

“Universidad Central Marta Abreu de las Villas”

Facultad de Química-Farmacía

Dpto. de Ingeniería Química



Trabajo de Diploma

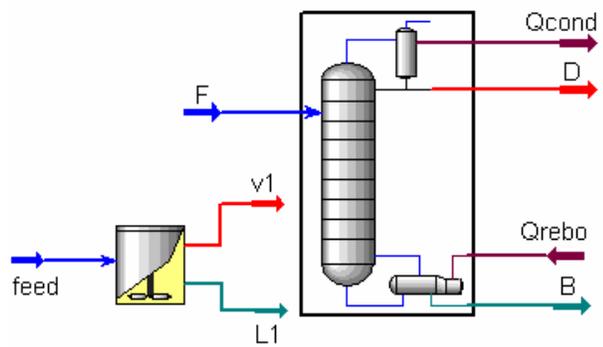
Título: “Estudio y diseño de una Planta Demostrativa para la producción de Biodiesel a partir de un residuo de la Industria Azucarera”

Autor: Reinier Feyt Leyva

Tutora: Dra. Gretel Villanueva Ramos

2006 – 2007

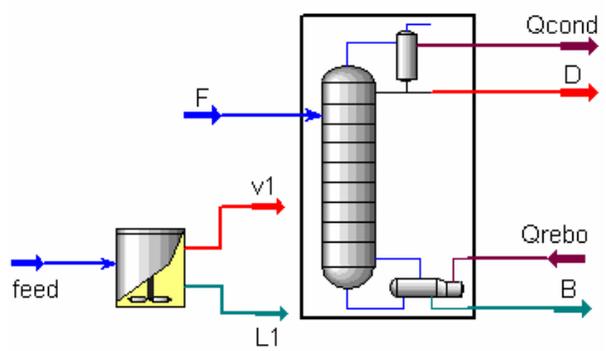
“Año 49 de la Revolución”



Pensamiento

“...no hay perfección sin esfuerzo: sólo pueden mirar al sol de frente los que osan clavar su pupila sin temer a la ceguera. Los corazones menguados no cosechan rosas en su huerto por temor a las espinas, sin saber que es necesario exponerse a ellas para escoger las flores mejor perfumadas.”

José Ingenieros



Dedicataria

Dedico esta tesis con todo el amor que merecen

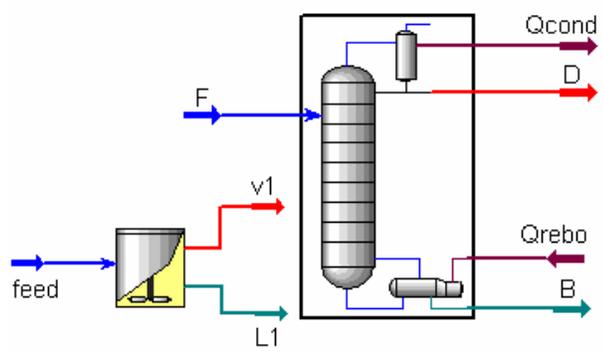
A mi Madre, por el infinito amor que me brinda, por tantos desvelos, por todos los sacrificios, y porque la amo.

A mi Padre, aunque lejos, siempre presente, y por esa inmensa confianza que deposita en mi.

A Marvin, porque no puedo estar más orgulloso de él, y para guiarlo con el ejemplo.

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

A Christian y a Cynthia, por llevarse una parte de mi corazón.



Agradecimientos

Agradecimientos:

A Gretel, por darme tanta confianza, por respetar mis ideas (no siempre geniales), por proporcionarme tantas oportunidades, por enseñarme con sabiduría y dedicación el arte de la ingeniería, por alentarme y darme seguridad en todo momento, y por tener ese magnífico carácter que tanto admiro.

A Gladys, por dejarme ocupar un puesto en su gran corazón, por aguantarme todos estos años y por tener una nieta tan especial.

A mi otra madre: Nora, por ser la persona con el corazón más grande que conozco, y por inspirarme con esa fuerza de espíritu que la caracteriza.

A Techín, por nuestra amistad de siempre, por ser el hombre más leal y sincero que conozco, por saber que puedo contar siempre con él.

A Ismaray, por dedicarse a la noble profesión de tratar de hacer feliz a mi hermano.

A Lenier, Elvis y Alexander, porque a pesar de ser tan diferentes, se han convertido en excelentes amigos que me han brindado su apoyo incondicional siempre.

A Batista y Yosvany, por ser excelentes personas y tan buenos compañeros.

A mis tías, tíos y primos, por ese cariño familiar que irradian.

A mi tía María, tío Chicho, Arays y Edua, por siempre estar pendientes de mi carrera y ayudarme con ese espíritu incansable de perfección y lucha que tienen, desde el otro lado del Océano Atlántico.

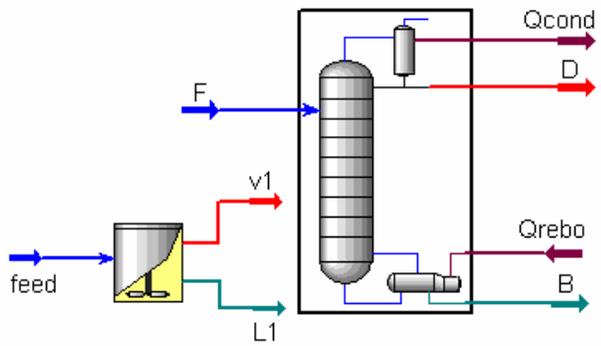
A Geysi y a Betty, por estar cada vez más cerca de mi familia.

A Yoelsys, por darme una mano en los momentos de aprietos.

A Luis Ernesto y a la Brigada de Mtto del CAP.

A los técnicos Eduardo, Fela y Margarita, sin su ayuda nada hubiera podido ser.

A todos mis profesores, que dieron lo máximo, en mi formación como ingeniero y como persona.



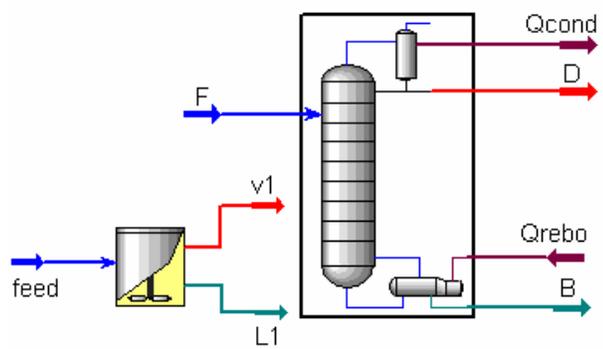
Resumen

Resumen:

El trabajo esta encaminado a diseñar una Planta Demostrativa de obtención de biodiesel a partir del aceite presente en un residuo de la industria azucarera como la cachaza, basados en los resultados encontrados a nivel de laboratorio para realizar el diseño. Se realizó una extensa búsqueda bibliográfica con vistas a seleccionar la variante de producción más factible, así como las materias primas para llevar a cabo el proceso, donde el aceite de cachaza, el alcohol etílico y el catalizador etóxido de sodio fueron las variantes más atractivas. Se validaron los parámetros de operación en la etapa de extracción del aceite, determinados en trabajos anteriores, y se evaluó la posibilidad de realizar esta extracción con solvente en dos etapas con corrientes cruzadas, resultando de esta un aumento de la producción de aceite y de los rendimientos por litro de solvente usado. Se determinó la metodología para llevar a cabo la reacción de Transesterificación usando etanol con una pureza de 96°GL y con relaciones de alimentación al reactor de 3.5 y 15 mol de etanol/mol de aceite, resultando de esta última la formación de jabones durante la reacción. Además de realizaron los balances de masa y energía del proceso tecnológico, así como el diseño el equipamiento completo de la planta, utilizando el método de escaldo para el diseño de los tanques de extracción del aceite. El análisis/ de factibilidad del proceso demostró que es posible disminuir el precio de los coproductos (alcoholes grasos), con valores adecuados del tiempo de recuperación de la inversión.

