específico al diesel de 1,5 UTM/m<sup>3</sup>, equivalente a \$48,5, y que no se aplica al biodiesel, el costo neto del diesel sería de \$372,5.

El biodiesel vale 476,2 \$/L cuando el diesel vale \$372,5/L, así que el combustible alternativo tiene precio mucho mayor al petróleo diesel clásico. Sin obligación de mezclarlo con diesel por ley o regulación, no parece rentable entrar al negocio.

### 3.2. Precio de la mezcla

Tenemos que ver más allá del solo costo de biodiesel frente a diesel. En efecto, no se pretende vender biodiesel puro al consumidor sino una mezcla de baja proporción que impactara mucho menos el precio final. Es interesante comparar lo que sería el precio de venta de un B2 o B5 al consumidor y ver la diferencia con el precio de diesel puro que paga ahora.

Resumamos en una tabla el precio al consumidor del diesel, del biodiesel, del B2 y del B5, tomando en cuenta el IVA de 19%, el impuesto específica a los combustibles petroleros para el diesel y el margen de 40 pesos que se reparte entre Copec y el distribuidor final.

**Tab.23.** Diferentes escenarios de precios al consumidor

Precios en \$ por litro	Valor
Precio neto diesel	324,0
Precio diesel con IVA	385,6
Precio diesel con IVA e impu	434,1
Precio distribución Diesel	474,1
Precio neto biodiesel	476,2
Precio biodiesel con IVA	566,7
Precio distribución Biodiesel	606,7
Precio venta B2	476,7
Diferencia entre Diesel y B2	2,7
Precio venta B5	480,7
Diferencia entre Diesel y B5	6,6

Lo destacable en esta tabla es ver el débil impacto del costo mayor del biodiesel en caso de vender mezcla B2 o B5. En efecto, Con los valores calculados, el B2 es más caro que el diesel de solamente 0,56% mientras el B5 tiene mayor costo de 1,40%. El impacto global para el consumidor es por lo tanto relativamente bajo y probablemente imperceptible si se vende B2.

## Conclusión

El biodiesel es un combustible cuyo consumo está en fuerte aumento al nivel mundial, por sus aportes ambientales y la necesidad de diversificar las fuentes de energía en un mundo inestable. Sus aportes en término económicos todavía se están estudiando al nivel global para ver cuales son los sectores que pueden ganar con la introducción de cada vez más biocombustibles en los combustibles fósiles.

En Chile, se nota un interés creciente por biodiesel y bioetanol, con investigación pública y privada. El gobierno está analizando si se deberían producir y mezclar en base a una ley. En efecto, la rentabilidad de tal proyecto solamente existe si el precio de venta al consumidor aumenta. Sin embargo, permitiría desarrollar la agricultura del sur en vez de comprar petróleo al exterior del país.

### Sobre el diseño

El raps constituye seguramente la mejor opción de materia prima para producir biodiesel porque es un recurso que podría cultivarse en abundancia, tiene rendimiento relativamente alto de producción y generaría un crecimiento de la economía en la región de Temuco. Todos los indicadores y las charlas que se dan destacan efectivamente el raps como material a utilizar para fabricar biodiesel de primera generación. Extraer aceite a partir de semilla de raps aparece ser la elección más conveniente para el país.

El proceso de transesterificación con catalizador básico se elige por su alto rendimiento de conversión, su consumo de energía bajo y su sencillez de aplicación. Este tipo de reacción tiene amplio uso a nivel mundial y permite encontrar información al respecto. Su desventaja consiste en la producción de sub-productos que se deben tratar y que generan un costo adicional, tanto a la planta como al gasto funcional.

En función del análisis de los consumos en Chile y en Copec, se decidió elegir la concepción de una planta de 100.000 toneladas por año, un nivel bastante alto que permite abastecer con B2 a Copec y vender también biodiesel a otros. También permitiría producir suficiente para vender B5 en la zona central, opción más efectiva para obtener resultados en término de contaminación atmosférica. Si el calendario de mezcla que podría imponer el gobierno obliga mezclas superiores a 2%, entonces esta producción permitiría generar gran parte del consumo propio de la empresa. Este parámetro es esencial y determina todo el balance de masa de la planta que se calculó.

El diseño recomendado corresponde al proceso clásico de transesterificación con tres partes esenciales que son la refinación del aceite, la transesterificación y lavado del biodiesel, y el tratamiento de la glicerina y metanol.

El diseño también comporta una parte de creación conceptual de equipos que debe permitir hacer una ingeniería básica después. Los datos creados caracterizan tanto el tamaño y material que el costo estimado en caso de construir los equipos principales en vez de comprarlos. Al

final, con experiencia en proyectos de Copec o por cotizaciones de equipos menores, pudimos evaluar el costo de varias partes de la planta y determinar la inversión que necesita la planta. El costo calculado de la planta es de US\$ 14,7 millones es más bajo que el costo cotizado de plantas equivalentes.

El costo unitario calculado del biodiesel es de 476,2 \$/litro, siendo la mayor componente es el costo del aceite de raps. Entonces, un error de 30% en el precio calculado de la planta no impactaría mucho el precio final del biodiesel al consumidor. Este argumento explica además que estas plantas se rentabilizan con una amortización de la inversión en 5 años solamente.

Como conclusión general, podemos decir que el costo superior del biodiesel, su poder calorífico levemente inferior y la inversión a realizar son los puntos que se deben balancear para elegir hacer tal proyecto. Como el precio final es más caro que el combustible tradicional, una planta equivalente al proyecto diseñado se construye solamente si existe alguna obligación por parte del Estado. En efecto, es poco probable que empresas entren a un negocio cuyo precio de venta es más elevado. No obstante, si la empresa lo mezcla en proporción baja y que conserva el mismo margen en el biodiesel, el impacto al consumidor es imperceptible. La elección depende ciertamente de una decisión política más bien que de una decisión económica al nivel de empresas privadas.

### Aspecto personal

La ingeniería conceptual de la planta me permitió entender como funciona el avance de proyectos en grandes empresas y la necesidad de hacer este estudio preliminar para ver la factibilidad de los proyectos. El desarrollo con Copec da más facilidad para obtener información y viajar a visitar plantas en realidad. Esto cambia fundamentalmente la forma de ver el trabajo y da otro alcance a la memoria.

Fue muy interesante para mí trabajar en un tema de punta que se está desarrollando mucho en el mundo. Su impacto todavía se esta discutiendo y es interesante ver como empresas como Copec necesitan estar al tanto de estas nuevas energías.

Me impactó también la importancia de los lazos entre la investigación universitaria, los organismos públicos y las empresas privadas, que generan los datos y obtienen resultados conjuntamente. Es seguramente la manera más eficiente de confrontar los puntos de vistas y experiencias para llegar a conclusiones practicas verdaderas.

## Bibliografía

ADAMS, J. et al. 2006. Canola oil fuel cell demonstration Vol.III. [en línea] U.S. Army Corps of Engineers. Washington. <dodfuelcell.cecer.army.mil/library\_items/CanolaVol\_III.pdf>

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. 1998. Welded steel tanks for oil storage. 10<sup>a</sup> ed. Washington, API Publishing Services.

AMERICAN SOCIETY FOR MECHANICAL ENGINEERS. 2004. Pressure vessels, the ASME code simplified. [en línea] MacGraw Hill <www.digitalengineeringlibrary.com>

ARACIL, J. 2006. Procesos UCM de producción de biodiesel, Materias primas alternativas. [en línea] Madrid, Universidad Complutense de Madrid. <www.upcomillas.es/catedras>

ASHBY, M. 1999. Materials selection in mechanical design. 2<sup>a</sup> ed. Oxford, Butterworth-Heinemann

GARCIA C., J. y GARCIA L., J. 2006. Biocarburantes líquidos: biodiesel y bioetanol. [en línea] Madrid, Fundación para el conocimiento madri+d CEIM. <http://www.biodieselspain.com/documentos.php>

HENLEY, E. J. y SEADER, J.D. 2000. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. México, Reverté Ediciones.

KALTNER, F. et al. 2006. Liquid biofuels for transportation in Brazil. [en línea] Rio de Janeiro, Fundação Brasileira para o Desenvolvimento Sustentável. <http://www.fdfs.org.br>

KERN, D. 1950. Process heat transfer. Tokyo, MacGraw Hill Koga Kusha, Ltd.

KREITH, F. et al. 1999. Mechanical Engineering handbook. En: Heat and mass transfer. Boca Raton, CRC Press LLC.

LAROSA, R. 2004. Proceso para la producción de biodiesel. [en línea] < www.biodiesel-uruguay.com >

Mc CABE, W.L. et al. 1991. Operaciones unitarias de ingeniería química. En: Destilación, Operaciones de etapas de equilibrio. McGraw Hill.

NATIONAL POLLUTANT INVENTORY. 1999. Emission estimation technique manual for vegetable oil processing industry. [en línea]. NPI <http://www.npi.gov.au/>

OFICINA DE ESTUDIOS Y POLÍTICAS AGRARIAS. 2007. Informe Final del Comité Publico-Privado de Bioenergía. [en línea] Odepa, Ministerio de Agricultura, CHILE. <www.odepa.gob.cl>

OFICINA DE ESTUDIOS Y POLÍTICAS AGRARIAS. 2007. Registros de estadísticas. [en línea] Odepa, Ministerio de Agricultura, CHILE. <www.odepa.gob.cl>

PERRY, R. 1999. Perry's chemical engineers' handbook. 7<sup>a</sup> ed. New York, MacGraw Hill.

RUMFORD, F. 1964. Materiales de ingeniería química. Buenos Aires, Editorial Universitaria de Buenos Aires.

SEMINARIO INTERNACIONAL “Hacia una política Nacional de Bioenergía06”. [en línea] Odepa <[www.odepa.gob.cl](http://www.odepa.gob.cl)>

- BETANCOURT, R. y NAVIA, R. 2006. Estudio teórico experimental de la utilización de esteres metílicos de brassica napus como combustible. U. de la Frontera
- GARCIA, J.C. 2006. Potencialidades Agronómicas del Raps para la producción de Biodiesel. U. La Frontera
- LAROZE, A. 2006. Fundamentos para una política nacional de Bioenergía. ODEPA
- RIQUELME, J. Posibilidades del biodiesel en la región del Maule. INIA.
- RUIZ, R. 2006. Agricultura y biocombustibles. ODEPA
- RUIZ-TAGLE, I. 2006. Producción de BioDiesel a pequeña escala. U. de Talca
- SOCIEDAD NACIONAL DE AGRICULTURA. Agricultura y Biocombustibles: las condiciones para su desarrollo.
- SOTO, Y. 2006. Biocombustibles: desde la perspectiva energética. Comisión Nacional de Energía.

SHAINÉ, K. 2003. Biodiesel technology and feedstocks. Golden, Colorado. National Renewable Energy Laboratory <<http://www.osti.gov/bridge/>>

SHEEHAN, J. et al. 1998. An overview of biodiesel and petroleum diesel life cycles. [en línea] Golden, Colorado. National Renewable Energy Laboratory <<http://www.osti.gov/bridge/>>

SPIRAX SARCO. 2006. Steam engineering principles and heat transfer. En: Heating with coil and jackets. [en línea] Spirax Sarco <<http://www.spiraxsarco.com/resources/>>

TAPASVI, D. et al. 2005. Process model for biodiesel production from various feedstocks. [en línea] American Society of Agricultural Engineers. <<http://www.ageng.ndsu.nodak.edu/>>

TAPASVI, D. et al. 2004. Process modeling approach for evaluating the economic feasibility of biodiesel production. [en línea] American Society of Agricultural Engineers <[www.umanitoba.ca/afs/bioeng/](http://www.umanitoba.ca/afs/bioeng/)>

VAN GERPEN, J. et al. 2004. Biodiesel production technology. [en línea] Golden, Colorado. National Renewable Energy Laboratory <<http://www.osti.gov/bridge/>>

VICENTE, G. et al. 2006. Optimisation of integrated biodiesel production. Part II: A study of the material balance. [en línea] Elsevier <[www.sciencedirect.com](http://www.sciencedirect.com)>

## Anexo 1: Memoria del cálculo de flujos

Este anexo describe las ecuaciones que sirvieron para calcular el flujo de la planta de transformación de aceite crudo a biodiesel. Los números entre paréntesis corresponden a cada flujo que se pretende calcular y se pone en índice la naturaleza del flujo. Las siguientes abreviaciones se utilizan en las formulas para definir los flujos, materia y otros:

- AF : Acido fosforico
- Ag: agua
- AGL : Ácidos grasos libres
- Es : Ester
- GL: glicerol
- Gm : Goma
- HCl : Acido clorhídrico
- Jab : Jabones
- M : flujo másico (ton/día)
- MS: metilato de sodio
- Mt : Metanol
- N : numero de mol
- OI : Otros insaponificables
- PM : peso molecular (g/mol)
- NaCl : sales de NaCl
- SC : Soda Caustica
- TG : Triglicerido

Por ejemplo, el código  $M_{19,Mt}$  se refiere a la cantidad de metanol que pasa en el flujo numero 19. La descripción se organiza por flujo, cada parrafo empezando con el número correspondiente al flujo en el diagrama de flujo.

### Refinacion del aceite

3. La solución de acido fosfórico a 85 % para hidratar los fosfatidos no hidratados contiene agua y acido:

$$M_{3,AF} = 85 \% \times (0,1 \% \times M_2)$$

$$M_{3,Ag} = 15 \% \times (0,1 \% \times M_2)$$

4. La cantidad de agua para la transformación de fosfatidos a gomas es:

$$M_4 = 2 \% \times M_2$$

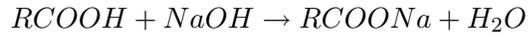
5. En el flujo saliendo del reactor de neutralización de los fosfatidos, la cantidad de goma es:

$$M_{5,Gm} = M_{3,AF} + M_{2,Fosfatidos}$$

6. Se calcula la goma a partir del contenido de fosfatidos y de ácido agregado para removerlos:

$$M_6 = M_{5,Gm} + 0,5\% \times M_{5,TG} + 99,5\% \times M_{5,Ag}$$

10. La soda cáustica sirve para eliminar los AGL según la reacción de saponificación de estos que se escribe:



Considerando la reacción estequiométrica, vemos que esta reacción consume un mol de NaOH para eliminar un mol de AGL, por lo que se puede definir la masa de soda necesaria:

$$N_{SC} = N_{AGL}$$

$$\frac{M_{SC}}{PM_{SC}} = \frac{M_{AGL}}{PM_{AGL}}$$

Así que se obtiene la masa de NaOH necesaria:

$$M_{SC} = PM_{SC} \times \frac{M_{AGL}}{PM_{AGL}}$$

Como se explica en el informe, se agrega hidróxido de sodio en exceso de 113%:

$$M_{10,SC} = 2,13 \times \left( PM_{SC} \times \frac{M_{9,AGL}}{PM_{AGL}} \right)$$

La cantidad de agua que viene en solución con el NaOH esta determina por el grado de la solución de 9,5%. La solución se descompone entre agua y NaOH:

$$M_{10} = M_{10,Ag} + M_{10,SC}$$

Considerando el grado de la solución, tenemos entonces:

$$M_{10,Ag} = (100 - 9,5)\% M_{10}$$

$$M_{10,SC} = 9,5\% M_{10}$$

Podemos así calcular el agua que entra en función del NaOH que se necesita:

$$M_{10,Ag} = \frac{90,5}{9,5} \times M_{10,SC}$$

11. La cantidad de agua caliente para lavar el aceite de los jabones es:

$$M_{11} = 15\% \times M_9$$

12. A la salida del reactor, se calculan los productos de la reacción de saponificación y se copia la fórmula dada en el punto 10, tomando en cuenta que 99% de los AGL se transforman:

$$M_{12,AGL} = 1\% \times M_{9,AGL}$$

$$M_{12,Jab} = 99\% \times PM_{Jab} \times \frac{M_{9,AGL}}{PM_{AGL}}$$

Queda hidroxido de sodio que no reacciono debido al exceso inicial:

$$M_{12,SC} = M_{10,SC} - \left( 99\% \times PM_{SC} \times \frac{M_{9,AGL}}{PM_{AGL}} \right)$$

El agua a la salida del reactor es la suma del agua que venia con el aceite, del agua de lavado, del agua de la solución de soda y del agua formado durante la reacción de saponificación:

$$M_{12,Ag} = M_{9,Ag} + M_{10,Ag} + M_{11,Ag} + \left( 99\% \times PM_{H_2O} \times \frac{M_{9,AGL}}{PM_{AGL}} \right)$$

**13.** En el flujo de desechos saliendo del segundo centrifugador, se pierden triglicéridos en una proporción de 2,5 veces la pérdida de AGL. Se traduce entonces de la manera siguiente:

$$M_{13,TG} = 2,5 \times (M_{9,AGL} - M_{12,AGL})$$

También se pierde material insaponificable con los triglicéridos, en misma proporción que en el aceite original:

$$M_{13,OI} = M_{13,TG} \times \frac{M_{2,OI}}{M_{2,TG}}$$

### Transesterificación

**19.** La solución de metóxido de sodio tiene 10 % de metóxido y 90 % de metanol y el requerimiento del catalizador es igual a 1 % del contenido de triglicérido:

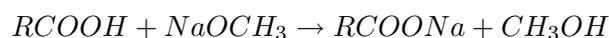
$$M_{19,MS} = 1\% \times M_{18,TG}$$

$$M_{19,Mt} = \frac{90}{10} M_{19,MS}$$

**20.** Se calcula el metanol necesario en función del ratio molar 6:1 elegido y del metanol que ya se echa con la solución catalítica. El primer término se calcula a partir de los pesos molares.