Palabras claves:

Biodiesel, cachaza, transesterificación, escalado.



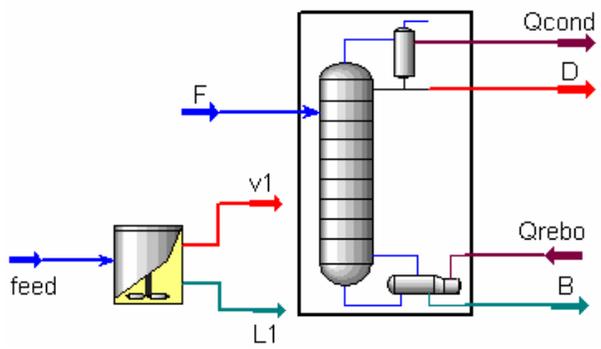
Abstract

Abstract:

This paper is going to design a demonstrative plant of biodiesel producing from sloth's oil, based on the results found in the laboratory level in order to do the plant's design. It was made an extensive bibliographic search to select the most feasible variants production, like the raw materials to carry out the process, where the sloth's oil, the ethylic alcohol and the sodium ethoxide catalyst were the most attractive variants, it was validated the operation's parameters in the oil extraction stage; determined in previous papers, it was evaluated the possibility to do this extraction whit solvent in two stages with cross current resulting of this an increase in the oil production and to the output per liters of the solvent. It was determined the methodology to carry out transesterification reaction using ethanol with purity of 96°GL, and whit ratio of 3.5 and 15 mol of ethanol/mol of oil to the reactor; resulting ratio of 15 the soap formation during the reaction. It also made mass and energy balance of the technologic process, such as the design of completely equipment of the plant, using the scale up method to the design of the extraction equipment. The analysis of the process feasibility demonstrated, that it is possible to decrease the price of co-products (AAPM), with appropriate values time of the inversion recovery.

Key word:

Biodiesel, sloth, transesterification, scale up.

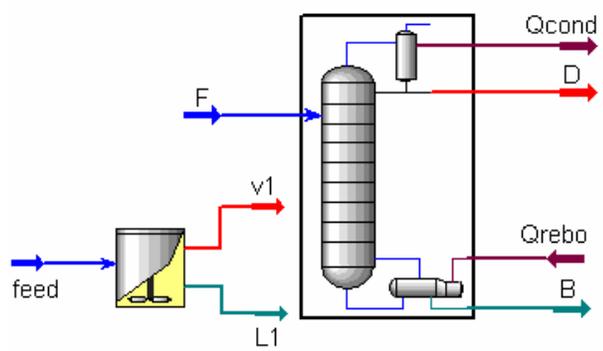


Indice

Índice.

Introducción.	1
Capítulo 1	4
1. Situación de los combustibles fósiles	4
2. Biocombustibles	5
3. Biodiesel	8
3.1 Conceptos y Terminología.	8
3.2 Características Básicas.	9
3.3 Ventajas del Biodiesel.	9
3.4 Desventajas o limitaciones del biodiesel	10
3.5 Propiedades del biodiesel.	11
3.6 Algunas consideraciones económicas.	12
4. Alternativas tecnológicas y de producción. Comparación.	13
4.1 Reacción de transesterificación.	13
4.2 Elección de las diferentes materias primas	17
4.3 Uso de metanol o etanol	18
4.4 Reacción con catálisis ácida, básica, o una combinación de ellas	19
4.5 Tipos de catalizadores empleados. Concentración.	21
4.6 Tecnologías de producción	22
4.6.1 Reacción con catálisis ácido-base	23
4.6.2 Reacción de Transesterificación Enzimática con Lipasas	23
4.6.3 Reacción de Transesterificación con Metanol Supercrítico	25
4.6.4 Producción continua y discontinua	27
5. Transesterificación de la cera	28
6. Escalado de equipos en la extracción sólido-líquido.	31
Conclusiones parciales	35
Capítulo 2	36
2.1 Determinación de propiedades físicas de la cachaza.	36
2.2 Extracción de la cera con solvente orgánico.	36
2.3 Evaporación del solvente	39

2.4 Reacción de transesterificación. _____	41
Conclusiones parciales _____	47
Capítulo 3 _____	48
3.1 Evaluación del Esquema Tecnológico. Balances de Masa y Energía ____	48
3.1.1 Balances de masa _____	50
3.1.2 Balances de energías. _____	54
3.2 Diseño de los equipos tecnológicos. _____	57
3.2.1 Diseño de los agitadores. _____	57
3.2.2 Diseño de los tanques de extracción del aceite de cachaza__	59
3.2.2.1 Serpentin de vapor para el calentamiento _____	62
3.2.2.2 Condensador de los vapores de nafta en el tanque de extracción. _____	66
3.2.3 Diseño del Tanque de preparación del etóxido (M1) _____	68
3.2.4 Diseño de la resistencia eléctrica del reactor (R1). _____	70
3.2.5 Reactor para la transesterificación. _____	72
3.2.6 Diseño de los Intercambiadores de tubo y concha _____	73
3.2.7 Análisis técnico-económico de las alternativas _____	75
3.2.8 Diseño del Evaporador de nafta (EVA1) _____	76
3.2.9 Resultado del diseño de los tanques de almacenamiento. ____	80
3.2.10 Resultado de los cálculos energéticos de la planta _____	82
3.3 Análisis Económico de la Planta _____	83
3.3.1 Estimado del Costo Total de Inversión del proyecto _____	83
3.3.2 Costos totales de producción. _____	86
3.3.3 Cálculo de la ganancia del proceso _____	88
3.3.4 Indicadores dinámicos _____	89
Conclusiones parciales _____	92
Conclusiones _____	93
Recomendaciones _____	94
Bibliografía. _____	95
Anexos. _____	98



Introducción

Introducción

La búsqueda de combustibles alternativos que mitiguen el efecto negativo de los combustibles fósiles en el medio ambiente y en la economía mundial es una necesidad de la humanidad hasta tanto no se desarrolle una forma radical de sustituir la matriz energética actual basada en la combustión de estos últimos. La utilización de los biocombustibles no es una solución definitiva al problema de la energía, solo se utilizaría para la transición a otros tipos de tecnologías más avanzadas y baratas, dentro de los biocombustibles.