$$M_{20} = \left( \frac{6}{1} \times PM_{MeOH} \times \frac{M_{18,TG}}{PM_{TG}} \right) - M_{19,Mt}$$

**21.** En el primer reactor de transesterificación, todos los AGL reaccionan con el catalizador para formar jabones y metanol según la reacción:



El 85 % de los triglicéridos reaccionan para formar éster:



Utilizando las reglas estequiométricas y la continuidad de flujos, podemos escribir los balances de masa para cada elemento:

- Triglicéridos

$$M_{21,TG} = M_{18,TG} - 0,85 \times M_{18,TG}$$

- Ester

$$M_{21,Es} = 3 \times PM_{Es} \times \frac{0,85 \times M_{18,TG}}{PM_{TG}}$$

- Glicerol

$$M_{21,GL} = PM_{GL} \times \frac{M_{21,TG}}{PM_{TG}}$$

- El metanol corresponde lo que entra menos lo consumido para formar ester mas lo que viene de la eliminación de los AGL:

$$M_{21,Mt} = M_{19,Mt} + M_{20} - \left( 3 \times PM_{Mt} \times \frac{0,85 M_{18,TG}}{PM_{TG}} \right) + \left( PM_{Mt} \times \frac{M_{18,AGL}}{PM_{AGL}} \right)$$

- Catalizador:

$$M_{21,MS} = M_{19,MS} - PM_{SM} \times \frac{M_{18,AGL}}{PM_{AGL}}$$

- Jabones:

$$M_{21,Jab} = PM_{Jab} \times \frac{M_{18,AGL}}{PM_{AGL}}$$

**22.** De la primera decantación del glicerol, se obtienen el flujo pesado que se compone de:

$$M_{22,GL} = M_{21,GL}$$

$$M_{22,Mt} = 60 \% \times M_{21,Mt}$$

$$M_{22,SM} = M_{21,SM}$$

$$M_{22,Jab} = 10 \% \times M_{21,Jab}$$

**23.** El flujo liviano contiene todo lo que no salio con el glicerol, lo que se puede resumir:

$$M_{23} = M_{21} - M_{22}$$

**24.** El catalizador entrante equivale a 1 % del TG que contiene el flujo aceite-éster que viene al reactor 2. Como en el primer caso, viene en solución a 10 % en metanol.

$$M_{24,SM} = 1 \% \times M_{23,TG}$$

$$M_{24,Mt} = \frac{90}{10} M_{24,SM}$$

**25.** Se agrega el metanol faltante para cumplir con el ratio 6/1, sin considerar el metanol que ya viene con el TG.

$$M_{25,Mt} = \left( \frac{6}{1} \times PM_{Mt} \times \frac{M_{23,TG}}{PM_{TG}} \right) - M_{24,Mt}$$

**26.** Para obtener el flujo saliendo del segundo reactor, se calcula la producción de éster en función del rendimiento global de conversión de los TG de 99 %.

$$M_{26,TG} = (1 - 0,99) \times M_{18,TG}$$

$$M_{26,Mt} = M_{23,Mt} + M_{24,Mt} + M_{25,Mt} - 3 \times PM_{MeOH} \times \frac{M_{23,TG} - M_{26,TG}}{PM_{TG}}$$

$$M_{26,Es} = M_{23,Es} + 3 \times PM_{Es} \times \frac{M_{23,TG} - M_{26,TG}}{PM_{TG}}$$

$$M_{26,GL} = PM_{GL} \times \frac{M_{23,TG} - M_{26,TG}}{PM_{TG}}$$

**27.** El flujo saliendo del segundo decantador tiene las mismas características que el flujo saliendo del primer decantador. Aplicado al nuevo flujo, tenemos:

$$M_{27,GL} = M_{26,GL}$$

$$M_{27,Mt} = 60\% \times M_{26,Mt}$$

$$M_{27,MS} = M_{21,MS}$$

$$M_{27,Jab} = 10\% \times M_{27,Jab}$$

**28.** El flujo que contiene el éster (28,29) saliendo del decantador se calcula solamente restando (27) a (26):

$$M_{28} = M_{26} - M_{27}$$

**30.** En la columna de lavado entra agua proporcionalmente al éster a lavar:

$$M_{30,Ag} = M_{31,Ag} = 0,2 \times M_{28}$$

**32.** El agua de lavado sale de la columna con el metanol y los jabones:

$$M_{32,Mt} = M_{29,Mt}$$

$$M_{32,Jab} = M_{29,Jab}$$

$$M_{32,Ag} = 0,9 \times M_{31,Ag}$$

Por lo que tenemos el flujo 33:

$$M_{33} = M_{33,Es} + M_{33,Ag} + M_{33,TG} + M_{33,Otros}$$

El contenido de éster, TG y otra materia insaponificable es igual a lo que viene en el flujo (29). Se agrega también una parte del agua de lavado:

$$M_{33,Ag} = 0,1 \times M_{31,Ag}$$

**34.** Por decantación del éster, se logra extraer la mayoría del agua:

$$M_{34} = M_{34,Ag} = 0,995 \times M_{31,Ag}$$

**35.** Este flujo es igual al flujo 33 al cual se resta el agua que sale en el decantador.

$$M_{35} = M_{33} - M_{34,Ag}$$

38. En el secador por vacío, la humedad se extrae totalmente del éster:

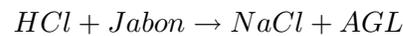
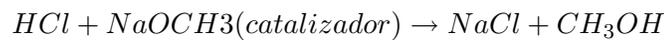
$$M_{38} = M_{38,Ag} = M_{35,Ag} - M_{34,Ag}$$

### Glicerina y metanol

42. Se recupera la glicerina cruda proveniente de los decantadores en el estanque intermedio:

$$M_{42} = M_{22} + M_{27} + M_{32}$$

43. Se calcula ahora el ácido clorhídrico necesario para neutralizar el metóxido de sodio y los jabones. Las reacciones involucradas son:



Considerando la reacción estequiométrica en los dos casos y un leve exceso de 5% para lograr la reacción completa, la cantidad de HCl necesaria es:

$$M_{43,HCl} = 1,05 \times PM_{HCl} \times \left( \frac{M_{42,Jab}}{PM_{Jab}} + \frac{M_{42,MS}}{PM_{MS}} \right)$$

Como se usa un ácido diluido a 10%, entra agua en la siguiente proporción:

$$M_{43,Ag} = 9 \times M_{43,HCl}$$

44. En base a estas dos reacciones, se formaron los siguientes componentes en presencia del ácido:

$$M_{44,AGL} = PM_{AGL} \times \frac{M_{42,Jab}}{PM_{Jab}}$$

$$M_{44,Mt \text{ creado}} = PM_{Mt} \times \frac{M_{42,MS}}{PM_{MS}}$$

$$M_{44,NaCl} = PM_{NaCl} \times \left( \frac{M_{42,Jab}}{PM_{Jab}} + \frac{M_{42,MS}}{PM_{MS}} \right)$$

Tomando el metanol que venía con la glicerina, tenemos:

$$M_{44,Mt} = M_{42,Mt} + M_{44,Mt \text{ creado}}$$

$$M_{44,Mt} = M_{42,Mt} + PM_{Mt} \times \frac{M_{42,MS}}{PM_{MS}}$$

Los otros son:

$$M_{44,GL} = M_{42,GL}$$

$$M_{44,Ag} = M_{42,Ag} + M_{43,Ag}$$

$$M_{44,HCl} = 0,05 \times M_{43,HCl}$$

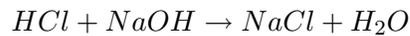
**47.** La soda cáustica sirve para neutralizar el ácido sobrante por lo que tenemos:

$$M_{47,SC} = PM_{SC} \times \frac{M_{44,HCl}}{PM_{HCl}}$$

Como la solución tiene un grado de 9,5 % de NaOH en agua, el requerimiento de agua es:

$$M_{47,Ag} = \frac{100 - 9,5}{9,5} \times M_{47,SC}$$

**48.** La reacción entre NaOH y HCl es básicamente:



Así, se crean sales y agua que se deben agregar a la cantidad que viene en la glicerina:

$$M_{48,Ag} = M_{46,Ag} + PM_{Ag} \times \frac{M_{44,HCl}}{PM_{HCl}}$$

$$M_{48,NaCl} = M_{44,NaCl} + PM_{NaCl} \times \frac{M_{44,HCl}}{PM_{HCl}}$$

El flujo de glicerina pasa por estanque intermedio, calentador y entra al stripper.

**52.** El vapor que entra al stripper se está calculando todavía y vendrá en la parte *energía y vapor*.

**53.** La glicerina que se pretende obtener contiene glicerol, sales y el agua que venía en 51. Se supone que todo el vapor de arrastre sale con el metanol. Obtenemos entonces una glicerina de 53 %.

$$M_{53} = M_{51,GL} + M_{51,NaCl} + M_{51,Ag}$$

**55.** El stripper permite extraer todo el metanol de la glicerina:

$$M_{53,Ag} = M_{52,Ag}$$

$$M_{53,Mt} = M_{51,Mt}$$

**57 y 58.** Se juntan el flujo 55 y el 32 en el flujo 56. El metanol rectificado contiene 0,05 % de humedad y el flujo 55 contiene menos de 0,5 % del metanol (consideramos 0,5 %), por lo que se puede calcular:

$$M_{57,Mt} = M_{56,Mt} - \frac{0,5}{100} \times M_{56,Mt} = 0,995 \times M_{56,Mt}$$

$$M_{57,Ag} = \frac{0,05}{100} \times M_{57,Mt}$$

$$M_{58,Mt} = 0,005 \times M_{56,Mt}$$

$$M_{58,Ag} = M_{56,Ag} - M_{57,Ag}$$

**ANEXO 2: Descripción de los flujos – balance de masa**

N° Flujo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Descripción Flujo	Aceite crudo	Aceite calentado	Acido fosforico	Agua	Flujo Degum.	Goma y agua	Goma	Agua	Aceite sin fosfatidos	Soda caustica
<b>Composición</b>										
Aceite										
TG	304,474	304,474			304,474	1,522	1,522		302,952	
FFA	2,724	2,724			2,724				2,724	
Fosfatidos	3,381	3,381			0,000					
Otros (no saponificables)	2,505	2,505			2,505				2,505	
Agua			0,047	6,262	6,309	5,993		5,993	0,315	7,858
Metanol										
Catalizador										
Goma					3,647	3,647	3,647			
Jabones										
Acido fosforico			0,266							
Acido cloridrico										
NaOH										0,825
Sales										
Glicerol										
Metil éster										
<b>Total (ton/día)</b>	313,084	313,084	0,313	6,262	319,659	11,163	5,170	5,993	308,496	8,683
<b>Total (ton/hora)</b>	<b>13,045</b>	<b>13,045</b>	<b>0,013</b>	<b>0,261</b>	<b>13,319</b>	<b>0,465</b>	<b>0,215</b>	<b>0,250</b>	<b>12,854</b>	<b>0,362</b>
<b>Datos Físicos</b>										
Temperatura (°C)	15	70	15	15	15				15	15
Calor específico (kJ/kg.C)	1,91	1,91							1,91	4,00
Entalpia (kJ/kg)	28,7	133,9							28,7	60,0
Potencia (MJ/hora)	374,3	1746,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	368,8	21,7
Densidad (ton/m3)	0,921	0,921	1,685	1,000	0,923	0,973	0,941	1,000	0,921	1,101
Flujo volúmico (m3/hora)	14,169	14,169	0,008	0,261	14,437	0,478	0,229	0,250	13,960	0,328
Viscosidad aproximada (ssu)	400,0	100,0		31,0	380,0	488,3	9443,5		400,0	34,0

N° Flujo	11	11'	11''	12	13	14	15	16	17	18
Descripción Flujo	Agua	Aceite y soda	Aceite y soda caliente	Flujo Refinado	Borra	Aceite	Aceite calentado	Vapor agua	Aceite refinado	Aceite refinado
<b>Composición</b>										
Aceite										
TG		302,952	302,952	302,952	6,741	296,210	296,210		296,210	296,210
FFA		2,724	2,724	0,027		0,027	0,027		0,027	0,027
Fosfatidos		0,000	0,000							
Otros (no saponificables)		2,505	2,505	2,505	0,055	2,449	2,449		2,449	2,449
Agua	46,274	54,448	54,448	54,621	54,348	0,273	0,273	0,273		
Metanol										
Catalizador										
Goma										
Jabones				2,907	2,907					
Acido fosforico										
Acido cloridrico										
NaOH		0,825	0,825	0,441	0,441					
Sales										
Glicerol										
Metil éster										
<b>Total (ton/día)</b>	46,274	363,453	363,453	363,453	64,493	298,960	298,960	0,273	298,687	298,687
<b>Total (ton/hora)</b>	<b>1,928</b>	<b>15,144</b>	<b>15,144</b>	<b>15,144</b>	<b>2,687</b>	<b>12,457</b>	<b>12,457</b>	<b>0,011</b>	<b>12,445</b>	<b>12,445</b>
<b>Datos Físicos</b>										
Temperatura (°C)	15	15	70	70		60	95	95	95	15
Calor específico (kJ/kg.C)	4,19	2,25	2,25	2,25		1,92	1,92			1,91
Entalpia (kJ/kg)	62,8	33,8	157,7	157,7		114,9	181,9			28,7
Potencia (MJ/hora)	121,1	511,6	2388,0	2388,0	0,0	1431,3	2266,3	0,0	0,0	357,1
Densidad (ton/m3)	1,000	0,935	0,935	0,939	1,021	0,921	0,921	1,000	0,921	0,921
Flujo volúmico (m3/hora)	1,928	16,193	16,193	16,134	2,631	13,528	13,528	0,011	13,517	13,517
Viscosidad aproximada (ssu)	31,0	230,0	100,0	81,5	125,0	125,0	70,0		70,0	400,0

N° Flujo	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Descripción Flujo	Catalizador	Metanol	Flujo de Reactor 1	Glicerol	Flujo de decantador 1	Catalizador	Metanol	Flujo de reactor 2	Glicerol	Ester a lavar
<b>Composición</b>										
Aceite										
TG			44,432		44,432			2,962		2,962
FFA			0,000							
Fosfatidos										
Otros (no saponificables)			2,449		2,449			2,449		2,449
Agua										
Metanol	26,659	37,907	37,128	22,277	14,851	3,999	5,686	20,017	12,010	8,007
Catalizador	2,962		2,957	2,957		0,444		0,444	0,444	
Goma										
Jabones			0,029	0,003	0,026			0,026	0,003	0,024
Acido fosforico										
Acido cloridrico										
NaOH										
Sales										
Glicerol			26,290	26,290				4,330	4,330	
Metil éster			252,930		252,930			294,589		294,589
<b>Total (ton/día)</b>	29,621	37,907	366,215	51,526	314,688	4,443	5,686	324,817	16,787	308,030
<b>Total (ton/hora)</b>	<b>1,234</b>	<b>1,579</b>	<b>15,259</b>	<b>2,147</b>	<b>13,112</b>	<b>0,185</b>	<b>0,237</b>	<b>13,534</b>	<b>0,699</b>	<b>12,835</b>
<b>Datos Físicos</b>										
Temperatura (°C)	15	15	60	50	50	15	15	60	50	50
Calor específico (kJ/kg.C)	2,55	2,55	2,01		1,94	2,55	2,55	1,96		1,93
Entalpia (kJ/kg)	38,3	38,3	120,7		97,1	38,3	38,3	117,5		96,5
Potencia (MJ/hora)	47,2	60,4	1841,9	0,0	1273,8	7,1	9,1	1590,3	0,0	1238,2
Densidad (ton/m3)	0,905	0,792	0,912	1,096	0,882	0,905	0,792	0,882	0,943	0,878
Flujo volúmico (m3/hora)	1,364	1,995	16,729	1,959	14,867	0,205	0,299	15,348	0,742	14,610
Viscosidad aproximada (ssu)	20,0	20,0	100,0	128,6	180,0	28,0	28,0	120,0	48,6	170,0

N° Flujo	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38
Descripción Flujo	Ester calentado	Agua	Agua caliente	Waste de lavador	Ester lavado	Agua de decantador	Ester de decantador	Estar calentado	Ester calentado	Vapor agua
<b>Composición</b>										
Aceite										
TG	2,962				2,962		2,962	2,962	2,962	
FFA										
Fosfatidos										
Otros (no saponificables)	2,449				2,449		2,449	2,449	2,449	
Agua		61,606	61,606	55,445	6,161	5,853	0,308	0,308	0,308	0,308
Metanol	8,007			8,007						
Catalizador										
Goma										
Jabones	0,024			0,024						
Acido fosforico										
Acido cloridrico										
NaOH										
Sales										
Glicerol										
Metil éster	294,589				294,589		294,589	294,589	294,589	
<b>Total (ton/día)</b>	308,030	61,606	61,606	63,476	306,161	5,853	300,308	300,308	300,308	0,308
<b>Total (ton/hora)</b>	<b>12,835</b>	<b>2,567</b>	<b>2,567</b>	<b>2,645</b>	<b>12,757</b>	<b>0,244</b>	<b>12,513</b>	<b>12,513</b>	<b>12,513</b>	<b>0,013</b>
<b>Datos Físicos</b>										
Temperatura (°C)	70	15	70	70			50	83,99	95	95
Calor específico (kJ/kg.C)	1,90	4,19	4,19	3,98			1,92	1,92	1,92	
Entalpia (kJ/kg)	133,2	62,8	293,0	278,5			95,8	160,9	182,0	
Potencia (MJ/hora)	1709,6	161,2	752,2	736,5	0,0	0,0	1198,3	2012,9	2276,8	0,0
Densidad (ton/m3)	0,878	1,000	1,000	0,974	0,883	1,000	0,881	0,881	0,881	1,000
Flujo volúmico (m3/hora)	14,610	2,567	2,567	2,716	14,445	0,244	14,205	14,205	14,205	0,013
Viscosidad aproximada (ssu)	130,0	31,5	31,5	30,0	140,0	31,5	145,0	100,0	70,0	

N° Flujo	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48
Descripción Flujo	Ester caliente	Ester tibio	Ester BIODIESE L	Glicerol	Acido	Glicerol neutralizado	Acidos grasos libres	Glicerol	Soda caustica	Glicerol de reactor
<b>Composición</b>										
Aceite										
TG	2,962	2,962	<b>2,962</b>							
FFA						0,005	0,005			
Fosfatidos										
Otros (no saponificables)	2,449	2,449	<b>2,449</b>							
Agua					21,698	21,698		21,698	1,200	22,955
Metanol				34,287		36,304		36,304		36,304
Catalizador				3,401						
Goma										
Jabones				0,006						
Acido fosforico										
Acido cloridrico					2,411	0,115		0,115		
NaOH									0,126	
Sales						3,680		3,680		3,864
Glicerol				30,620		30,620		30,620		30,620
Metil éster	294,589	294,589	<b>294,589</b>							
<b>Total (ton/día)</b>	<b>300,000</b>	<b>300,000</b>	<b>300,000</b>	<b>68,313</b>	<b>24,109</b>	<b>92,423</b>	<b>0,005</b>	<b>92,418</b>	<b>1,326</b>	<b>93,743</b>
<b>Total (ton/hora)</b>	<b>12,500</b>	<b>12,500</b>	<b>12,500</b>	<b>2,846</b>	<b>1,005</b>	<b>3,851</b>	<b>0,000</b>	<b>3,851</b>	<b>0,055</b>	<b>3,906</b>
<b>Datos Físicos</b>										
Temperatura (°C)	95	60,9	<b>35</b>							
Calor específico (kJ/kg.C)	1,91	1,91	<b>1,91</b>							
Entalpia (kJ/kg)	181,7	116,6	<b>67,0</b>							
Potencia (MJ/hora)	2271,7	1457,1	836,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Densidad (ton/m3)	0,881	0,881	0,881	1,059	1,047	1,051	0,921	1,051	1,101	1,052
Flujo volúmico (m3/hora)	14,193	14,193	14,193	2,689	0,960	3,662	0,000	3,662	0,050	3,711
Viscosidad aproximada (ssu)	70,0	140,0	270,0	143,6	50,0	98,0		98,0	34,0	96,9

N° Flujo	49	50	51	52	53	54	55	56	V	57	58
Descripción Flujo	Glicerol de estanque	Glicerol calentado	Glicerol 100°C	Vapor saturado	Glicerol final caliente	Glicerol final	Metanol humedo	Metanol y agua	Metanol vapor	Metanol líquido	Agua
<b>Composición</b>											
Aceite											
TG											
FFA											
Fosfatidos											
Otros (no saponificables)											
Agua	22,955	22,955	22,955	82,832	22,955	22,955	82,832	138,277	0,184	0,044	138,233
Metanol	36,304	36,304	36,304		0,057	0,057	36,247	44,253	184,360	44,032	0,221
Catalizador											
Goma											
Jabones							0,024				0,024
Acido fosforico											
Acido cloridrico											
NaOH											
Sales	3,864	3,864	3,864		3,864	3,864					
Glicerol	30,620	30,620	30,620		30,620	30,620					
Metil éster											
<b>Total (ton/día)</b>	<b>93,743</b>	<b>93,743</b>	<b>93,743</b>	<b>82,832</b>	<b>57,497</b>	<b>57,497</b>	<b>119,078</b>	<b>182,554</b>	<b>184,544</b>	<b>44,076</b>	<b>138,478</b>
<b>Total (ton/hora)</b>	<b>3,906</b>	<b>3,906</b>	<b>3,906</b>	<b>3,451</b>	<b>2,396</b>	<b>2,396</b>	<b>4,962</b>	<b>7,606</b>	<b>7,689</b>	<b>1,837</b>	<b>5,770</b>
<b>Datos Físicos</b>											
Temperatura (°C)	15	69,15	100	105	100	16,4363	100	90,33		64,5	100
Calor específico (kJ/kg.C)	2,81	2,81	2,41		2,96	2,96	1,91				
Entalpia (kJ/kg)	42,1	194,0	241,0	2974,5	296,4	48,7	191,2				
Potencia (MJ/hora)	164,4	757,8	941,4	10265,9	710,1	116,7	948,8	0,0		0,0	0,0
Densidad (ton/m3)	1,052	1,052	1,052	1,000	1,217	1,217	0,937	0,950		0,792	1,000
Flujo volúmico (m3/hora)	3,711	3,711	3,711	3,451	1,969	1,969	5,297	8,010		2,319	5,771
Viscosidad aproximada (ssu)	96,9	74,8	61,9		130,8	304,7	25,0	25,0	10,0	10,0	31,5

## ANEXO 3: Descripción de estanques

N°	Codigo	Contenido	Número de estanques	Densidad	Flujo neto		Reserva por estanque	Volumen unitario	Volumen total	Diámetro	Altura
				ton/m3	ton/día	m3/día					
1	T-200	Acido fosfórico (85%)	1	1,685	0,313	0,186	90	17	17	2,06	5,0
2	T-205	Acido HCl (35%)	1	1,164	6,888	5,918	20	118	118	4,64	7,0
3	T-210	Soda caustica (50%)	1	1,534	1,902	1,240	30	37	37	2,96	5,4
4	T-215	Aceite crudo	2	0,921	313,084	340,050	6	2040	4081	14,36	12,6
5	T-220	Aceite refinado	1	0,921	298,687	324,413	2	649	649	9,58	9,0
6	T-225	Metanol	1	0,7918	30,218	38,164	5	191	191	5,81	7,2
7	T-230	Catalizador (sol 30% en metanol)	1	0,974	11,355	11,653	10	117	117	4,54	7,2
8	T-235	Biodiesel intermedio	2	0,880	300,000	340,909	1	341	682	6,94	9,0
9	T-240	Biodiesel	1	0,880	300,000	340,909	10	3409	3409	18,56	12,6
10	T-245	Aditivos (cloud point, anti oxid)	1	1,300	?	?	dato Lurgi	15	15	2,30	3,6
11	T-255	Glicerina proceso int.	1	1,032	68,313	66,173	1,51	100	100	4,85	5,4
12	T-260	Glicerina proceso int.	1	1,052	93,743	89,072	1,12	100	100	4,85	5,4
13	T-265	Glicerina tratada	1	1,217	57,497	47,254	5	236	236	6,46	7,2
14	T-270	Gomas/Lecitina	1	0,950	5,170	5,442	30	163	163	4,81	9,0
15	T-275	Jabon	1	1,500	10,146	6,764	5	34	34	3,46	3,6
16	T-280	AGL	1	0,921	0,005	0,006	100	0,6	1	0,63	1,8
17	T-285	Agua intermedio	1	1	150,905	150,905	1	151	151	5,17	7,2
18	T-290	Agua	1	1	222,30182	222,302	2	445	445	7,93	9,0

N°	Codigo	Superficie suelo	Numero Planchas	Material	Tension material	Hilada 1		Hilada 2		Hilada 3		Hilada 4		Hilada 5		Hilada 6		Hilada 7	
		m2			Mpa	min.	a usar												
1	T-200	6,7		Fibra vidrio															
2	T-205	33,8		Fibra vidrio															
3	T-210	13,8	3	Acero	160	2,71	4	2,46	4	2,21	4								
4	T-215	323,9	7	Acero	160	6,98	10	6,25	8	5,52	8	4,79	6	4,06	6	3,34	4	2,61	4
5	T-220	144,2	5	Acero	160	4,35	4	3,86	4	3,38	4	2,89	4	2,41	4				
6	T-225	53,0	4	Acero	160	2,97	4	2,72	4	2,46	4	2,21	4						
7	T-230	32,4	4	Acero	160	2,93	4	2,69	4	2,45	4	2,20	4						
8	T-235	75,8	5	Acero	160	3,63	4	3,29	4	2,95	4	2,62	4	2,28	4				
9	T-240	541,1	7	Acero	160	8,15	10	7,25	8	6,35	8	5,45	6	4,55	6	3,65	4	2,75	4
10	T-245	8,3	2	Acero	160	2,30	4	2,14	4										
11	T-255	37,0	3	Acero	160	2,78	4	2,51	4	2,23	4								
12	T-260	36,9	3	Acero pintado	160	2,80	4	2,52	4	2,23	4								
13	T-265	65,6	4	Acero pintado	160	3,66	6	3,23	6	2,79	4	2,36	4						
14	T-270	36,3	5	Acero	160	3,22	4	2,96	4	2,71	4	2,46	4	2,21	4				
15	T-275	18,8	2	Acero pintado	160	2,52	8	2,24	8										
16	T-280	0,6	1	Acero	160	2,03	4												
17	T-285	41,9	4	Acero pintado	160	3,09	4	2,81	4	2,52	4	2,24	4						
18	T-290	98,8	5	Acero pintado	160	4,11	4	3,68	4	3,24	4	2,80	4	2,36	4				

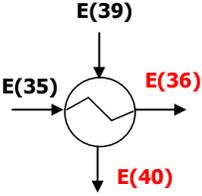
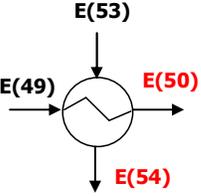
N°	Codigo	Densidad material	Volumen material	Peso manto	Espesor	Volumen total	Masa	Peso estructura	Peso total estanques	Costo construcción estanques
		ton/m3	m3	ton		m3	ton	ton	ton	\$US
1	T-200									2635
2	T-205									10370
3	T-210	7,85	0,20	1,58	8	0,11	0,87	0,37	2,81	51 977
4	T-215	7,85	3,74	29,33	8	2,59	20,34	7,45	114,25	832 969
5	T-220	7,85	1,08	8,51	8	1,15	9,05	2,63	20,20	235 537
6	T-225	7,85	0,53	4,13	8	0,42	3,33	1,12	8,58	145 147
7	T-230	7,85	0,41	3,23	8	0,26	2,03	0,79	6,05	102 770
8	T-235	7,85	0,79	6,17	8	0,61	4,76	1,64	25,13	435 760
9	T-240	7,85	4,83	37,91	8	4,33	33,98	10,78	82,68	537 668
10	T-245	7,85	0,10	0,82	8	0,07	0,52	0,20	1,54	24 470
11	T-255	7,85	0,33	2,59	8	0,30	2,32	0,74	5,65	92 284
12	T-260	7,85	0,33	2,59	8	0,30	2,32	0,74	5,64	92 181
13	T-265	7,85	0,73	5,74	8	0,53	4,12	1,48	11,34	168 561
14	T-270	7,85	0,54	4,27	8	0,29	2,28	0,98	7,53	130 131
15	T-275	7,85	0,31	2,46	8	0,15	1,18	0,55	4,19	43 230
16	T-280	7,85	0,01	0,11	8	0,00	0,04	0,02	0,17	2 456
17	T-285	7,85	0,47	3,67	8	0,34	2,63	0,95	7,25	123 158
18	T-290	7,85	0,90	7,04	8	0,79	6,20	1,99	15,24	262 392
<b>Total</b>										<b>3 293 697</b>

**ANEXO 4: Descripción de los equipos principales**

	Equipo	N°	Piso	Cantidad Flujo		Densidad Flujo	Volumen teórico	Dimensiones		Material	Presión max en equipo	Espesor teórico
				N°	ton/hora	m3/hora	ton/m3	m3	L o H (m)			
Refinación	Calentador de aceite	E.Al.202	2	13,05	14,17	0,92	1,27	5,00	0,57			
	Reactor degumming	R.PT.210	2	13,32	14,44	0,92	10,83	3,80	1,90	Acero inox	19,69	1,02
	Calentador de aceite	E.PT.223	1	0,00	0,00	0,00	1,54	5,00	0,63			
	Reactor Refinación	R.PT.225	1	15,14	16,13	0,94	1,61	2,02	1,01	Acero inox	17,39	0,48
	Calentador de aceite	E.PT.232	0	12,46	13,53	0,92	1,16	5,00	0,54			
Transesterificación	Reactor #1	R.Re.310	2	15,26	16,73	0,91	16,73	4,40	2,20	Acero inox	20,40	1,22
	Decantador #1	S.Re.315	1	15,26	16,73	0,91	3,28	1,00	2,04	Acero	15,99	0,89
	Reactor #2	R.Re.320	0	13,53	15,35	0,88	15,35	4,27	2,14	Acero inox	20,05	1,16
	Decantador #2	S.Re.325	2	13,53	15,35	0,88	11,21	1,00	3,78	Acero	15,95	1,64
	Calentador	E.TB.327	1	13,53	15,41	0,88	0,60	5,00	0,39			
	Columna de lavado	D.TB.330	1	15,40	17,14	0,90	8,57	5,59	1,40	Acero inox	21,84	0,83
	Calentador	E.TB.332	1	2,57	2,57	1,00	0,62	5,00	0,40			
	Decantador agua	S.TB.335	0	12,76	14,44	0,88	4,91	1,00	2,50	Acero inox	15,95	1,08
	Economizador	E.TB.338	0	12,51	14,21	0,88	5,02	7,00	0,96			
	Calentador	E.TB.339	0	12,51	14,21	0,88	0,49	5,00	0,35			
	Enfriador	E.TB.342	0	12,50	14,19	0,88	4,01	7,00	0,85			
	Pos proceso	Reactor FFA	R.TG.405	2	3,85	3,66	1,05	3,66	2,65	1,33	Acero inox	18,66
Decantador		S.TG.415	1	3,85	3,66	1,05	4,91	1,00	2,50	Acero inox	16,19	1,10
Reactor Neutralizacion pH		R.TG.420	0	3,91	3,71	1,05	0,62	1,47	0,73	Acero inox	16,89	0,34
Economizador		E.TG.424	0	3,91	3,71	1,05	4,25	7,00	0,88			
Calentador		E.TG.425	0	3,91	3,71	1,05	1,00	5,00	0,50			
Stripper		D.TG.430	0	3,91	3,71	1,05	1,33	1,89	0,95	Acero inox	75,53	1,94
Columna de rectificación		D.TS.435	0	7,61	8,01	0,95	16,97	11,44	0,95	Acero inox		
Reboiler		D.TS.437	0	5,77	5,77	1,00	1,05	5,00	0,52			
Condensador		E.TS.439	0	7,69	9,71	0,79	0,81	5,00	0,45			

	Equipo	N°	Espesor real	Area exterior	Area a aislar	Precio aislante P1	Volumen material	Densidad	Peso equipo	Precio unitario material	Precio material P2	Costo total equipo P1+P2
			mm	m2	m2	USD	m3	ton/m3	ton	US\$/ton	USD	USD
Refinación	Calentador de aceite	E.Al.202		9,59	10,5	833					16137	<b>16 970</b>
	Reactor degumming	R.PT.210	5,00	28,41	31,3	2469	0,151	7,96	1,20	23400	28046	<b>30 515</b>
	Calentador de aceite	E.PT.223		10,62	11,7	923					21514	<b>22 437</b>
	Reactor Refinación	R.PT.225	5,00	8,00	8,8	695	0,042	7,96	0,34	23400	7893	<b>8 588</b>
	Calentador de aceite	E.PT.232		9,13	10,0	793					15031	<b>15 825</b>
Transesterificación	Reactor #1	R.Re.310	5,00	37,96	41,8	3299	0,201	7,96	1,60	23400	73066	<b>76 365</b>
	Decantador #1	S.Re.315	5,00	12,98	14,3	1128	0,075	7,85	0,59	2054	1205	<b>2 332</b>
	Reactor #2	R.Re.320	5,00	35,84	39,4	3115	0,190	7,96	1,51	23400	68997	<b>72 112</b>
	Decantador #2	S.Re.325	5,00	34,29	37,7	2980	0,205	7,85	1,61	2054	3307	<b>6 286</b>
	Calentador	E.TB.327		6,45	7,1	560					7126	<b>7 686</b>
	Columna de lavado	D.TB.330	5,00	27,58	30,3	2397	0,142	7,96	1,13	23400	26541	<b>28 938</b>
	Calentador	E.TB.332		6,56	7,2	570					22740	<b>23 310</b>
	Decantador agua	S.TB.335	5,00	17,67	19,4	1536	0,103	7,96	0,82	23400	19201	<b>20 736</b>
	Economizador	E.TB.338		22,88	25,2	1988	0,808				77697	<b>79 685</b>
	Calentador	E.TB.339		5,79	6,4	503					19674	<b>20 177</b>
	Enfriador	E.TB.342		20,27	22,3	1762					122710	<b>124 472</b>
	Pos proceso	Reactor FFA	R.TG.405	5,00	13,80	-	-	0,073	7,96	0,58	23400	13626
Decantador		S.TG.415	5,00	17,67	-	-	0,103	7,96	0,82	23400	19201	<b>19 201</b>
Reactor Neutralizacion pH		R.TG.420	5,00	4,22	-	-	0,022	7,96	0,18	23400	4168	<b>4 168</b>
Economizador		E.TG.424		20,92	23,0	1818	0,702				127186	<b>129 004</b>
Calentador		E.TG.425		8,45	9,3	734					24597	<b>25 332</b>
Stripper		D.TG.430	5,00	7,03	7,7	611	0,037	7,96	0,30	23400	6937	<b>7 548</b>
Columna de rectificación		D.TS.435		35,63	39,2	3096					82538	<b>85 634</b>
Reboiler		D.TS.437		8,68	9,5	754					24259	<b>25 013</b>
Condensador		E.TS.439		7,55	8,3	656					23832	<b>24 488</b>
<b>Total</b>											<b>890 447</b>	