La búsqueda de fuentes y tecnologías alternativas de energía debe ser una de las prioridades mundiales en los próximos años y décadas. Dos características de estas nuevas fuentes y tecnologías son esenciales: la minimización del impacto ambiental y la renovabilidad. Una de los problemas más frecuentes en éste campo es la adaptabilidad de dichas energías a la vida cotidiana, ya que la transición hacia éstas acarrea costos frecuentemente insuperables. Sin embargo, el desarrollo de los llamados biocombustibles, se presenta como una alternativa alentadora, siempre y cuando no obtengan a partir de semillas o plantas que puedan servir de alimentos, ni comprometan los cultivos de las tierras destinadas a estos.

El biodiesel es un producto que ha tomado relevancia a nivel internacional a partir de la crisis experimentada por los combustibles fósiles, producto de su escasez y de los problemas ambientales que traen consigo. Se han estudiado muchas fuentes para su obtención, la mayoría de las cuales atentan de una forma u otra al desarrollo alimenticio de los países pobres que dependen de la agricultura y además poseen un elevado costo para su obtención; las materias primas de bajo costo (como los aceites usados o grasas animales), requieren complejos procesos de purificación para disminuir el contenido de humedad y de acidez, lo que hace que el proceso sea muchas veces no rentable. Sin embargo la cera de caña que es una fuente de ácidos grasos no ha sido objeto de atención a nivel mundial.

La utilización de la cera como fuente para la producción de biodiesel es una forma de obtener un biocombustible sin utilizar como materia prima fuentes de alimentos, ni emplear tierras para el cultivo de materias primas con este fin.

El Biodiesel se produce a partir de los aceites vegetales u animales convirtiendo estos a ésteres de etilo, a través de un proceso denominado transesterificación, usando etanol o metanol en presencia de un catalizador básico. La reacción se lleva a cabo entre 25 y 80°C, con agitación mecánica. Además del biodiesel (etil ésteres), en la reacción de transesterificación, se obtiene un producto de un alto valor agregado: la glicerina o los alcoholes de alto peso molecular (AAPM), de acuerdo a la materia prima empleada; estos pueden ser comercializados, ayudando a la factibilidad económica de la planta.

Desde hace dos años, en la Facultad de Química y Farmacia se desarrolla un proyecto de aprovechamiento de residuales sólidos de la industria azucarera que incluye la posibilidad de obtención de biodiesel y coproductos a partir de los mismos, y ya se ha diseñado una planta demostrativa para su implementación. El diseño de esta planta ha demostrado ser factible desde el punto de vista técnico y económico, sin embargo se encuentra en el período de construcción, momento en el cual es posible realizar modificaciones en su operación que permitan obtener mayores rendimientos.

Partiendo de que para el desarrollo de un proceso es necesaria la determinación de los parámetros de operación para las diferentes etapas a nivel de laboratorio es que se plantea el problema a resolver por este trabajo:

Problema.

El diseño de una planta de obtención de biodiesel a partir de un residuo de la industria azucarera como la cachaza, requiere de la reproducibilidad de los resultados a nivel de laboratorio.

A partir de este Problema se plantea la siguiente Hipótesis:

Hipótesis.

A partir de un estudio de laboratorio es posible optimizar los parámetros de operación de una planta demostrativa para la obtención de biodiesel a partir de cachaza.

Para comprobar esta Hipótesis se plantea el siguiente Objetivo General:

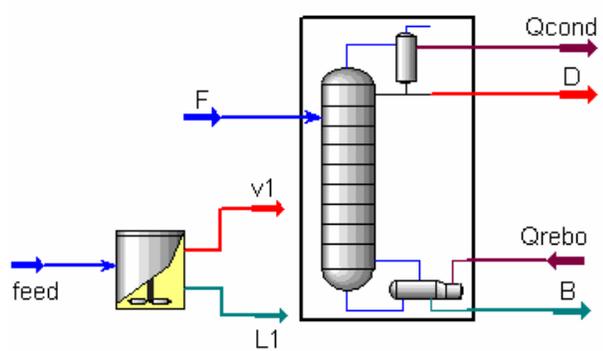
Objetivo general.

Diseñar una Planta Demostrativa para la producción de biodiesel a partir de los resultados obtenidos en el laboratorio.

Al que se le dará cumplimiento a partir de los siguientes Objetivos Específicos.

Objetivos específicos.

1. Conocer el estado del Arte de la producción de biodiesel a nivel mundial.
2. Determinar la variante de producción más factible, así como la metodología para llevar a cabo la transesterificación del aceite, usando la cachaza como materia prima.
3. Validar los parámetros de producción de Biodiesel.
4. Determinar los consumos de materiales y de energía en cada etapa del proceso, a partir de los balances de masa y de energía.
5. Diseñar la planta de producción de biodiesel.
6. Realizar un análisis de factibilidad económica de la Planta de Biodiesel, mediante indicadores estáticos y dinámicos.



Capítulo I

Capítulo 1: Revisión Bibliográfica.

1. Situación de los combustibles fósiles.

Un alto porcentaje de los combustibles que se utilizan en el mundo (gasolinas, Gas Oil, Gas Natural, entre otros) provienen del petróleo, el cual es una fuente de energía no renovable y al ritmo de consumo actual se consumirá completamente muy pronto. Las reservas mundiales de petróleo se estiman que alcanzarán para 40 años y las de gas para 70 años, aproximadamente.

(<http://www.agro.libertad.org.ar/material%202006/Biodiesel.ppt>)

El combustible diesel, tiene una función esencial en el desarrollo económico e industrial de los países. La alta demanda energética en el mundo industrializado así como en el sector doméstico, la política altamente consumista de los países capitalistas y los problemas de contaminación debido al extenso uso de los combustibles fósiles, hace cada vez más necesario el desarrollo de fuentes de energía renovables, una de ellas es la producción de biocombustibles, sin límites de duración y con un impacto en el medio ambiente mucho menor que los combustibles tradicionales. Es necesario tener en cuenta que estas alternativas deben ser técnicamente factibles, económicamente competitivas, medioambientalmente aceptables, provenir de fuentes renovables y estar disponibles rápidamente. (Meher, L.C., et al 2006)

Mediante el desmesurado consumo de combustibles fósiles (principalmente el petróleo), se incrementa considerablemente el contenido de CO₂ en la atmósfera. En el período desde 1990 y hasta el 2010, se estima que el 90% de las emisiones de CO₂ en la Unión Europea, serán debidas a la combustión de combustibles fósiles por los autos. (Serrano, D. 2005). Según Martínez, A., solo en el Siglo XX, el contenido de este gas de efecto invernadero, creció en un 23%, trayendo consigo un aumento de la temperatura promedio en la tierra de 0.5 - 1°C; suponiendo que este crecimiento se comporte con la misma tasa, al final del Siglo XXI, la temperatura promedio habrá aumentado de 3 - 5°C, con consecuencias catastróficas para la vida en la tierra.

La distribución actual de las reservas de petróleo en el mundo se muestra en la figura 1, donde se evidencia que más del 63% de las reservas mundiales se

encuentran en el Oriente Medio, siendo este un rasgo negativo en la distribución de los combustibles fósiles.