**ANEXO 5: Descripción de los economizadores de calor**

N° Equipo Codigo TAG Tipo Equipo	1 E.TB.338 Economizador éster	2 E.TG.424 Economizador glicerol
Intercambio de calor		
<b>Balance de potencia</b>	$E(35)+E(38)=E(36)+E(38')$	$E(47)+E(51)=E(48)+E(52)$
<b>Fluido frío</b>		
t1 (°C)	50	15
c (kJ/kg.C)	1,92	2,81
w (kg/hr)	12512,8	3906,0
<b>Fluido caliente</b>		
T1 (°C)	95	100
C (kJ/kg.C)	1,91	2,96
W (kg/hr)	12500,0	2395,7
R	1,0022	1,5432
U (W/m2.K)	68,75	68,75
A (m2) - dato a elegir	<b>300</b>	<b>250</b>
UA/wc	3,098	5,646
T2 (°K)	334,083	289,586
T2 (°C)	60,9	16,4
t2 (°C)	84,0	69,1
Eficiencia equipo	0,95	0,95
Area real a utilizar (m2)	315,789	263,158
Largo tubo (m)	6,000	6,000
diametro exterior tubo (m)	0,025	0,025
Area tubo (m2)	0,479	0,479
Numero tubos	660	550
espesor tubos (m)	0,002	0,002
area seccion tubos (m2)	0,00012	0,00012
volumen material tubos (m3)	0,487	0,406
Diametro interior shell (m)	0,940	0,864
Espesor shell (m)	0,016	0,016
volumen material shell (m3)	0,286	0,263
espacio entre baffle (m)	0,56	0,52
numero de baffle	10	11
cruce de baffles	11	12
espesor baffles (m)	0,01	0,01
volumen material baffles (m3)	0,035	0,032
Material shell + baffle	Acero	Acero inoxidable
densidad material (ton/m3)	7,850	7,850
masa shell + baffles (ton)	2,517	2,319
masa shell+baffles x1,25 (ton)	3,146	2,898
Costo material UD/ton	2054	23400
Costo shell+baffles USD	6463	67825
Material tubos	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Largo de tubo total (m)	3957	3298
Precio unitario USD/m	12	12
Costo tubos USD	47489	39574
Costo tubos y montaje USD	71234	59362
<b>Costo total</b>	<b>77697</b>	<b>127186</b>
volumen equipo (m3)	5,02	4,25
largo (m)	7,000	7,000
diametro exterior (m)	0,956	0,879
Area exterior (m2)	22,9	20,9

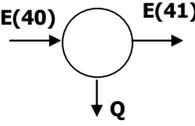
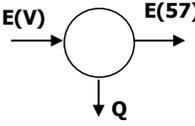
**ANEXO 6: Descripción de los calentadores**

N° Equipo Codigo TAG Tipo Equipo	1 E.AI.202 Calentador	2 E.PT.223 Calentador	3 E.PT.232 Calentador	4 R.Re.310 Reactor	5 R.Re.320 Reactor
Intercambio de calor					
<b>Balance de potencia</b>	$E(1)+Q=E(2)$	$E(9)+E(10)+E(11)+Q=E(12)$	$E(14)+Q=E(15)$	$E(18)+E(19)+E(20)+Q=E(21)$	$E(23)+E(24)+E(25)+Q=E(26)$
Potencia requerida q (MJ/hora)	1372,55	1876,36	834,94	1377,13	300,39
Potencia neta requerida q (kW)	381,26	521,21	231,93	382,54	83,44
Potencia total requerida Q (kW)	400,33	547,27	243,52	401,66	87,61
Vapor saturado a 4 bar (kg/s)	0,188	0,257	0,114	0,188	0,041
Vapor saturado a 4 bar (ton/hora)	0,676	0,923	0,411	0,678	0,148
Temperatura entrada (°C)	15	15	60	15	50
Temperatura salida (°C)	70	70	95	60	60
Temperatura vapor (°C)	143,6	143,6	143,6	143,6	143,6
DeltaT1	128,6	128,6	83,6	128,6	93,6
DeltaT2	73,6	73,6	48,6	83,6	83,6
Fc	0,95	0,95	0,95	1,95	2,95
DeltaTml	93,628	93,628	61,299	203,755	261,092
U0 (W/m²K)	68,750	68,750	68,750	68,750	68,750
A0 teorico (m²)	62,192	85,021	57,785	28,673	4,881
Largo tubo (m)	4,000	4,000	4,000	-	-
diametro exterior tubo (m)	0,025	0,025	0,025	-	-
Area tubo (m2)	0,319	0,319	0,319	-	-
Numero tubos	195	266	181	-	-
espesor tubos (m)	0,002	0,002	0,002	-	-
area seccion tubos (m2)	0,00012	0,00012	0,00012	-	-
volumen material tubos (m3)	0,096	0,131	0,089	-	-
Diametro interior shell (m)	0,559	0,616	0,533	2,208	2,146
Espesor shell (m)	0,010	0,010	0,010	0,005	0,005
volumen material shell (m3)	0,091	0,101	0,087	0,153	0,144
espacio entre baffle	0,33528	0,36957	0,32004	-	-
numero baffle	11	10	11	-	-
cruces de baffle	12	11	12	-	-
espesor baffles (m)	0,01	0,01	0,01	-	-
volumen baffles (m3)	0,013488553	0,014898783	0,01229019	-	-
Material shell+baffles	acero	Acero	acero	acero inoxidable	acero inoxidable
densidad material (ton/m3)	7,850	7,850	7,850	7,960	7,960
1,25 masa shell+baffles (ton)	1,026	1,137	0,972	1,521	1,437
Costo Unitario US\$/ton	2054,000	2054,000	2054,000	23400,000	23400,000
Costo Shell + Baffles USD	2108,078	2335,158	1996,455	35593,096	33614,476
Material tubos	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	-	-
Largo de tubo total (m)	779,388	1065,476	724,153	-	-
Precio unitario USD/m	12,000	12,000	12,000	-	-
Costo tubos USD	9352,658	12785,713	8689,837	-	-
Costo tubos y montaje USD	14028,986	19178,569	13034,755	-	-
<b>Costo total material y proceso USD</b>	<b>16 137</b>	<b>21 514</b>	<b>15 031</b>	<b>35 593</b>	<b>33 614</b>
volumen equipo (m3)	1,27	1,54	1,16	16,92	15,53
largo (m)	5,000	5,000	5,000	4,397	4,272
diametro exterior (m)	0,568	0,625	0,543	2,213	2,151
Area exterior (m2)	9,586791932	10,62382125	9,130171689	30,5743208	28,87469508

**ANEXO 6: Descripción de los calentadores**

Nº Equipo Codigo TAG Tipo Equipo	6 E.TB.327 Calentador	7 E.AI.332 Calentador	8 E.TB.339 Calentador	9 E.TG.425 Calentador	10 D.TS.437 Reboiler
Intercambio de calor					
Balance de potencia	$E(28)+Q=E(29)$	$E(30)+Q=E(31)$	$E(36)+Q=E(36')$	$E(50)+Q=E(51)$	$E(L)+Q=E(V')$
Potencia requerida q (MJ/hora)	471,43	590,98	263,86	183,67	5030,09
Potencia neta requerida q (kW)	130,95	164,16	73,29	51,02	1397,25
Potencia total requerida Q (kW)	137,50	172,37	76,96	53,57	1467,11
Vapor saturado a 4 bar (kg/s)	0,064	0,081	0,036	0,025	0,688
Vapor saturado a 4 bar (ton/hora)	0,232	0,291	0,130	0,090	2,476
Temperatura entrada (°C)	50	15	83,990	69,14963959	
Temperatura salida (°C)	70	70	95	100	
Temperatura vapor (°C)	143,6	143,6	143,6	143,6	
DeltaT1	93,6	128,6	59,60957326	74,45036041	
DeltaT2	73,6	73,6	48,6	43,6	
Fc	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95
DeltaTml	79,040	93,628	51,222	54,773	43,600
U0 (W/m²K)	68,750	68,750	68,750	68,750	3402,987
A0 teorico (m²)	25,304	26,778	21,854	14,226	9,888
Largo tubo (m)	4,000	4,000	4,000	4,000	4,000
diametro exterior tubo (m)	0,025	0,025	0,025	0,025	0,025
Area tubo (m2)	0,319	0,319	0,319	0,319	0,319
Numero tubos	79	84	68	45	31
espesor tubos (m)	0,002	0,002	0,002	0,002	0,002
area seccion tubos (m2)	0,00012	0,00012	0,00012	0,00012	0,00012
volumen material tubos (m3)	0,039	0,041	0,034	0,022	0,015
Diametro interior shell (m)	0,381	0,387	0,343	0,495	0,508
Espesor shell (m)	0,010	0,010	0,010	0,010	0,010
volumen material shell (m3)	0,061	0,062	0,055	0,080	0,082
espacio entre baffle	0,2286	0,23241	0,20574	0,29718	0,3048
numero baffle	16	16	18	12	12
cruces de baffle	17	17	19	13	13
espesor baffles (m)	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
volumen baffles (m3)	0,009120735	0,009427293	0,008311269	0,011560531	0,012160979
Material shell+baffles	acero	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
densidad material (ton/m3)	7,850	7,960	7,960	7,960	7,960
1,25 masa shell+baffles (ton)	0,691	0,714	0,630	0,914	0,941
Costo Unitario US\$/ton	2054,000	23400,000	23400,000	23400,000	23400,000
Costo Shell + Baffles USD	1418,377	16699,828	14744,542	21388,514	22028,433
Material tubos	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Largo de tubo total (m)	317,102	335,584	273,871	178,275	123,917
Precio unitario USD/m	12,000	12,000	12,000	12,000	12,000
Costo tubos USD	3805,226	4027,004	3286,457	2139,298	1487,009
Costo tubos y montaje USD	5707,840	6040,507	4929,686	3208,947	2230,514
<b>Costo total material y proceso USD</b>	<b>7 126</b>	<b>22 740</b>	<b>19 674</b>	<b>24 597</b>	<b>24 259</b>
volumen equipo (m3)	0,60	0,62	0,49	1,00	1,05
largo (m)	5,000	5,000	5,000	5,000	5,000
diametro exterior (m)	0,391	0,397	0,352	0,505	0,518
Area exterior (m2)	6,445782689	6,555738412	5,789506633	8,450181723	8,676186325

**ANEXO 7: Descripción de los enfriadores**

N° Equipo Codigo TAG Tipo Equipo	1 E.TB.342 Enfriador	2 E.TS.439 Condensador
<b>Intercambio de calor</b>		
<b>Balance de potencia</b>	$E(40)=E(41)+Q$	$E(V)=E(57)+Q$
<b>Potencia extraida q (MJ/hora)</b>	620,13	7760,43
<b>Potencia neta extraida q (kW)</b>	172,26	2155,68
<b>Potencia total extraida Q (kW)</b>	180,87	2263,46
Entalpia agua 30°C (kJ/kg)	125,9	125,9
Entalpia agua 40°C (kJ/kg)	167,6	167,6
Diferencia entalpia (kJ/kg)	41,7	41,7
<b>Agua enfriamiento (kg/s)</b>	4,337	54,280
<b>Agua enfriamiento (ton/hora)</b>	15,615	195,407
<b>Agua enfriamiento (m3/hora)</b>	15,615	195,407
Temperatura entrada (°C) T1	60,93320494	64,5
Temperatura salida (°C) T2	35	64,5
Temperatura agua entrada (°C) t1	30	30
Temperatura agua salida (°C) t2	40	40
DeltaT1	20,93320494	34,5
DeltaT2	5	24,5
Fc	0,95	0,95
DeltaTml	10,57	27,75
U0 (W/m²K)	68,75	2126,87
A0 teorico (m²)	248,875	38,344
Largo tubo (m)	6,000	4,000
diametro exterior tubo (m)	0,025	0,025
Area tubo (m2)	0,479	0,319
Numero tubos	520	120
espesor tubos (m)	0,002	0,002
area seccion tubos (m2)	0,00012	0,00012
volumen tubos (m3)	0,384	0,059
Diametro interior shell (m)	0,838	0,445
Espesor shell (m)	0,016	0,010
volumen shell (m3)	0,256	0,054
espacio entre baffle (m)	0,503	0,267
numero de baffle	11	14
cruce de baffles	12	15
espesor baffle (m)	0,01	0,01
volumen baffles (m3)	0,030	0,011
Material shell+baffles	acero inoxidable	acero inoxidable
Costo material USD/ton	23400	23400
masa volumica (ton/m3)	7,960	7,960
1,25 masa shell+baffles (ton)	2,845	0,649
Costo Shell + baffles USD	66571	15182
Material tubos	acero inoxidable	acero inoxidable
Largo de tubo total (m)	3118,870	480,524
Precio unitario USD/m	12,000	12,000
Costo tubos USD	37426	5766
Costo tubos y montaje USD	56140	8649
<b>Costo fabricacion equipo USD</b>	<b>122710</b>	<b>23832</b>
volumen equipo (m3)	4,01	0,81
largo (m)	7,000	5,000
diametro exterior (m)	0,854	0,454
Area exterior (m2)	20,3	7,6

**ANEXO 8: Descripción de los equipos de bombeo**

	Descripción	N° equipo	Densidad	Cantidad Flujo		Caudal	Viscosidad	Pipe size	Perdida carga agua	Perdida carga real	Largo cañería	Válvula globo	
			Flujo	ton/m3	ton/hora	m3/hora	GPM	ssu	inch	psi/foot	psi/foot	m	numero
Refinación	Bomba aceite crudo	B.Al.201	0,92	13,045	14,169	63,0	400,0	2,50	0,0360	0,033	100	1	68,0
	Bomba ácido fosfórico	B.Al.203	1,69	0,013	0,008	0,034	600,0			0,000	100	1	
	Bomba agua	B.Al.204	1,00	2,482	2,482	11,0	31,5	1,25	0,0100	0,010	100	1	38,0
	Bomba aceite y gomas	B.PT.212	0,92	13,319	14,437	64,2	380,0	2,50	0,0380	0,035	70	1	68,0
	Bomba gomas	B.PT.217	0,94	0,215	0,229	1,02	9443,5	1,00	0,7000	0,659	100	1	27,0
	Bomba agua	B.PT.218	1,00	0,250	0,250	1,1	32,0	1,00	0,0010	0,001	100	1	27,0
	Bomba soda caustica	B.Al.220	1,53	0,069	0,045	0,20	100,0			0,000	100	1	
	Bomba mezcla aceite	B.PT.222	0,94	15,144	16,193	72,0	165,0	2,50	0,0320	0,030	70	1	68,0
	Bomba aceite y jabones	B.PT.227	0,94	15,144	16,134	71,7	81,5	2,50	0,0270	0,025	70	1	68,0
	Bomba borra	B.PT.231	1,02	2,687	2,631	11,7	125,0	1,25	0,0240	0,025	100	1	38,0
Transesterificación	Bomba aceite refinado	B.PT.236	0,92	12,445	13,517	60,1	70,0	2,50	0,0190	0,017	100	1	68,0
	Bomba aceite refinado	B.Al.301	0,92	12,445	13,517	60,1	400,0	2,50	0,0360	0,033	100	1	68,0
	Bomba catalizador	B.Al.302	0,97	0,411	0,422	1,9	150,0	1,00	0,0105	0,010	100	1	27,0
	Bomba metanol	B.Al.304	0,79	2,403	3,034	13,5	32,0	1,50	0,0063	0,005	100	1	44,0
	Bomba glicerina cruda	B.Re.316	1,10	2,147	1,959	8,7	128,6	1,25	0,0170	0,019	100	1	38,0
	Bomba aceite-biodiesel	B.Re.322	0,88	13,534	15,348	68,2	120,0	2,50	0,0280	0,025	70	1	68,0
	Bomba glicerina cruda	B.Re.326	0,94	0,699	0,742	3,3	48,6	1,25	0,0020	0,002	100	1	38,0
	Bomba agua	B.TB.331	1,00	2,567	2,567	11,4	31,5	1,25	0,0100	0,010	100	1	38,0
	Bomba agua y metanol	B.TB.333	0,97	2,645	2,716	12,1	30,0	1,25	0,0100	0,010	100	1	38,0
	Bomba agua	B.TB.336	1,00	0,244	0,244	1,1	31,5	1,00	0,0010	0,001	100	1	27,0
Pos proceso	Bomba éster	B.TB.337	0,88	12,513	14,205	63,1	145,0	2,50	0,0210	0,018	70	1	68,0
	Bomba éster	B.TB.341	0,88	12,500	14,193	63,1	70,0	2,50	0,0190	0,017	70	1	68,0
	Bomba éster	B.TB.346	0,88	12,500	14,193	63,1	270,0	2,50	0,0260	0,023	100	1	68,0
	Bomba éster final	B.TB.356	0,88	12,500	14,193	63,1	270,0	2,50	0,0260	0,023	70	1	68,0
	Bomba glicerina cruda	B.TG.401	1,06	2,846	2,689	12,0	143,6	1,25	0,0270	0,029	100	1	38,0
	Bomba ácido clorhídrico	B.Al.407	1,16	0,287	0,247	1,1	200,0	1,00	0,0140	0,016	100	1	27,0
	Bomba agua	B.Al.408	1,00	0,762	0,762	3,4	31,5	1,25	0,0011	0,001	100	1	38,0
	Bomba soda caustica	B.Al.418	1,53	0,010	0,007	0,030	60,0			0,000	100	1	
	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.422	1,05	3,906	3,711	16,5	96,9	1,50	0,0160	0,017	100	1	44,0
	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.423	1,05	3,906	3,711	16,5	96,9	1,50	0,0160	0,017	100	1	44,0
Bomba glicerina final	B.TG.434	1,22	2,396	1,969	8,8	130,8	1,25	0,0170	0,021	125	1	38,0	
Bomba agua a reboiler	B.TS.436	1,00	8,001	8,003	35,6	31,5	2,00	0,0110	0,011	25	1	53,0	
Bomba metanol líquido	B.TS.438	1,00	7,689	7,691	34,2	32,0	2,00	0,0110	0,011	25	1	53,0	
Bomba agua	B.TS.440	1,00	5,770	5,771	25,7	31,5	2,00	0,0058	0,006	125	1	53,0	
Bomba agua	B.TS.446	1,00	6,014	6,015	26,7	31,5	2,00	0,0058	0,006	100	1	53,0	

	Descripción	N° equipo	Codo estándar		Roce piping	Hinit	Hfin	Altura total H		Intercambiadore	Delta presión	Altura total	Factor de diseño	Altura diseño	Eficiencia bomba
			numero	feet of pipe	psi			m	psi	psi	psi	psi	%	psi	
Refinación	Bomba aceite crudo	B.Al.201	6	6,5	15,7	0,5	16,3	15,8	20,7	10,0		46,3	25	57,9	0,5
	Bomba ácido fosfórico	B.Al.203			0,0	0,5	16,3	15,8	37,8			37,8	25	47,3	0,5
	Bomba agua	B.Al.204		3,6	3,7		16,3	16,3	23,2			26,8	25	33,5	0,5
	Bomba aceite y gomas	B.PT.212	6	6,5	12,8	12,5	13,5	1,0	1,3			14,1	25	17,6	0,5
	Bomba gomas	B.PT.217	6	2,7	259,9	6,5	9,0	2,5	3,3			263,2	25	329,1	0,5
	Bomba agua	B.PT.218	6	2,7	0,4			0,0	0,0			0,4	25	0,5	0,5
	Bomba soda caustica	B.Al.220			0,0		0,0	0,0				0,0	25	0,0	0,5
	Bomba mezcla aceite	B.PT.222	4	6,5	10,4	6,5	8,5	2,0	2,7	10,0		23,0	25	28,8	0,5
	Bomba aceite y jabones	B.PT.227	4	6,5	8,7	6,5	8,0	1,5	2,0			10,7	25	13,4	0,5
	Bomba borra	B.PT.231	6	3,6	9,3	6,5	3,6	-2,9	-4,2			5,1	25	6,4	0,5
Transesterificación	Bomba aceite refinado	B.PT.236	6	6,5	8,3	0,5	9,0	8,5	11,1		3,0	22,4	25	28,0	0,5
	Bomba aceite refinado	B.Al.301	6	6,5	15,7	0,5	16,9	16,4	21,4			37,1	25	46,4	0,5
	Bomba catalizador	B.Al.302	6	2,7	3,9	0,5	16,9	16,4	22,7		3,0	29,6	25	37,0	0,5
	Bomba metanol	B.Al.304	6	4,5	2,5	0,5	16,9	16,4	18,4		3,0	24,0	25	29,9	0,5
	Bomba glicerina cruda	B.Re.316	6	3,6	6,6	6,5	5,4	-1,1	-1,7			4,9	25	6,1	0,5
	Bomba aceite-biodiesel	B.Re.322	4	6,5	9,1	0,5	13,5	13,0	16,3			25,3	25	31,7	0,5
	Bomba glicerina cruda	B.Re.326	6	3,6	0,8	12,5	5,4	-7,1	-9,5			-8,7	25	-10,9	
	Bomba agua	B.TB.331	6	3,6	3,9	0,5	12,1	11,6	16,5	10,0		30,3	25	37,9	0,5
	Bomba agua y metanol	B.TB.333	6	3,6	3,9	6,5	5,3	-1,2	-1,6			2,3	25	2,9	
	Bomba agua	B.TB.336	6	2,7	0,4	0,5	7,2	6,7	9,5			9,9	25	12,4	
Pos proceso	Bomba éster	B.TB.337	4	6,5	6,8	0,5	2,0	1,5	1,9	20,0		28,7	25	35,8	0,5
	Bomba éster	B.TB.341	4	6,5	6,1	0,5	1,5	1,0	1,3	20,0		27,4	25	34,3	0,5
	Bomba éster	B.TB.346	4	6,5	11,0	0,5	9,0	8,5	10,6		3,0	24,6	25	30,8	0,5
	Bomba éster final	B.TB.356	6	6,5	8,8	0,5	12,6	12,1	15,1			23,9	25	29,9	0,5
	Bomba glicerina cruda	B.TG.401	6	3,6	10,5	0,5	15,2	14,7	22,0			32,5	25	40,6	0,5
	Bomba ácido clorhídrico	B.Al.407	6	2,7	5,2	0,5	15,2	14,7	24,2			29,4	25	36,8	0,5
	Bomba agua	B.Al.408	8	3,6	0,4	0,5	15,2	14,7	20,8			21,2	25	26,6	0,5
	Bomba soda caustica	B.Al.418			0,0	0,5	2,0	1,5	3,2			3,2	25	4,0	0,5
	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.422	6	4,5	6,4	0,5	5,4	4,9	7,3			13,7	25	17,1	0,5
	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.423	6	4,5	6,4	0,5	2,4	1,9	2,8	20,0	43,5	72,7	25	90,9	0,5
Bomba glicerina final	B.TG.434	6	3,6	8,0	0,5	7,2	6,7	11,6	10,0		29,6	25	37,0	0,5	
Bomba agua a reboiler	B.TS.436	4	5,2	1,7	0,5	1,0	0,5	0,7			2,4	25	3,1	0,5	
Bomba metanol líquido	B.TS.438	8	5,2	1,9	0,5	1,0	0,5	0,6			2,6	25	3,2	0,5	
Bomba agua	B.TS.440	6	5,2	2,9	0,5	7,2	6,7	9,5			12,4	25	15,5	0,5	
Bomba agua	B.TS.446	6	5,2	2,4	0,5	9,0	8,5	12,1			14,5	25	18,1	0,5	

## ANEXO 8: Descripción de los equipos de bombeo

### Resultados para bombas

	Descripción	N° equipo	BHP	Factor de servicio	Potencia motor		Tipo	Caudal	Costo
					HP	kW			
Refinación	Bomba aceite crudo	B.Al.201	4,253	1,15	4,89	3,65	Desplac.+	14,17	3 500
	Bomba ácido fosfórico	B.Al.203	0,002	1,15	0,00	0,00	Dosificadora	0,01	2 000
	Bomba agua	B.Al.204	0,431	1,15	0,50	0,37	Centrifug.	2,48	3 000
	Bomba aceite y gomas	B.PT.212	1,319	1,15	1,52	1,13	Desplac.+	14,44	3 500
	Bomba gomas	B.PT.217	0,390	1,15	0,45	0,33	Centrifug.	0,23	3 000
	Bomba agua	B.PT.218	0,001	1,15	0,00	0,00	Centrifug.	0,25	3 000
	Bomba soda caustica	B.Al.220	0,000	1,15	0,00	0,00	Centrifug.	0,04	3 000
	Bomba mezcla aceite	B.PT.222	2,417	1,15	2,78	2,07	Desplac.+	16,19	3 500
	Bomba aceite y jabones	B.PT.227	1,122	1,15	1,29	0,96	Desplac.+	16,13	3 500
	Bomba borra	B.PT.231	0,087	1,15	0,10	0,07	Centrifug.	2,63	3 000
Transesterificación	Bomba aceite refinado	B.PT.236	1,960	1,15	2,25	1,68	Desplac.+	13,52	3 500
	Bomba aceite refinado	B.Al.301	3,250	1,15	3,74	2,79	Desplac.+	13,52	3 500
	Bomba catalizador	B.Al.302	0,081	1,15	0,09	0,07	Centrifug.	0,42	3 000
	Bomba metanol	B.Al.304	0,471	1,15	0,54	0,40	Centrifug.	3,03	3 000
	Bomba glicerina cruda	B.Re.316	0,062	1,15	0,07	0,05	Centrifug.	1,96	3 000
	Bomba aceite-biodiesel	B.Re.322	2,520	1,15	2,90	2,16	Desplac.+	15,35	3 500
	Bomba glicerina cruda	B.Re.326					Centrifug.	0,74	3 000
	Bomba agua	B.TB.331	0,504	1,15	0,58	0,43	Centrifug.	2,57	3 000
	Bomba agua y metanol	B.TB.333					Centrifug.	2,72	3 000
	Bomba agua	B.TB.336					Centrifug.	0,24	3 000
	Bomba éster	B.TB.337	2,639	1,15	3,03	2,26	Desplac.+	14,21	3 500
	Bomba éster	B.TB.341	2,520	1,15	2,90	2,16	Desplac.+	14,19	3 500
	Bomba éster	B.TB.346	2,263	1,15	2,60	1,94	Desplac.+	14,19	3 500
	Bomba éster final	B.TB.356	2,197	1,15	2,53	1,88	Desplac.+	14,19	3 500
	Bomba glicerina cruda	B.TG.401	0,566	1,15	0,65	0,49	Centrifug.	2,69	3 000
	Bomba ácido clorhídrico	B.Al.407	0,047	1,15	0,05	0,04	Centrifug.	0,25	3 000
	Bomba agua	B.Al.408	0,105	1,15	0,12	0,09	Centrifug.	0,76	3 000
Pos proceso	Bomba soda caustica	B.Al.418	0,000	1,15	0,00	0,00	Dosificadora	0,01	2 000
	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.422	0,330	1,15	0,38	0,28	Centrifug.	3,71	3 000
	Bomba glicerina neutralizada	B.TG.423	1,748	1,15	2,01	1,50	Centrifug.	3,71	3 000
	Bomba glicerina final	B.TG.434	0,377	1,15	0,43	0,32	Centrifug.	1,97	3 000
	Bomba agua a reboiler	B.TS.436	0,127	1,15	0,15	0,11	Centrifug.	8,00	3 000
	Bomba metanol líquido	B.TS.438	0,129	1,15	0,15	0,11	Centrifug.	7,69	3 000
	Bomba agua	B.TS.440	0,463	1,15	0,53	0,40	Centrifug.	5,77	3 000
	Bomba agua	B.TS.446	0,564	1,15	0,65	0,48	Centrifug.	6,02	3 000
					<b>Total</b>	<b>28,25</b>	<b>Total</b>	total	<b>108 500</b>

### Estimación de cañerías

Tipo Cañería	Largo total m	D int m	Espesor m	Volumen m3	Material	Densidad ton/m3	Peso ton	Valor \$/m	Costo \$
Cañería 1 pulg.	500	0,027	0,0034	0,159	Acero	7,85	1,251	1266	633 000
Cañería 1,25 pulg.	925	0,035	0,0036	0,399	Acero	7,85	3,132	1717	1 588 225
Cañería 1,5 pulg.	300	0,041	0,0037	0,155	Acero	7,85	1,215	2052	615 600
Cañería 2 pulg.	275	0,053	0,0039	0,191	Acero	7,85	1,497	2756	757 900
Cañería 2,5 pulg.	890	0,063	0,0052	0,978	Acero	7,85	7,681	4003	3 562 670
								<b>Total</b>	<b>7 157 395</b>

**ANEXO 9: Otros equipos****Detalle de los otros equipos.**

	Equipo	N° equipo	Cantidad Flujo		Densidad Flujo	Volumen	Potencia	Consumo eléctrico	Precio	Precio total
			ton/hora	m3/hora	ton/m3	m3	HP	kW	\$US	\$US
Refinación	Agitador mezclador	A.PT.211	-	-	0,92	10,8	26,0	19,4		15 000
	Centrifugador	S.PT.215	13,32	14,44	0,92	-	15,3	11,4	66 663	86 662
	Centrifugador	S.PT.216	0,47	0,48	0,97	-	1,0	0,7	20 992	27 290
	Mezclador estático en línea	A.PT.219	15,14	16,19	0,94	-		0,0		2 000
	Mezclador estático en línea	A.AI.221	0,36	0,33	1,10	-		0,0		2 000
	Agitador mezclador	A.PT.226	-	-	0,94	1,6	6,9	5,1		10 000
	Centrifugador	S.PT.230	15,14	16,13	0,94	-	16,7	12,5	72 216	93 881
	Secador por vacío	D.PT.235	12,46	13,53	0,92	-		0,0	61 871	80 433
Transesterificación	Filtro aceite	S.PT.237	12,45	13,52	0,92	-		0,0		2 500
	Filtro catalizador	S.AI.303	9,87	10,13	0,97	-		0,0		2 500
	Filtro metanol	S.AI.305	66,30	83,74	0,79	-		0,0		2 500
	Mezclador estático en línea	A.AI.306	1,42	1,57	0,91	-		0,0		2 000
	Agitador mezclador	A.Re.311	-	-	0,91	16,7	35,3	26,3		20 000
	Agitador mezclador	A.Re.321	-	-	0,88	15,3	33,2	24,8		20 000
	Secador por vacío	D.TB.340	12,51	14,21	0,88	-		0,0	62 094	80 723
	Filtro Biodiesel	S.TB.347	12,50	14,19	0,88	-		0,0		3 000
Pos proceso	Mezclador estático en línea	A.TB.350	12,50	14,19	0,88	-		0,0		2 000
	Agitador mezclador	A.TG.406	-	-	1,05	3,7	12,2	9,1		15 000
	Mezclador estático en línea	A.AI.409	1,00	0,96	1,05	-		0,0		2 000
	Mezclador estático en línea	A.AI.419	0,06	0,05	1,10	-		0,0		2 000
	Agitador mezclador	A.TG.421	-	-	1,05	0,6	3,5	2,6		10 000
Total (kW)								<b>112,0</b>	Total \$US	<b>481 488</b>

En rojo aparecen los datos sin confirmación o de estimación propia.

**Equipos similares (para el método de Chilton).**

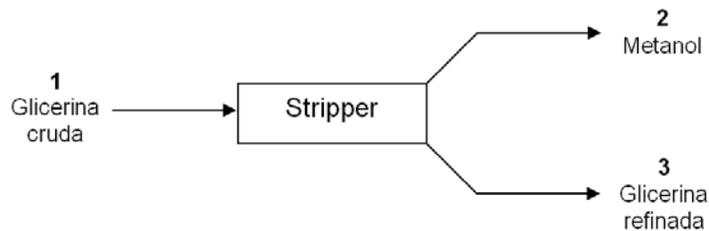
Equipo	Coeficiente n	Cantidad Flujo		Densidad Flujo	Volumen	Potencia	Consumo eléctrico	Precio	Fabricante
		ton/hora	m3/hora	ton/m3	m3	HP	kW	US\$	
Secador por vacío	0,8	10						51900	BioKing
Centrifuga			1					16000	BioKing
			2					36000	BioKing
			40					135000	BioKing
			50					195000	BioKing
	0,8		1,13			2			Pacific Centrifuge
Mezclador					1,000		1,1		BioKing
					20,000	40			

## Anexo 10: Memoria de cálculo - Stripper y Columna de rectificación

Este anexo describe como se calcularon los equipos principales que aparecen en el párrafo 6 del capítulo "Diseño conceptual de la planta".

### Stripper glicerol-metanol

El arrastre por vapor se calcula según el método descrito en M. Van Winkle, Distillation. El flujo de entrada se denomina 1 y contiene glicerol, metanol, agua y sal. El flujo de salida 2 contiene metanol y el vapor de arrastre que se quiere calcular. Para el cálculo, se llama A al metanol contenido en 2. El flujo de salida 3 contiene glicerol, agua, sal y un poco de metanol que no supera la especificación de glicerina requerida. Se llama B la mezcla (glicerol, agua, sal) del flujo 3.



Explicamos primero la idea del método propuesto. Se busca obtener la cantidad de vapor necesario para remover el metanol mediante un balance de masa:

$$b \times (X_{a1} - X_{a2}) = s \times Y_a$$

Donde:

- $b$  = moles de B por unidad de tiempo
- $X_{a1}$  = moles de A dividido por moles de B entrando
- $X_{a2}$  = moles de A dividido por moles de B saliendo
- $s$  = moles de vapor por unidad de tiempo
- $Y_a$  = moles de A por mol de vapor de agua en el vapor de salida

Se puede definir la eficiencia de arrastre  $E$  por la relación  $E \cdot p_a^* = p_a$  donde  $p_a^*$  representa la presión parcial de equilibrio y  $p_a$  la presión parcial real. Consideramos que la solución es ideal para utilizar directamente estos datos y un gamma igual a 1.  $E$  varía generalmente entre 0,6 y 0,95 en función del sistema usado, de la velocidad de destilación... En nuestro caso, se propone utilizar 0,7 como eficiencia. Entonces, para flujos en contra-corriente, la cantidad molar de vapor requerida se calcula mediante la siguiente expresión:

$$s = b \times \left[ \frac{P_t}{E \times p_a^*} \times \frac{X_{a1} - X_{a2}}{X_{a1}} + \left( \frac{P_t}{E \times p_a^*} - 1 \right) \times (X_{a1} - X_{a2}) \right]$$

Ahora, se explica como calcular los diferentes componentes que entran en esta expresión en función de los parámetros de la planta diseñada. Se utiliza la notación  $M_{3,Mt}$  para describir los

balances. En este caso, esto significa el flujo másico de metanol que viene en el flujo 3. Si se indica solamente el número, por ejemplo  $M_3$ , eso significa la cantidad total que viene en el flujo (el flujo 3 en nuestro ejemplo).