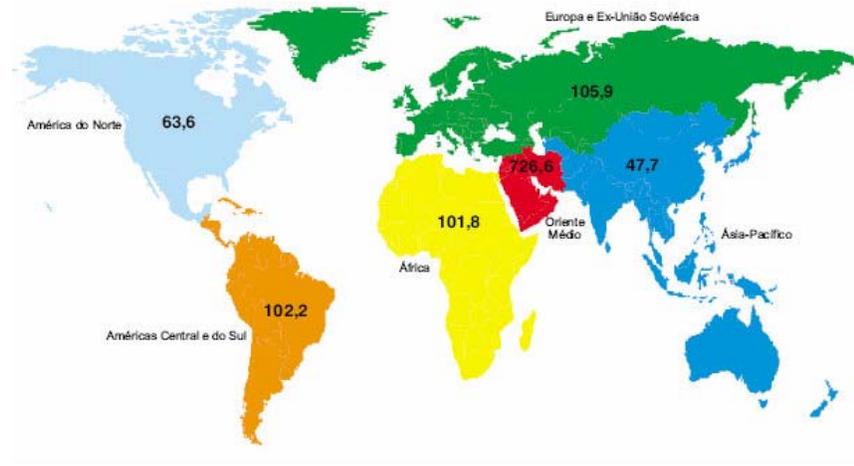


Fig.1. Distribución mundial de las reservas de petróleo.

2. Biocombustibles.

Biocombustible, según la etimología de la palabra sería un combustible de origen biológico; viéndolo así, incluso el petróleo lo sería, pues procede de restos fósiles; pero se tiende a definir como biocombustible a un combustible de origen biológico obtenido de manera renovable a partir de restos orgánicos o biomasa. (www.biocombustibles.es)

Entre las energías renovables podemos mencionar las siguientes:

- Energía de la biomasa
- Energía Eólica
- Energía Solar
- Energía Geotérmica

Estos tipos de energías extenderán la vida de los combustibles fósiles y permitirán desarrollar adecuadamente una nueva matriz energética alternativa. (*Bacovish, O. 2006*)

Los Biocombustibles, al proceder de las plantas, cuando son quemados (oxidados) devuelven a la atmósfera el dióxido de carbono que la planta tomó del aire tiempo atrás. Por tanto, desde el punto de vista ecológico es un sistema que respeta el medio ambiente, pues no hay un aumento neto de gases de

efecto invernadero. Es posible utilizar este tipo de combustible como complemento o para aprovechar ciertos recursos que serían desperdiciados, aunque cubra un pequeño porcentaje de la producción de energía total, aportaría su contribución de todos modos.

(www.biocombustibles.es)



Fig. 2. Ciclo cerrado de CO₂ mediante el empleo de Biocombustibles.

Utilizar otros combustibles alternativos en los motores actuales, sería más sencillo que la utilización de otras fuentes de energía como la de hidrógeno que se basa en una tecnología totalmente distinta a la de estos motores. Aunque estos biocombustibles no se utilizarían para sustituir el modelo energético actual, pues haría falta utilizar para ello, gran parte de las semillas y aceites que sirven como alimento a millones de personas, además de una gran cantidad de tierras para su cultivo; estos biocombustibles sólo ocuparían una posición estratégica para dar tiempo a la transición a otras fuentes de energía renovables, como la del hidrógeno.

Los Biocombustibles se pueden clasificar como:

Tabla 1.1. Clasificación de los Biocombustibles.

SÓLIDOS	Residuos vegetales
	Madera
	Fracción orgánica de los RSU
	Madera
LÍQUIDOS	Biodiesel
	Bioetanol
	Biometanol
	Aceites vegetales
GASES	Biogás
	Hidrógeno

Los Biocarburantes son aquellos que pueden ser utilizados en los motores de combustión interna: Biodiesel para los motores Diesel (Ciclo Diesel) y Bioetanol para los motores de gasolina (Ciclo Otto). (Serrano, D., 2005)

Los dos productos más desarrollados y empleados actualmente son: el Bioetanol y el Biodiesel, los cuales son combustibles ecológicos, no tóxicos, y renovables, que pueden producirse con un equipamiento relativamente sencillo, a partir de los recursos renovables disponibles en cada área geográfica.

Situación mundial de la producción de Biodiesel.

Según datos expuestos en el programa de la TVC: Mesa Redonda Informativa del 1 de marzo del 2007: “Las Energías Alternativas: A favor y en contra”, la producción de este biocombustible en específico ha aumentado exponencialmente en los últimos años, como refleja la figura 3. El principal productor de biodiesel en el mundo actualmente es Alemania, que concentra el 63% de la producción. Le sigue Francia con el 17%, Estados Unidos con el 10%, Italia con el 7% y Austria con el 3%.

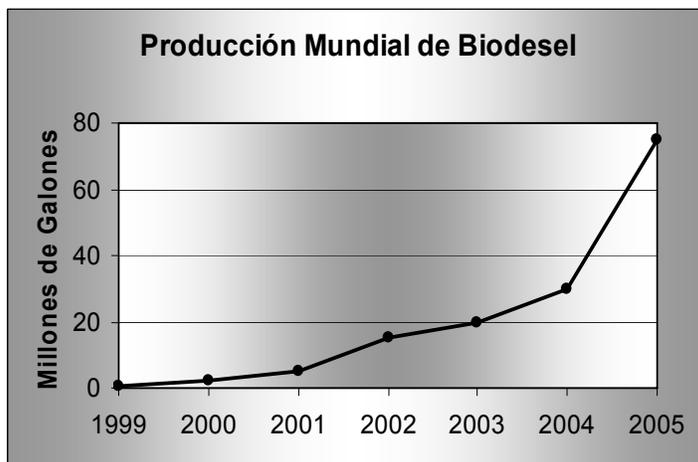


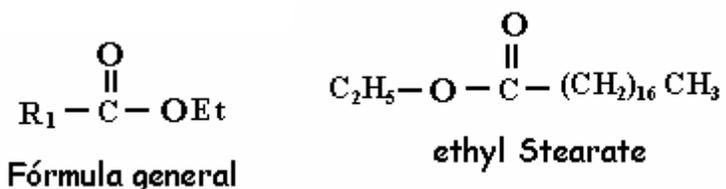
Fig. 3. Producción Mundial de Biodiesel

3. Biodiesel.

3.4 Conceptos y Terminología.

Según la definición de American Standards for Testing and Materials (ASTM), el concepto de Biodiesel es: 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 por compresión (motores diesel) o en calderas. (Martínez, M. 2003)

Otros autores lo definen como un combustible alternativo producido a partir de materias de base renovables, como los aceites vegetales, es un combustible líquido no contaminante y biodegradable. Químicamente son ésteres de metilo o de etilo, con cadenas largas de ácidos grasos. (Knothe, G., 2002)



Se obtiene por reacción de transesterificación de un triglicérido o éster con un alcohol, típicamente metanol o etanol, utilizando una catálisis homogénea ácido-base. Tiene una serie de ventajas respecto del diesel derivado de petróleo, pero la principal razón para su utilización es el hecho de que presenta un impacto ambiental mucho menor que los derivados del petróleo. (ANEXO I)

Al biodiesel también se le conoce como biogásóleo, diéster, etil o metilésteres, FAME, entre otros.