La especificación elegida requiere que la glicerina final venga con 0,1 % en peso de metanol. Tenemos el flujo 3 determinado por:

$$M_3 = M_{3,GL} + M_{3,Ag} + M_{3,NaCl} + M_{3,Mt}$$

Se desconocen  $M_3$  y  $M_{3,Mt}$  pero sabemos que  $M_{3,Mt} = 0,1\%M_3$ . Reemplazando, podemos calcular  $M_3$  en función de los otros datos que ya son conocidos y deducir  $M_{3,Mt}$ :

$$M_3 = M_{3,GL} + M_{3,Ag} + M_{3,NaCl} + 0,001 \times M_3$$

$$M_3 = \frac{1}{1 - 0,001} \times (M_{3,GL} + M_{3,Ag} + M_{3,NaCl})$$

De este dato se puede deducir la cantidad de metanol (A) que se debe extraer en el flujo 2:

$$M_{2,Mt} = M_A = M_{1,Mt} - M_{3,Mt}$$

Los pesos molares promedios de B, 3... se calculan en función de los cocientes másicos  $x_i$  definidos como:

$$x_i = \frac{M_i}{\text{masa total}} = \frac{M_i}{\sum(M_j)}$$

Por lo que el peso molecular de una mezcla de componentes se puede escribir:

$$PM(x) = \frac{1}{\sum\left(\frac{x_i}{PM_i}\right)}$$

Se obtiene entonces los datos  $b$ ,  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $X_{a1}$  y  $X_{a2}$  a partir de los flujos másicos y de los pesos moleculares promedios encontrados, siguiendo las formulas:

$$b = \frac{M_B}{PM_B} = \frac{M_{3,GL} + M_{3,Ag} + M_{3,NaCl}}{PM_B}$$

$$X_{a1} = \frac{a_1}{b} = \frac{\frac{M_{1,Mt}}{PM_{Mt}}}{b}$$

$$X_{a2} = \frac{a_2}{b} = \frac{\frac{M_{3,Mt}}{PM_{Mt}}}{b}$$

Es necesario hacer un estudio de las presiones parciales y total para obtener  $s$ . Hemos visto en el informe que se elige la temperatura de la mezcla en el stripper a 100°C. La presión del vapor saturado de metanol a 100°C ( $P_{Mt}$ ) es de 2600 mm Hg según el *Lange's Handbook of Chemistry 10th ed.* A 100°C, la mezcla de glicerol-sal-agua debería estar bajo forma líquida. Consideremos entonces que la presión de esta mezcla y de su vapor superficial está levemente superior a la presión atmosférica, o sea 760 mm Hg. Entonces, podemos calcular la presión total en el cilindro como la suma de las presiones parciales:

$$P_t = \frac{b}{b + a_1} \times P_B + \frac{a_1}{b + a_1} \times P_{Mt}$$

Se puede definir a parte la presión parcial de metanol  $p_a^*$  con el cociente entre el numero de mol de metanol y el numero de mol total:

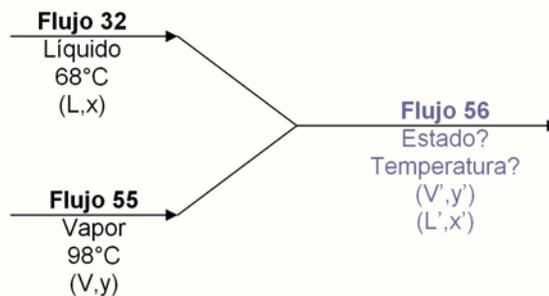
$$p_a^* = \frac{a1}{a1 + b} \times P_{Mt}$$

Con todos los datos calculados, tenemos entonces la información necesaria para calcular la necesidad de vapor s, cuya expresión hemos dado al principio de este cálculo. Dividiendo por el peso molar del agua, obtenemos el flujo másico de vapor necesario para remover el metanol de la glicerina.

### Columna de rectificación del metanol

#### Características del flujo 56

El flujo a tratar en la columna es la mezcla 56 de los flujos 32 y 55. Para conocer el estado final, vamos a considerar un sistema con un intercambio ideal de calor entre 32 y 55, para calcular la temperatura y la fracción molar finales. Según el diagrama de equilibrio agua-metanol, el flujo 32 entra como liquido por lo que el flujo molar se escribe L y su fracción molar de metanol x. En el caso del flujo 55, es de vapor así que sus parámetros se escribirán V y y. La mezcla tiene una mezcla de vapor y liquido que se describe por los flujos molares de vapor V' y de liquido L', con respectivamente y' y x' de fracción molar de metanol.



Escribiendo el balance de energía ideal para este sistema, tenemos:

$$\left[ \int_{298,15}^{T_v} (Cp_{v,Mt} \times y + Cp_{v,Ag} \times (1 - y)) \cdot V \cdot dT \right] + (Cp_{l,Mt} \times x + Cp_{l,Ag} \times (1 - x)) \times L \times T_i$$

$$=$$

$$\left[ \int_{298,15}^T (Cp_{v,Mt} \times y' + Cp_{v,Ag} \times (1 - y')) \cdot V' \cdot dT \right] + (Cp_{l,Mt} \times x' + Cp_{l,Ag} \times (1 - x')) \times L' \times T$$

donde

- $Cp_{v,Mt}$  es la capacidad calorífica a presión constante del vapor de metanol
- $Cp_{v,Ag}$  es la capacidad calorífica a presión constante del vapor de agua
- $Cp_{l,Mt}$  es la capacidad calorífica a presión constante del metanol líquido
- $Cp_{l,Ag}$  es la capacidad calorífica a presión constante del agua líquido

- T es la temperatura final de la mezcla

Las incógnitas son T, L', V', x' y y'. Sin embargo, estos parámetros se pueden expresar en función de la temperatura T. En efecto, se puede determinar para una fracción molar dada (en este caso  $x_f = 0,512$ ) las fracciones molares de metanol en el líquido y el vapor a partir del diagrama de equilibrio. Para un rango de temperaturas entre 84,7 y 96°C, podemos trazar las líneas horizontales y ver donde cortan las curvas de liquidus y vaporus. Con los datos en la siguiente tabla, se utiliza Excel para buscar la línea de tendencia equivalente y obtener así una ecuación de x' y y' en función de la temperatura.

T (°C)	x'	y'
369,15		0,152
367,15	0,036	0,212
365,15	0,051	0,279
363,15	0,072	0,341
361,15	0,095	0,41
359,15	0,125	0,47
357,85	0,152	

Obtenemos así una ecuación lineal para y' y x' que podemos utilizar a continuación para resolver la ecuación principal y encontrar T:

$$y' = -0,0321.T + 11,995$$

$$x' = -0,0123.T + 4,548$$

En cuanto a L' y V', dependen de y', x', el flujo  $M_{56}$  y del peso molecular  $PM_{56}$ , así que dependen indirectamente de T también. En efecto, tenemos por conservación de la materia total:

$$V' + L' = \frac{M_{56}}{PM_{56}}$$

Por conservación del flujo de metanol entre el líquido, el vapor y el total (vapor+líquido), tenemos:

$$x_f \times \frac{M_{56}}{PM_{56}} = x'.L' + y'.V'$$

Resolviendo este sistema, se obtiene la expresión de V' siguiente:

$$V' = \frac{\frac{M_{56}}{PM_{56}} \times (x_f - x')}{y' - x'}$$

De V' se deduce L' por la ecuación inicial:

$$L' = \frac{M_{56}}{PM_{56}}$$

Como en el caso del stripper, el peso molecular del flujo 56 viene descrito por:

$$PM(x) = \frac{1}{\sum\left(\frac{x_i}{PM_i}\right)}$$

Ahora, se desea resolver la ecuación principal que tiene como única incógnita la temperatura final T. Los coeficientes de capacidad calorífica dependen de la temperatura, lo que podría complicar mucho el cálculo de las integrales y encontrar T. Se obtuvo por elegir unos Cp promedios para cada los líquidos y vapores de agua y metanol, de tal manera que podemos escribir la ecuación a resolver así:

$$(C_{p_{v,Mt}} \times y + C_{p_{v,Ag}} \times (1 - y)) \cdot V \cdot [T_v - 298, 15] + (C_{p_{l,Mt}} \times x + C_{p_{l,Ag}} \times (1 - x)) \cdot L \cdot T_l$$

$$=$$

$$(C_{p_{v,Mt}} \times y' + C_{p_{v,Ag}} \times (1 - y')) \cdot V' \cdot [T - 298, 15] + (C_{p_{l,Mt}} \times x' + C_{p_{l,Ag}} \times (1 - x')) \cdot L' \cdot T$$

Con ayuda de Excel, se escribe en varias celdas los x', y', V' y L' en función de T, y en dos celdas finales cada término de la ecuación precedente. El primer término no varía. Se modifica T para modificar el segundo término hasta llegar a igualdad con el primer término fijo. Se considera entonces que la temperatura T es la solución que permite resolver la ecuación.

Encontramos como resultado T = 90,3°C, valor que usaremos en las siguientes partes.

#### Datos para construir el diagrama de MacCabe-Thiele

Los siguientes cálculos están descritos en MacCabe, Destilación. Conociendo los valores deseados de pureza del agua y del metanol final, se puede definir la fracción molar de metanol a alcanzar: respectivamente  $x_B$  y  $x_D$ . Llamando %57 el porcentaje másico de metanol en el flujo 57 (=99,9%) y %58 el flujo másico de metanol en el flujo 58 (0,5%), podemos escribir:

$$x_B = \frac{\frac{\%58}{PM_{Mt}}}{\frac{\%58}{PM_{Mt}} + \frac{1-\%58}{PM_{Ag}}}$$

$$x_D = \frac{\frac{\%57}{PM_{Mt}}}{\frac{\%57}{PM_{Mt}} + \frac{1-\%57}{PM_{Ag}}}$$

En el diagrama (x,y) de fracciones molares de metanol en el líquido y vapor, se traza la línea de pendiente 1 (la diagonal del diagrama) y se colocan estos dos valores en la línea. Se pone la curva C1 de y en función de x a partir de la siguiente tabla de valores:

Temperatura (°C)	x	y
	Fracción molar de metanol en Líquido	Fracción molar de metanol en Vapor
100	0	0
96,4	0,02	0,134
93,5	0,04	0,23
91,2	0,06	0,304
89,3	0,08	0,365
87,7	0,1	0,418
84,4	0,15	0,517
81,7	0,2	0,579
78	0,3	0,665
75,3	0,4	0,729
73,1	0,5	0,779
71,2	0,6	0,825
69,3	0,7	0,87
67,5	0,8	0,915
66	0,9	0,958
65	0,95	0,979
64,5	1	1

En base a los valores encontrados de  $V'$  y  $L'$ , se puede definir el parámetro  $q$  de fracción de líquido por:

$$q = \frac{L'}{L' + V'}$$

Se conoce la fracción molar de metanol en el flujo de entrada definido como  $x_f$ :

$$x_f = \frac{\frac{M_{56,Mt}}{PM_{Mt}}}{\frac{M_{56,Mt}}{PM_{Mt}} + \frac{M_{56,Ag}}{PM_{Ag}}}$$

Se puede entonces trazar la línea C2 de alimentación definida por la ecuación:

$$y = -\frac{q}{1-q} \cdot x + \frac{x_f}{1-q}$$

Esta ecuación corta la diagonal en el valor  $x_f$ . Llamando  $(x_1, y_1)$  el punto de intersección entre C1 y C2, el reflujo mínimo  $R_{Dmin}$  se encuentra a partir de la ecuación:

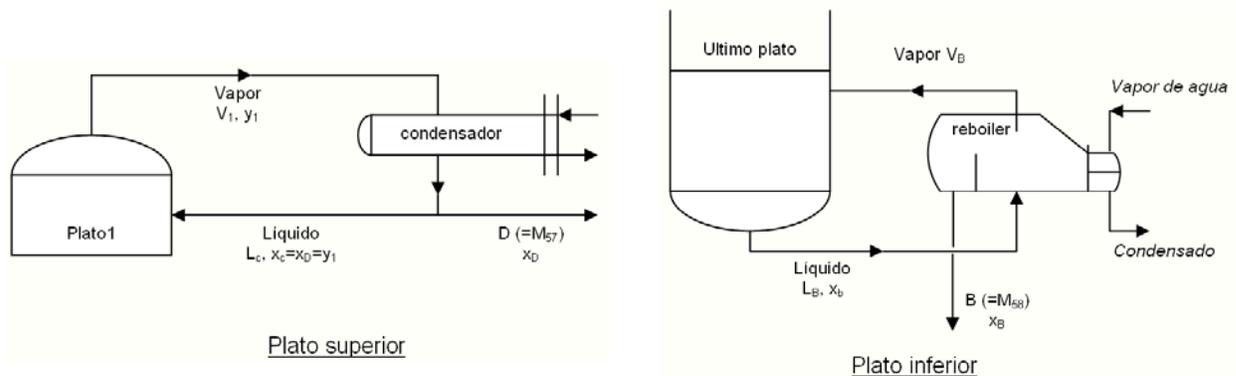
$$R_{Dmin} = \frac{x_d - y_1}{y_1 - x_1}$$

Se admite generalmente que un valor eficiente de reflujo  $R_D$  es  $1,3 \times R_{Dmin}$ . Así podemos trazar la línea de rectificación (o enriquecimiento en metanol) C3, que pasa por el punto  $(x_0, y_0)$  con  $y_0$  dado por la siguiente ecuación y el punto  $(x_D, x_D)$ :

$$y_0 = \frac{x_D}{R_D + 1}$$

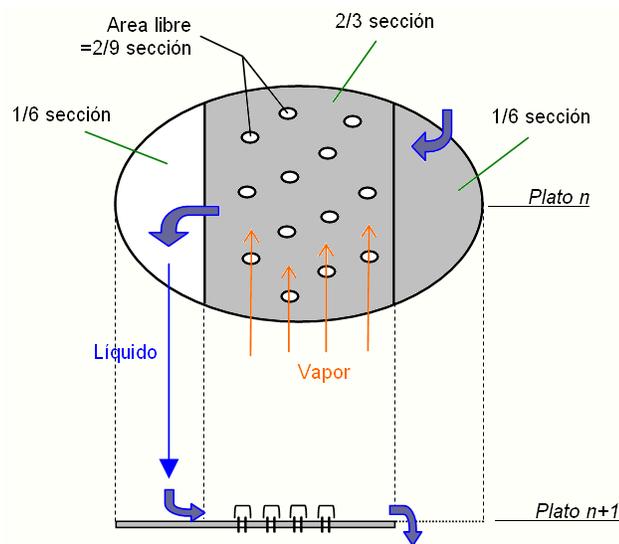
Por fin, se construye la última línea de operación C4, la de agotamiento donde se enriquece el flujo en agua, pasando por el punto  $(x_B, x_B)$  y el punto de intersección entre C2 y C3. El número de plato se puede finalmente determinar construyendo los escalones entre C1 y C3 o C4.

Hemos visto que tal columna tiene un reflujo de líquido en la parte superior y de vapor en la parte inferior, lo que necesita el uso de un condensador y de un reboiler. Los flujos en estas partes son:



### Tamaño de la columna

El tamaño de la columna se define por su altura y su diámetro interior. En este trabajo de ingeniería conceptual, no se calculan presión, temperatura y caudales molares en cada plato. Sin embargo, conocemos los flujos en los platos extremos. Entonces, se propone calcular el área necesaria para permitir el paso de los flujos de vapor y líquido en estos dos casos. A partir de la temperatura, de la presión calculada partir de las presiones parciales de agua y metanol a dicha temperatura, de la constante de gases perfectos  $R$ , se calcula el volumen molar del gas. Con el caudal molar de materia, podemos por lo tanto definir los caudales volumicos que pasan en los platos extremos. Generalmente, en tal columna, el vapor fluye alrededor de 17m/s. Dividiendo el caudal de vapor por la velocidad de vapor en cada plato, se puede calcular las áreas necesarias para permitir la comunicación de los flujos en la columna. Esta área corresponde al área libre de la sección de la columna. Los platos tienen un área total que corresponde al área libre donde transita el vapor más el área libre donde transita el líquido mas el área compuesta del material que forma el plato.



La zona de tránsito de líquido equivale a 1/6 de la sección de la columna, la zona de recepción del líquido tiene la misma área, las perforaciones se distribuyen uniformemente en los 2/3 de la sección restante, donde ocupan 1/3 de dicha superficie. Una vez calculada el área de tránsito de vapor, se divide entonces por 2/9 para obtener el área de la sección de la columna. Así se puede conocer el diámetro. En el anexo siguiente se pone la hoja de cálculo correspondiente.

Dado que el cálculo es aproximado, se propone multiplicar el diámetro encontrado por 1,3 para tener margen y evitar que la columna se inunde. Para obtener la altura de la columna, se divide el número de plato encontrado por 0,8, lo que corresponde a una eficiencia en platos de 80 %. Con el diámetro calculado, se utiliza generalmente un espacio entre platos de 20 in. Sumando los espacios entre platos, el pie de columna y la cabeza, se obtiene la altura aproximada del equipo.

**ANEXO 11: Cálculo del stripper**

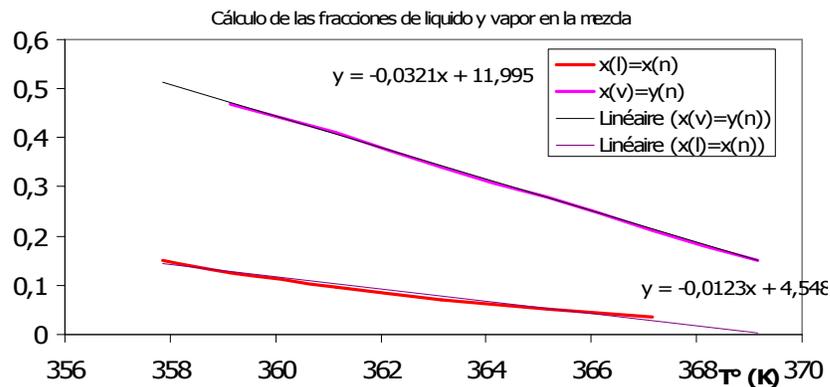
Nombre	Cantidad	Unidad	Nombre	Cantidad	Unidad
m(1,GL)	30,62	ton/día	b	69700,07	mol/hora
m(1,Sal)	3,86	ton/día	a1	47209,48	mol/hora
m(1,Ag)	22,95	ton/día	Xa1	0,68	
m(1,Mt)	36,30	ton/día	a2	74,77	mol/hora
m(3,GL)	30,62	ton/día	Xa2	0,00	
m(3,Sal)	3,86	ton/día	P(a1)	2600,00	mmHg
m(3,Ag)	22,95	ton/día	P(b)	760,00	mmHg
m(3)	57,50	ton/día	P(t)	1503,01	mmHg
m(3,Mt)	0,06	ton/día	X(.a)	0,40	
m(2)	36,25	ton/día	Eficiencia	0,70	
m(B)	57,44	ton/día	Pt/(E.pa*)	2,05	
%GL en m(B)	0,53		s	191577,20	mol/hora
%sal en m(B)	0,07		M(agua)	18,02	g/mol
%Ag en m(B)	0,40		<b>m(vapor)</b>	<b>3,45</b>	<b>ton/hora</b>
M(B)	34,34	g/mol	Vapor/ton GL	1,44	ton/ton

**ANEXO 12: Detalles de la columna de rectificación**

Datos calculados para la mezcla de los flujos 54 y 32:

Dato	Valor	Unidad
Cp(v,m)	1,529	kJ/kg.K
	0,049	kJ/mol.K
y(n+1)	0,200	
Cp(v,a)	2,080	kJ/kg.K
	0,037	kJ/mol.K
V(n+1)	4961,601	kg/hr
T(v1)	371,150	K
Cp(l,m)	2,550	kJ/kg.K
	0,082	kJ/mol.K
x(n-1)	0,080	
Cp(l,a)	4,186	kJ/kg.K
	0,075	kJ/mol.K
L(n-1)	2644,830	kg/hr
T(l1)	341,150	K
<b>T</b>	<b>363,480</b>	<b>K</b>
<b>y(n)</b>	<b>0,327</b>	
<b>x(n)</b>	<b>0,077</b>	

Dato	Valor	Unidad
x0	0,152	
%met/56	0,242	
%agua/56	0,758	
PM(56)	20,154	g/mol
L(n) mol	263813,712	mol/hr
V(n) mol	113602,102	mol/hr
%met/55	0,304	
%agua/55	0,696	
PM(55)	20,785	g/mol
V(n+1)	238711,912	mol/hr
%met/32	0,126	
%agua/32	0,874	
PM(32)	19,068	g/mol
L(n-1)	138703,902	mol/hr
exprA	758334,214	
<b>exprB</b>	<b>7582389,658</b>	
Tfinal	90,330	°C
q	0,699	

**ANEXO 12: Detalles de la columna de rectificación**

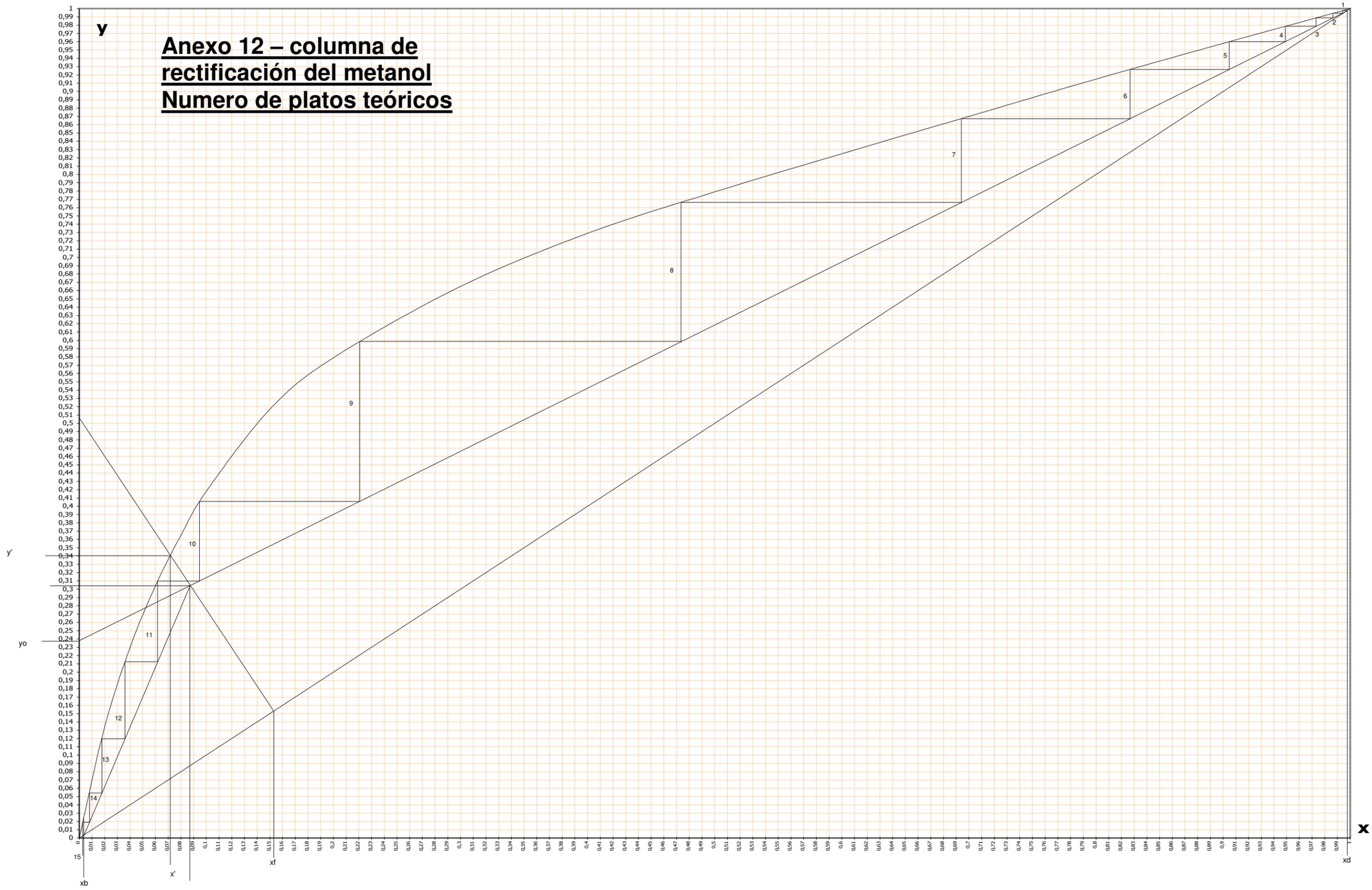
Datos calculados para la construcción del diagrama:

Dato	Valor
%met 55	0,304
%agua 55	0,696
x55	0,197
%met 32	0,126
%agua 32	0,874
x32	0,075
%met	0,242
%agua	0,758
xd	0,998
xb	0,003
xf	0,152
q	0,699
delta(aliment.)	-2,322
origen(aliment.)	0,507
y'	0,340
x'	0,072
Rd min	2,451
Rd	3,187
origen	0,238

Datos calculados para las necesidades de vapor y agua de enfriamiento:

Dato	Valor	Unidad
<b>Vapor para calderin :</b>		
delta agotam.	3,583	
B	7,680	Mmol/día
Vbarra	2,973	Mmol/día
Lambda agua	2256,440	kJ/kg
Lambda met.	1008,000	kJ/kg
Lambda B (o V)	2254,058	kJ/kg
Lambda vapor	2133,395	kJ/kg
m(Vbarra)	2,232	ton/hora
<b>m(vapor)</b>	<b>2,358</b>	<b>ton/hora</b>
<b>Aqua para condensador :</b>		
delta H	41,7	kJ/kg
V	7,689	ton/hora
lambda D	1009,247	kJ/kg
<b>m(agua)</b>	<b>186,102</b>	<b>ton/hora</b>

# Anexo 12 – columna de rectificación del metanol Numero de platos teóricos



**ANEXO 12: Detalles de la columna de rectificación**

Datos calculados para el tamaño de la columna:

	Dato	Valor	Unidad
Vapor	T (P1)	343,5	K
Plato 1	P (P1)	119880	Pa
	R	8,315	J/K.mol
	Vm	0,024	m <sup>3</sup> /mol
	n	5,764	Mmol/día
	Caudal	1,589	m <sup>3</sup> /s
	Veloc	17,000	m/s
	A	0,093	m <sup>2</sup>
	A/At	0,222	Area huecos/ Area total
	At	0,421	m <sup>2</sup>
	<b>Diametro</b>	<b>0,732</b>	<b>m</b>
Vapor	T(P12)	373,5	K
Plato 12	P (P12)	101325	Pa
	Vm	0,031	m <sup>3</sup> /mol
	Vbarra	2,973	Mmol/día
	Caudal	1,055	m <sup>3</sup> /s
	Veloc	17,000	m/s
	A	0,062	m <sup>2</sup>
	A/At	0,222	
	At	0,279	m <sup>2</sup>
	<b>Diametro</b>	<b>0,596</b>	<b>m</b>
	diametro	0,951473	m
	Nplato teor	15	
	Eficiencia	0,8	
	Nplato	19	
Cárcasa	l	0,508	m
	T	0,5	m
	Z	1,8	m
	<b>altura H</b>	<b>11,444</b>	<b>m</b>
	As	36,056382	m <sup>2</sup>
	espesor s	0,01	m
	volumen s	0,3605638	m <sup>3</sup>
	material	Acero inoxidable	
	densidad	7,96	ton/m <sup>3</sup>
	peso s	2,870088	ton
Platos	Area	0,7110217	m <sup>2</sup>
	Area real	0,4345132	m <sup>2</sup>
	Area global	8,2557514	m <sup>2</sup>
	espesor	0,01	m
	volumen	0,0825575	m <sup>3</sup>
	material	Acero inoxidable	
	densidad	7,96	ton/m <sup>3</sup>
	peso	0,6571578	ton
Columna	peso total	3,5272458	ton
	volumen	16,965209	m <sup>3</sup>
	altura alim.	5,348	m
	Costo material	23400	USD/ton
	<b>Costo equipo</b>	<b>82538</b>	<b>USD</b>

**ANEXO 13: Calculo de los decantadores**

	Unidad	Decantador1	Decantador2
Diametro particula	m	0,00020	0,00020
Densidad ester	kg/m3	881,9529	878,4702869
Densidad glicerol	kg/m3	1096,2051	942,904067
Viscosidad cinemática	mm2/s	4,2000	4,2000
Viscosidad dinámica	kg/m.s	0,003704	0,003690
Gravedad	m/s2	9,8000	9,8000
Velocidad de decantación	m/s	0,001260	0,000380
	m/hora	4,5347	1,3692
Caudal	m3/hora	14,8670	15,3482
Area sedimentacion	m2	3,2785	11,2100
Diametro decant.	m	2,0431	3,7780
Altura	m	1,0000	1,0000
Volumen decantador	m3	3,2785	11,2100
Tiempo residencia	hora	0,2205	0,7304

**ANEXO 14: Datos utilizados en los cálculos****Densidades**

Densidad	kg/litro
glicerol	1,261
agua	1
metanol	0,7918
sal NaCl	2,16
Met. de sodio (25% en me	0,944
Met. de sodio (30% en me	0,97444
CH3ONa	1,4006
AGL	0,921
Lecitina	0,95
TG	0,921
FFA	0,921
Fosfatidos	0,921
Otros (no saponificables)	0,921
Agua	1,000
Metanol	0,792
Catalizador	0,974
Goma	0,950
Jabones	1,500
Acido fosforico	1,806
Acido cloridrico	1,469
NaOH	2,068
Sales	2,160
Glicerol	1,261
Metil éster	0,880

**Composicion del aceite de raps chileno (%)**

Trigliceridos	97,25
FFA	0,87
Fosfatidos	1,08
Otros	0,8
	100

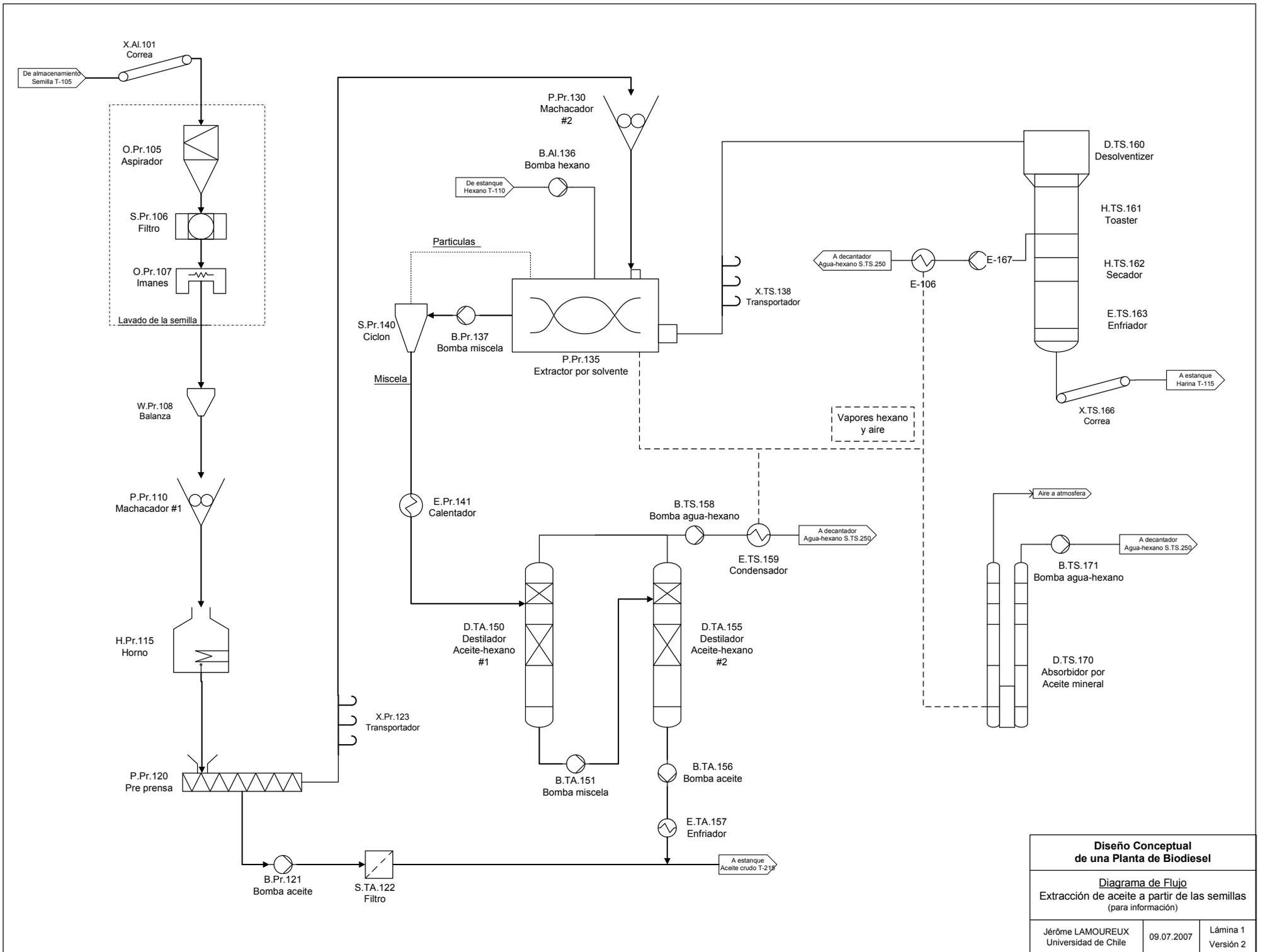
Fuente: U. de La Frontera

**Pesos moleculares (g/mol)**

Nombre	Formula	PM	Elemento	PM
Soda	NaOH	39,997	O	15,999
FFA	-	281,316	C	12,011
TG	-	881,996	H	1,008
Jabon	-	303,298	Na	22,990
Agua	H2O	18,015	Cl	35,453
Metanol	CH3OH	32,042		
Metil éster	-	295,343		
Glicerol	C3H8O3	92,094		
Catalizador	NaOCH3	54,024		
Acido	HCl	36,461		
Sales	NaCl	58,442		