3.5 Características Básicas

El biodiesel, puede ser usado en forma pura al 100 % (B100), como una base de mezcla para el diesel de petróleo (B20), o en una proporción baja como aditivo del 1 al 5 % (B5). De esta forma el biodiesel puede complementarse con el petróleo, no competir con este.

Sus propiedades físicas y químicas para la operación de los motores diesel, son similares a la de los combustibles con base de diesel petróleo (*Strong, Ch., et al 2004*). (Anexo II y III). Las cadenas de la molécula de biodiesel, al estar oxigenadas, le otorgan al motor una combustión mucho más limpia. (*Knothe, G., 2002*)

3.6 Ventajas del Biodiesel.

- ✓ Renovable fuente de energía.
- ✓ Es 100% biodegradable en alrededor de 21 días.
- ✓ No enciende ni estalla espontáneamente debido a que tiene un alto punto de inflamación o temperatura de ignición.
- ✓ Las emisiones de dióxido de carbono se reducen considerablemente hasta un 78% cuando se usa B100 y en un 35% cuando es B20. Además el CO₂ emitido durante la combustión del biodiesel es totalmente reabsorbido por las plantas, por lo tanto no existen emisiones netas de CO₂ a la atmósfera, dando un balance positivo de dióxido de carbono y evitando la emisión adicional de Gases de Efecto Invernadero.
- ✓ Las emisiones de monóxido de carbono durante la combustión del biodiesel es del orden del 50% inferior (comparada con la combustión del diesel).
- ✓ No se produce emisión de dióxido de azufre ni óxidos del mismo cuando se usa B100 pues el biodiesel no contiene azufre.
- ✓ Reduce las emisiones en los gases de escape de hidrocarburos aromáticos policíclicos (PAH) y sus nitroderivados (nPAH). Estos compuestos son cancerígenos y muy tóxicos según estudios realizados.

- ✓ La combustión de Biodiesel disminuye en 93% la cantidad de hidrocarburos totales no quemados, pues esta es más completa que la del diesel convencional. Este es un factor contribuyente en la formación localizada de smog y destrucción de la capa de ozono.
- ✓ Permite el empleo de residuales en su producción.
- ✓ Su punto de inflamación es superior, haciendo la manipulación y el almacenamiento más seguros que en el caso del combustible diesel convencional. Posee además un alto punto de ignición y por ello es más seguro para el transporte de pasajeros.
- ✓ El biodiesel es el primer y único combustible alternativo que posee una evaluación completa de emisiones y efectos potenciales sobre la salud de las personas, aprobado por E.P.A. (Environmental Protection Agency) según lo dispuesto en el artículo 211(b) del Clean Air Act.
- ✓ Sus características son similares a las del diesel convencional, superándolas en muchos parámetros. (Anexo II)
- ✓ El balance energético del biodiesel, considerando la diferencia entre la energía que produce 1 Kg. de biodiesel y la energía necesaria para la producción del mismo, desde la fase de recepción de la cachaza hasta la fase final es positivo al menos en de 43%. Por lo tanto puede ser considerada una actividad sostenible.

3.7 Desventajas o limitaciones del biodiesel.

No sería justo abogar sólo por las ventajas del biodiesel, sin hacer mención de sus desventajas. Estas son:

- ✓ Presenta elevados costos de materia prima.
- ✓ Las emisiones de los óxidos de nitrógeno (NO_x), aumentan en un 13 por ciento. Esto es un factor contribuyente en la formación localizada de smog y destrucción de la capa de ozono,.
- ✓ Presenta problemas de fluidez a bajas temperaturas (menores a 0°C)

- ✓ Presenta escasa estabilidad oxidativa, y su almacenamiento no es aconsejable por períodos superiores a 6 meses.
- ✓ Su poder solvente lo hace incompatible con una serie de plásticos y elementos derivados del caucho natural, y a veces obliga a sustituir mangueras en el motor.
- ✓ Su carga en tanques ya sucios por depósitos provenientes del gasoil puede presentar problemas cuando por su poder solvente "limpia" dichos depósitos, transportándolos por la línea de combustible.
- ✓ Se necesitan grandes espacios de cultivo, dado que del total de la plantación sólo se consigue aproximadamente un 7% de combustible en peso.
- ✓ La mayoría de las veces se sacrifican las tierras destinadas a la siembra de alimentos, para los cultivos que se utilizarán en la producción de biocombustibles, y en muchos casos se emplean muchos de los propios alimentos con este fin, por ejemplo, el maíz, la soja, las semillas de girasol, trigo, entre otros.

(Castro, F., 2007, Larosa, R., 2004, Strong, Ch., et al 2004, Martin, P., 2006, Stratta, José. 2000, www.Growfuel.com, revista.consumer.es, Biodiesel.com.ar, es.wikipedia.org/wiki/Biodiesel.)

Estas dificultades pueden ser eliminadas fácilmente, ya sea haciendo pequeñas adaptaciones al motor, buscando materias primas más baratas, adicionándole ciertas sustancias al combustible, y sobre todo no convirtiendo los alimentos en biocombustibles, ni utilizando las tierras destinadas para los primeros en la producción de estos últimos.

3.8 Propiedades del biodiesel.

El biodiesel puede obtenerse de alrededor de una centena de productos vegetales y animales, los cuales son transformados a metil ésteres o etil ésteres por transesterificación. Debido a esto las propiedades del biodiesel variarán según la materia prima empleada. En el Anexo IV se muestran algunas de las propiedades definidas por las normas ASTM para el biodiesel (B100).

Una comparación necesaria entre las propiedades del biodiesel y el diesel convencional se puede observar en el Anexo II, donde se demuestran las grandes perspectivas de utilización del primero en los motores diesel con modificaciones mínimas o nulas en muchos casos.

Las propiedades del Biodiesel pueden variar según la materia prima usada, como se muestra en el Anexo III, sin embargo, hay una diferencia mayor entre el diesel convencional y el biodiesel que entre el biodiesel proveniente de diferentes fuentes.

3.9 Algunas consideraciones económicas.

Además de las consideraciones de índole técnica y ambiental existe el factor económico, crucial para poder ponderar el alcance que puede llegar a tener este tipo de alternativa.

Para este análisis se deben considerar los siguientes factores principales:

- ✓ Costo de la materia prima (aceites) regidos por precios internacionales.
- ✓ Costos de procesamiento, producción y almacenamiento del biodiesel. Variables en función de la tecnología aplicada.
- ✓ Proporción final de biodiesel en el combustible final.
- ✓ Costos de distribución y comercialización.