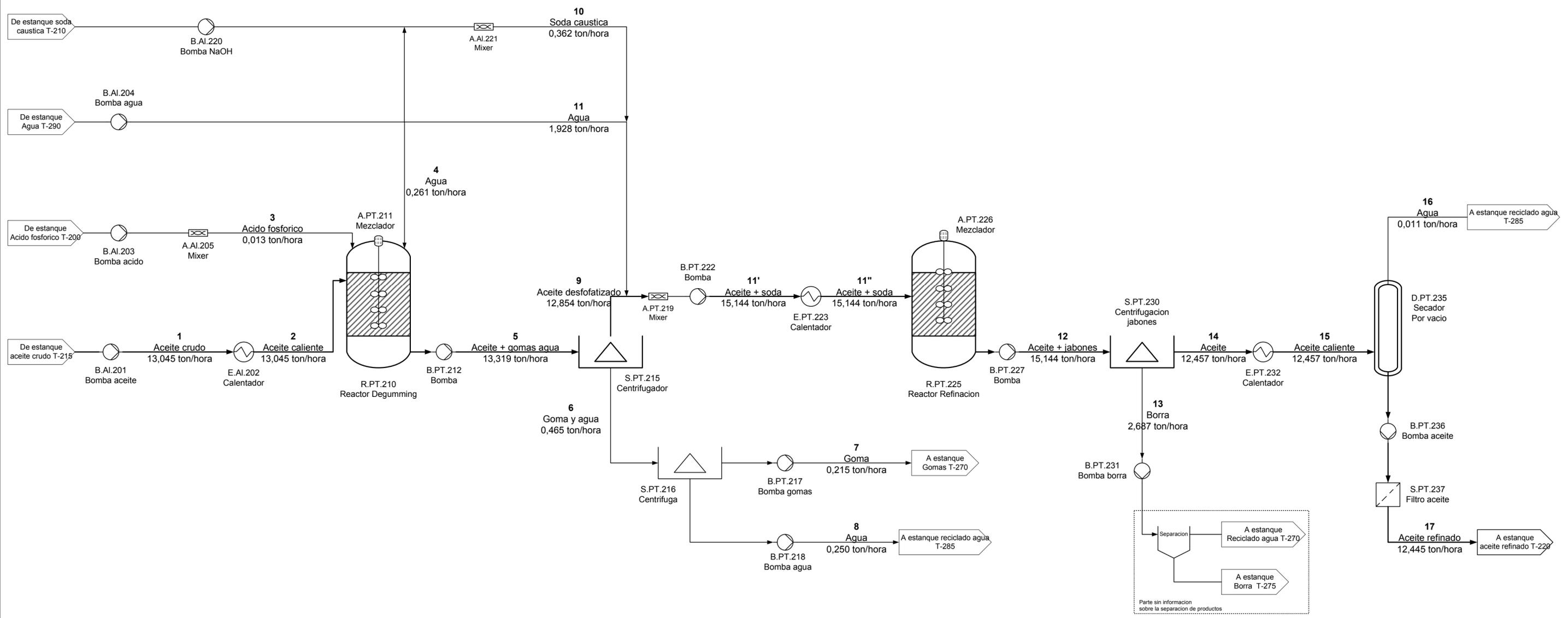
**Calor especifico a las temperaturas de uso:**

Calor especifico	Kj/Kg.°C
Metanol	2,55
Metanol gas	1,529
Aceite raps/ biodiesel	1,913
Glicerol	2,32
Agua	4,186
NaCl	0,854
NaOH (15°C)	2,201
NaOH (70°C)	0,313
vapor agua	2,08

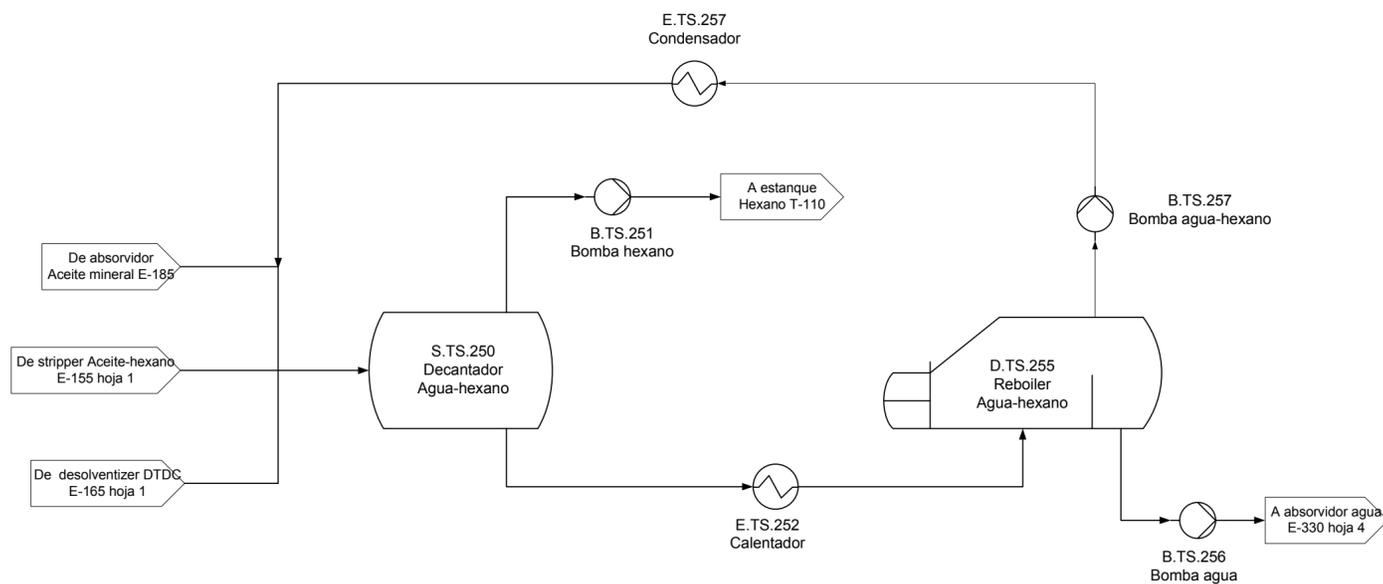


**Diseño Conceptual  
de una Planta de Biodiesel**

**Diagrama de Flujo**  
Extracción de aceite a partir de las semillas  
(para información)

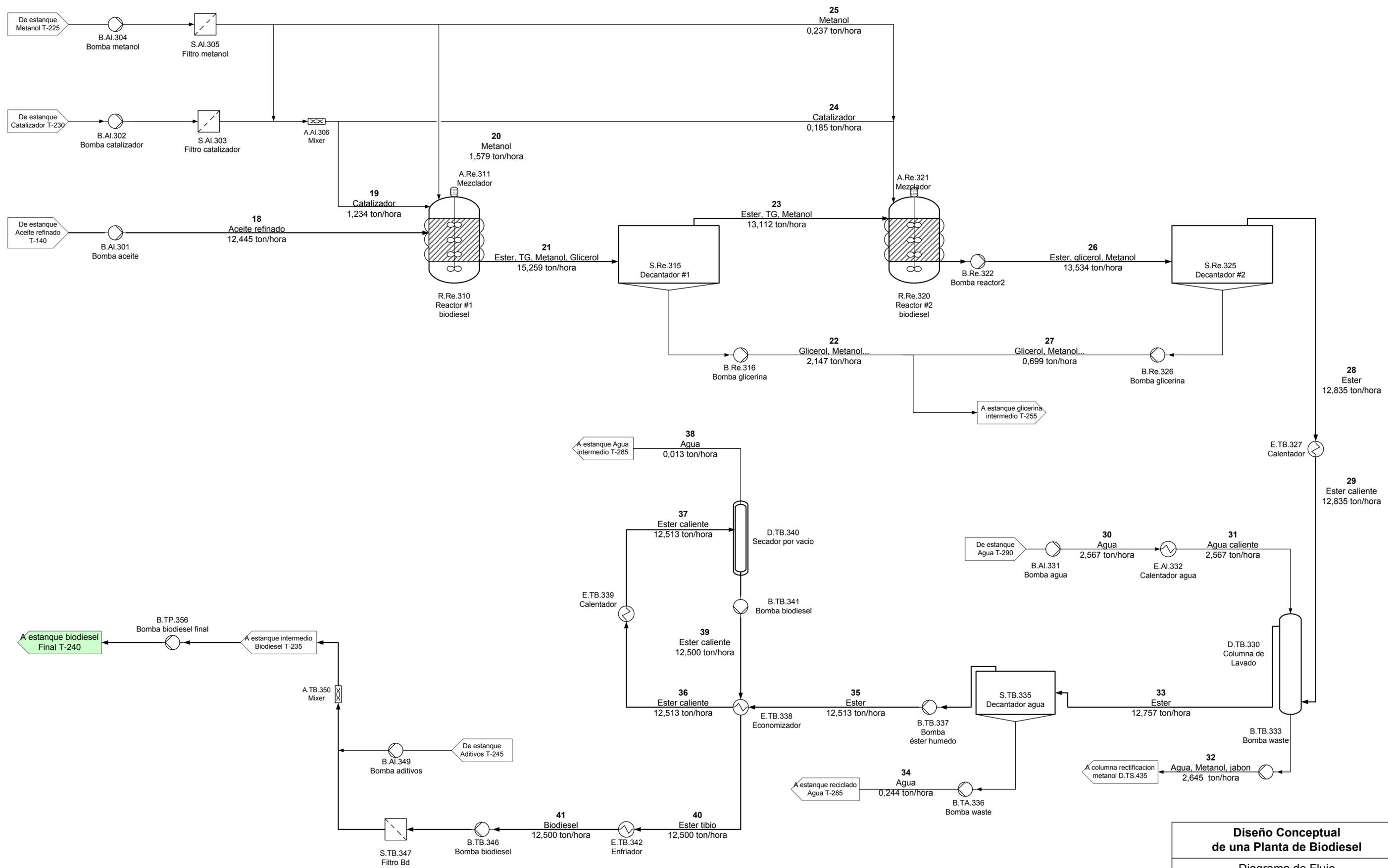


Reciclado de agua y hexano  
 Parte sin detalle – Planta de extraccion  
 Hoja1



**Diseño Conceptual  
 de una Planta de Biodiesel**

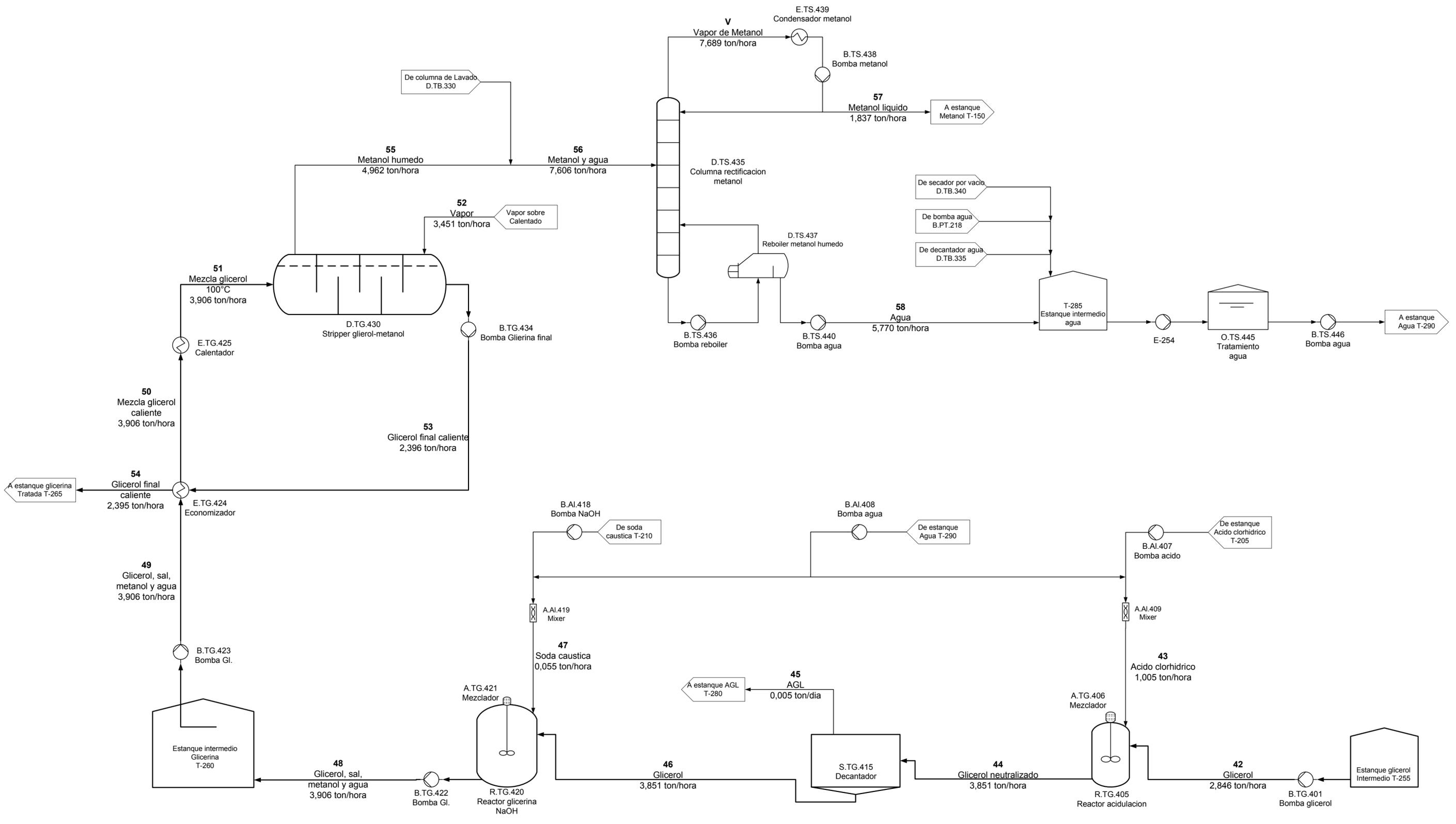
**Diagrama de Flujo  
 Refinación del aceite  
 + Tratamiento del hexano**



**Diseño Conceptual  
de una Planta de Biodiesel**

**Diagrama de Flujo  
Transesterificación del aceite  
y tratamiento del biodiesel**

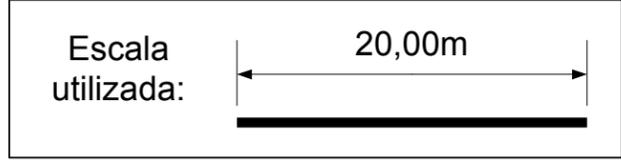
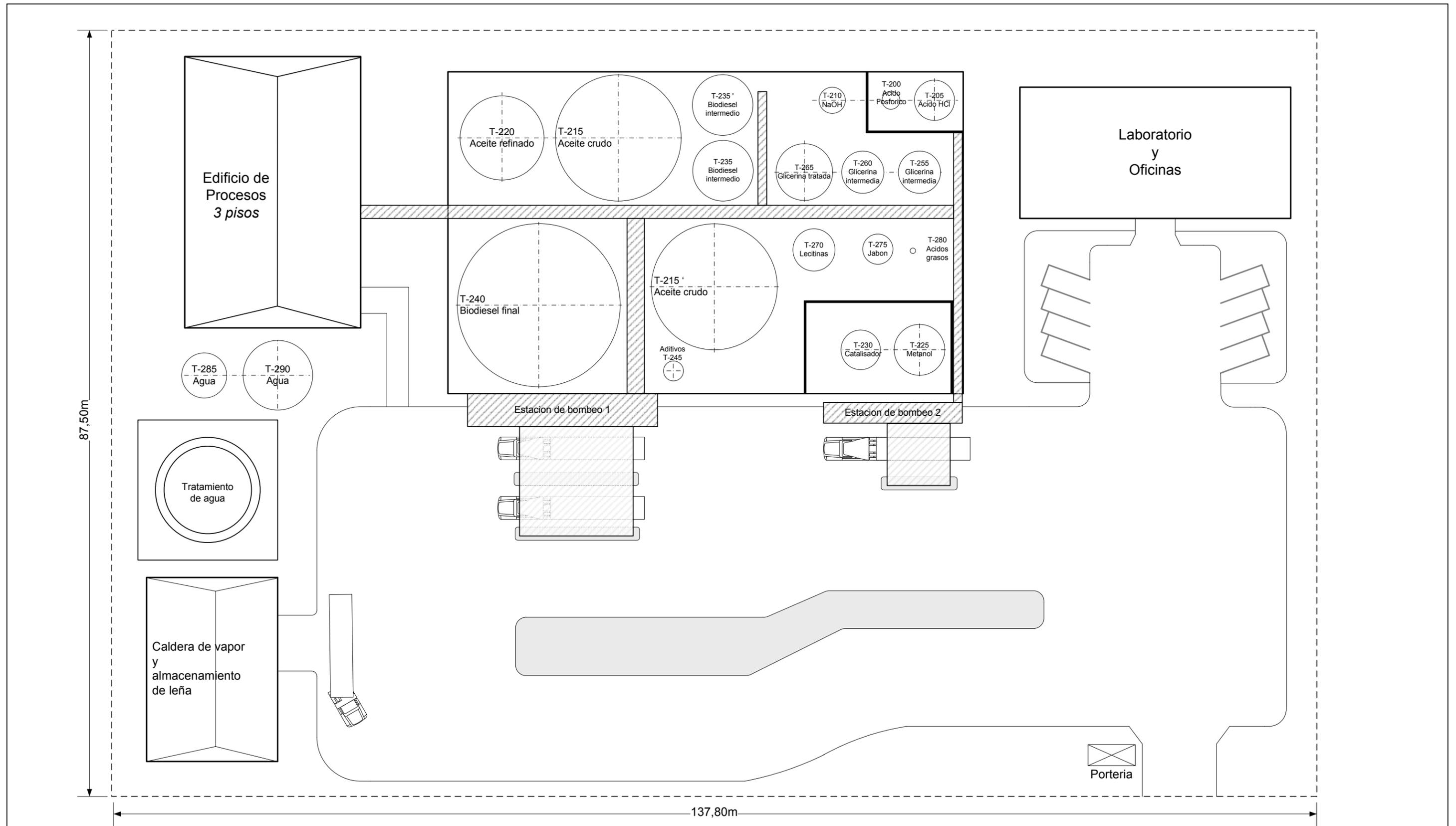
Jérôme LAMOUREUX Universidad de Chile	09.07.2007	Lámina 3 Versión 2
--	------------	-----------------------



**Diseño Conceptual  
de una Planta de Biodiesel**

**Diagrama de Flujo  
Pos proceso de glicerina y metanol**

Jérôme LAMOUREUX Universidad de Chile	09.07.2007	Lámina 4 Versión 2
--	------------	-----------------------



Universidad de Chile  
 Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas  
 Departamento de Ingeniería Mecánica

Jérôme LAMOUREUX      13.08.2007

Diseño conceptual de una planta de biodiesel

**Layout general de la planta**