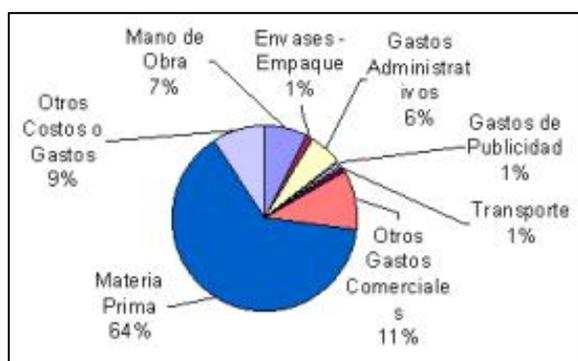


Fig. 4 Distribución de los costos del biodiesel.

La producción de biodiesel está limitada por los altos precios de los aceites y por la etapa de purificación de los productos secundarios. La búsqueda de sustratos más baratos lleva al uso de aceites usados, aceites residuales y a las grasas animales. Aunque estos aceites son más baratos requieren de un proceso

adicional para eliminar la acidez e impurezas presentes en ellos. (Wenzel B., et al 2006)

4. Alternativas tecnológicas y de producción. Comparación.

En el mundo actualmente existen varias formas o alternativas para la producción del biodiesel. Estas se basan fundamentalmente en:

- ❖ Elección de las diferentes materias primas.
- ❖ El uso de metanol o etanol.
- ❖ Reacción con catálisis ácida, básica, o una combinación de ellas.
- ❖ Tipos de catalizadores empleados.
- ❖ Tecnologías de producción.

4.1 Reacción de transesterificación.

Según Fukuda, H. et al, Brewster, R. y otros autores, la transesterificación, también llamada alcoholisis, es la separación de un alcohol de un éster, por otro alcohol, en un proceso similar a la hidrólisis excepto que se emplea un alcohol en vez de agua. Los alcoholes más apropiados son el metanol, etanol, propanol y butanol, usándose en la mayor cantidad de casos etanol y metanol. Este proceso ha sido ampliamente usado para reducir la viscosidad de los triglicéridos, mejorar las propiedades físicas y químicas de los combustibles renovables y así mejorar el funcionamiento de los motores de combustión.

Esto se logra debido a que se rompen las cadenas moleculares largas de los aceites, para formar cadenas más cortas de metil ésteres y glicerina o alcoholes. (Canoira, L., et al 2005)

El sistema reaccionante a considerar para el proceso es el siguiente:

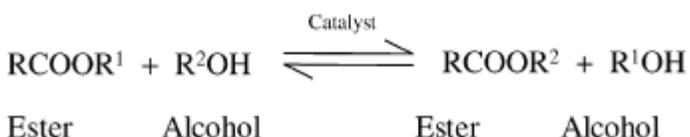


Fig.5: Ecuación general de la transesterificación.

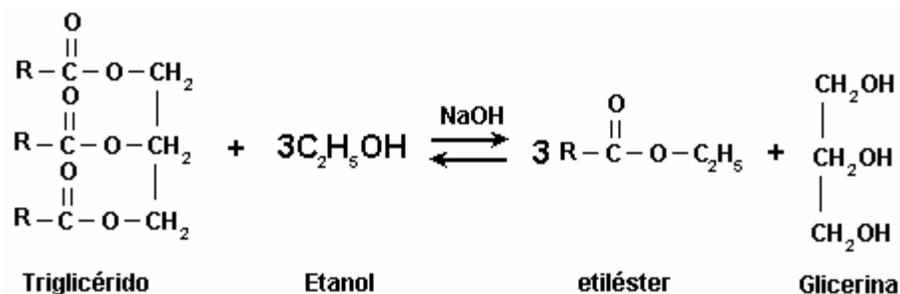


Fig. 6: Ecuación general de transesterificación de un triglicérido.

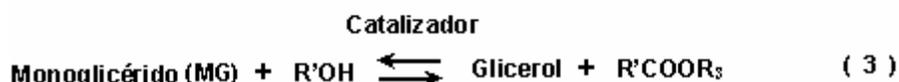
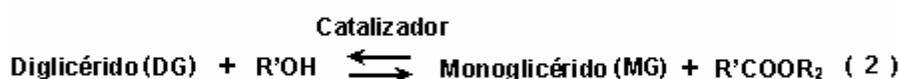


Fig.7: Mecanismo de reacción.

El mecanismo representa las tres reacciones reversibles y consecutivas (en serie) de la transesterificación, donde R₁, R₂, R₃ y R' son los grupos alquilo. El primer paso es la conversión de los triglicéridos en diglicéridos, el cual es seguido de la conversión de los diglicéridos a monoglicéridos y de estos últimos a una molécula de glicerol, se produce también una molécula de etil éster por cada paso de la reacción, dando finalmente tres moléculas de etil éster por cada molécula de triglicérido.

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

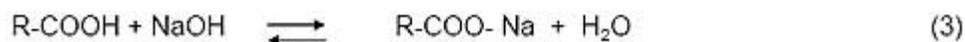
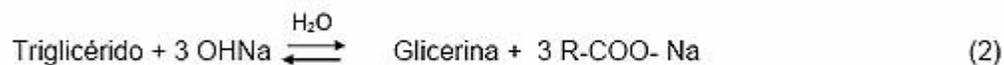
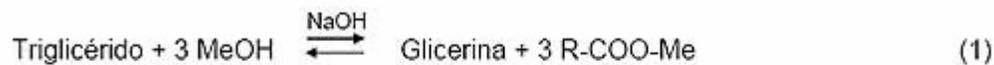


Fig. 8: Reacciones de los triglicéridos y de los ácidos.

(Dalla, B. et al 2006), (L.C. Meher et al. 2004), (Vicente, C. et al 2001)

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

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

Un mecanismo más detallado se expone por Schuchardt, U., et al en 1998 y más adelante por Larosa, R., en el 2004, representado en la figura 9.

En el paso a) de la reacción el alcohol reacciona con el catalizador básico. R1 es el grupo alquilo que forma parte de la cadena del ácido graso del triglicérido. En el paso b) el radical cargado negativamente (CH_2O^-) reacciona con el doble enlace del grupo carbonilo del triglicérido. En el paso c) se forma una molécula de éster alquílico (R_1COOCH_2), en este caso específicamente se trata del metilester. En el paso d) se regenera el catalizador formándose un diglicérido. Los pasos del a) al d) se repiten hasta la desaparición del triglicérido con la formación del monoalquil éster y glicerina como productos finales.

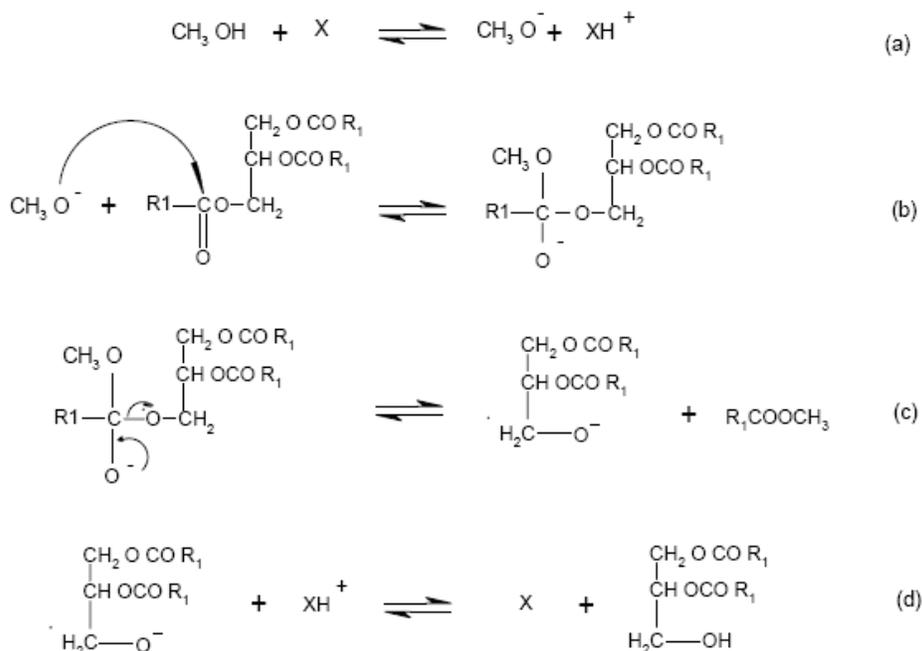


Fig. 9: Mecanismo detallado de la transesterificación.

- Contaminantes de la reacción.

La presencia de agua durante la reacción es uno de los mayores problemas en el proceso de obtención de los etilésteres, pues favorece, en medio alcalino la saponificación de los aceites y no la transesterificación de los mismos, produciendo jabones y disminuyendo el rendimiento de la reacción. Además lleva a la desactivación del catalizador. Esta agua está presente sobre todo en el etanol, pues este último forma una mezcla azeotrópica con el agua que impide la destilación con más de 96°GL de pureza, requiriendo para esto una destilación más compleja que se traduciría en mayores costos. El agua también puede estar presente en el catalizador y en el aceite, en este caso se precisa de un proceso de secado previo.

Otro de los contaminantes en la reacción son los ácidos grasos libres, pues estos llevan a cabo una reacción de neutralización con el catalizador básico, produciendo agua, con los efectos negativos detallados anteriormente; requiriendo una cantidad adicional de catalizador para neutralizar estos ácidos.

- Contaminantes del biodiesel.

Según un trabajo realizado en la Universidad de Iowa, los contaminantes más frecuentes en el biodiesel incluyen materia grasa insaponificable (gomas: polipéptidos, fosfátidos, lecitina, proteínas, mucilágenos, esteroides, hidrocarburos, etc.), además, agua, glicerina libre, alcohol, ácidos grasos libres, jabones, catalizador remanente o residual y productos de oxidación. Esto altera el correcto funcionamiento del motor y en general, son tratados con algún ácido que luego se neutraliza junto con los ácidos grasos libres.

4.2 Elección de las diferentes materias primas.

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

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

La producción de aceites vegetales es posible a partir de más de 300 especies diferentes, aunque los cultivos arbóreos (palma, olivo, etc.) suelen presentar mayores rendimientos en aceite que los cultivos herbáceos, la materia prima a utilizar depende de la región geográfica, disponibilidad de la misma o de la tecnología instalada. De esta manera se pueden emplear para la fabricación de biodiesel, aceite de soja (Estados Unidos), coco y palma (países tropicales), colza (Europa), girasol, algodón, maní, arroz, jatropha curcas, ricino, aceite de freír usado, etc.

En Cuba resulta muy atractivo utilizar la cera presente en la cachaza, residuo de la industria azucarera, debido a su gran disponibilidad, y fácil extracción de la cera contenida en ella.

Las ceras se definen como ésteres de ácidos grasos superiores, que en vez de contener grupos glicéridos son ésteres de alcoholes grasos superiores: C16 (cetílico), C24 (carnaubílico) y C30 (miricílico), La fórmula general de la cera es $R-CO-O-R'$. De una forma genérica puede afirmarse que las cadenas del ácido y del alcohol tienen longitudes similares. Las ceras tienen pesos moleculares elevados, son sólidas a la temperatura ambiente, pero tienen puntos de fusión

inferiores a los 90°C y son insolubles en agua y en la mayoría de disolventes orgánicos. (Brewster, Ray Q., 1963)

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

4.3 Uso de metanol o etanol.

Uno de los problemas que tiene la utilización de etanol, con la consiguiente producción de etilésteres, es la formación de una emulsión muy estable que dificulta posteriormente la separación de los etilésteres y la glicerina. El metanol y el etanol no son miscibles con los triglicéridos (aceites) a temperatura ambiente, por esa razón la mezcla de reacción es agitada mecánicamente para mejorar la transferencia de masa. Durante el curso de la reacción, normalmente se forma una emulsión; en el caso de la metanólisis, esta emulsión se rompe fácil y rápidamente, para formar dos capas, la superior rica en metilésteres, y la inferior rica en glicerina. En la etanólisis, la emulsión es mucho más estable, siendo más complicada la separación y la purificación de los ésteres. El grupo no polar del etanol es más grande que en el metanol, y este es el factor crítico en la estabilización de la emulsión. Sin embargo, cuando las concentraciones de los monoglicéridos y diglicéridos son bajas, la emulsión se vuelve inestable. Por eso se necesita que la reacción sea lo más completa posible, reduciendo así la concentración de estos compuestos intermedios.

El uso de etanol para la reacción de transesterificación es de interés no solo por la utilización de otro recurso renovable, sino por las diferentes propiedades que le confiere al biodiesel. Así, el producto obtenido a partir de grasas, presenta un menor punto de escurrimiento cuando se usa etanol con respecto al uso de metanol. Por otro lado, la reactividad del etanol es muy diferente a la del metanol, tanto por una diferencia en la polaridad de la molécula, como por una mayor miscibilidad mutua que se tiene en presencia de etanol, esto implica

mayor velocidad de reacción, dado a que se eliminan o disminuyen los problemas de transferencia de masa.

4.4 Reacción con catálisis ácida, básica, o una combinación de ellas.

➤ Transesterificación de los aceites con catálisis básica.

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

Las reacciones homogéneas catalizadas por una base son más rápidas que las catalizadas por un ácido. Los catalizadores alcalinos como el hidróxido de potasio y de sodio a pesar de su ventajas y de su amplio uso, presentan desventajas debido que durante el proceso de transesterificación puede ocurrir la formación de agua; la acumulación de la misma en presencia de estos catalizadores, acelera la reacción irreversible de la hidrólisis de los aceites y la consiguiente formación de jabón. La reacción de saponificación disminuye la conversión de los triglicéridos a biodiesel. Además, el catalizador es removido en la capa de glicerol, lo cual hace el proceso de purificación más difícil. (Wenzel, B., 2006)

Tanto los aceites o grasas, como el alcohol y el catalizador, deben tener ciertas especificaciones para llevar a cabo la transesterificación con catálisis básica. Los triglicéridos deben tener un bajo valor de acidez, representada por los ácidos grasos libres presentes en el aceite, además todos los materiales deben estar anhidros.

La adición de una mayor cantidad de catalizador (NaOH o KOH), puede compensar la alta acidez de la materia prima, pero se produce cierta cantidad de jabones en la reacción, incrementando la viscosidad y la formación de geles, que interfieren tanto en la reacción como en la separación de la glicerina. Estos jabones además neutralizan una parte del catalizador, el cual no puede estar disponible para llevar a cabo la transesterificación.

El mecanismo de la reacción catalizada por una base es el mismo que descrito en el principio de este epígrafe.

- Transesterificación de los aceites con catálisis ácida.

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

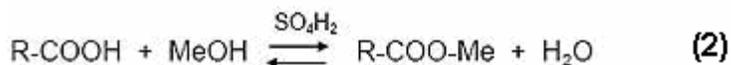
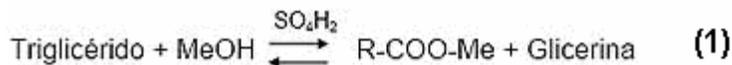


Fig. 10: Mecanismo de reacción de la catálisis ácida.

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

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

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

La metodología a seguir es combinar pasos de catálisis ácida, separación de los productos, y por catálisis alcalina. Inicialmente los ácidos grasos libres, pueden ser convertidos en metil o etilésteres, por un pretratamiento con una catálisis ácida y en una segunda etapa, la transesterificación se completa usando una catálisis básica.

Primer paso catalizado por un ácido fuerte, ocurre según:

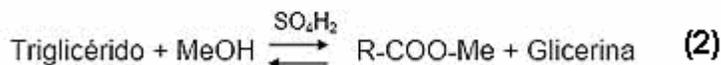
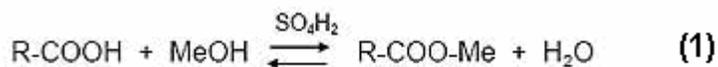


Fig. 11: Mecanismo de catálisis ácida

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

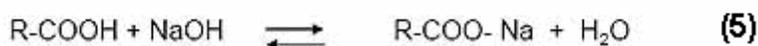


Fig. 12: mecanismo de catálisis básica

4.5 Tipos de catalizadores empleados. Concentración.

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

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

De todos estos tipos de catálisis, la más efectiva y económica, cuando la materia prima no tiene un alto valor de ácidos grasos libres, es la catálisis básica, usando como catalizadores, hidróxido de sodio, metóxido de sodio, hidróxido de potasio, metóxido de potasio. Según Formo, M. W., la reacción mediante este tipo de catálisis, ocurre unas 4000 veces más rápido que catalizada con la

misma cantidad de un catalizador ácido; además es la más usada comercialmente.

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

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

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

4.6 Tecnologías de producción.

Actualmente se han desarrollado diversas tecnologías para la producción de los biocombustibles, cada una de ellas con ventajas y desventajas particulares y buscando todas, hacer el proceso tecnológico, ambiental y económicamente factible. Las principales son:

- Reacción con Catálisis ácida-base.
- Reacción de Transesterificación Enzimática con Lipasas.
- Reacción con Metanol Supercrítico.
- Reacción con CO₂ Supercrítico.

Además se pueden identificar dos grandes grupos de producción:

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

4.6.1 Reacción con catálisis ácido-base.

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

4.6.2 Reacción de Transesterificación Enzimática con Lipasas.

Este tipo de tecnología para la producción de biodiesel está siendo muy atractiva en los productores de este biocombustible y estudiada por varios autores, debido a los inconvenientes del proceso con catálisis química como la necesidad de remoción del catalizador, el gasto de energía para aumentar la temperatura, los problemas de corrosión por el uso de sustancias fuertemente ácidas y/o básicas entre otras, (Faccio, C., 2004), además, las enzimas presentan muchas ventajas como catalizadoras de la reacción, ya que facilita grandemente la separación de la glicerina como un coproducto, la separación del alcohol que no reaccionó y la purificación de los etil ésteres producidos, tiene una gran eficiencia catalítica, aumentando la velocidad de reacción de 10^8 a 10^{12} veces, buena selectividad, pueden actuar en un rango de temperatura de 30°C-70°C a presión atmosférica, a pesar del alto costo de producción que tienen.

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

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

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

Tabla 1.2. Comparación entre los métodos con catálisis básica y catálisis enzimática.

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

Para la transesterificación de los aceites pueden ser usadas varias clases de lipasas, como son: *Candida antarctica* (Novozym 435), *Candida rugosa*, *P. cepacia*, *Pseudomonas fluorescense*, *Aspergillus niger*, *Rhizopus arrhizus*, *Rhizomucor miehei*, entre otras, siendo la *C. antarctica* la de mejores resultados. El proceso de obtención de biodiesel mediante catálisis enzimática consta de las siguientes etapas generales:

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

Los equipos para llevar a cabo esta tecnología son muy diversos. Los más representativos son las torres de hidrólisis enzimática (fig. 13) y los reactores de membrana microporosa (fig. 14).

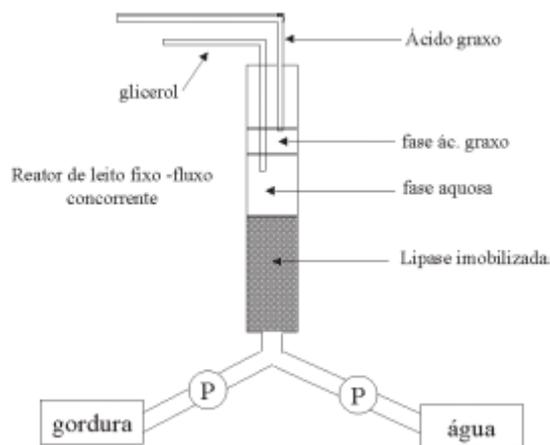


Fig. 13. Torre de hidrólisis enzimática

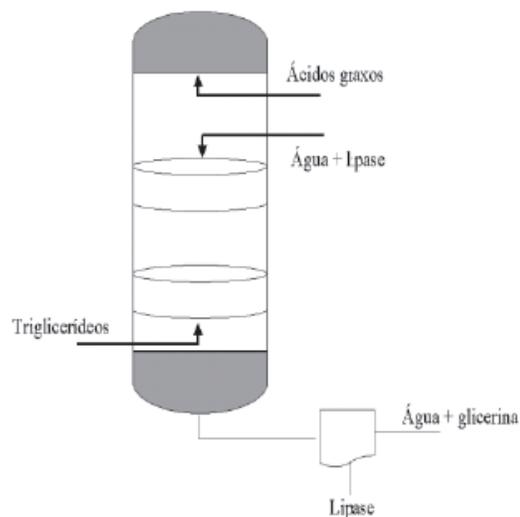


Fig. 14. Reactor de Membrana Microporosa.

Fuentes: Meher, L.C. et al, 2004, Fukuda, H. et al, 2001, Heizir F. de Castro et al, 2004, Yadav Ganapati D., 2004, Oliveira, D. et al, 2004, Matsuo, T., et al, 1984, Faccio, C., 2004.

4.6.3 Reacción de Transesterificación con Metanol Supercrítico.

La obtención del biodiesel mediante un método supercrítico no es más que la transesterificación de los ésteres grasos presentes en las grasas animales o vegetales a través de una reacción en presencia de un alcohol de cadena corta (etanol o metanol) en estado supercrítico, (H. He, 2005), es decir a una temperatura y presión mayor que la crítica.

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

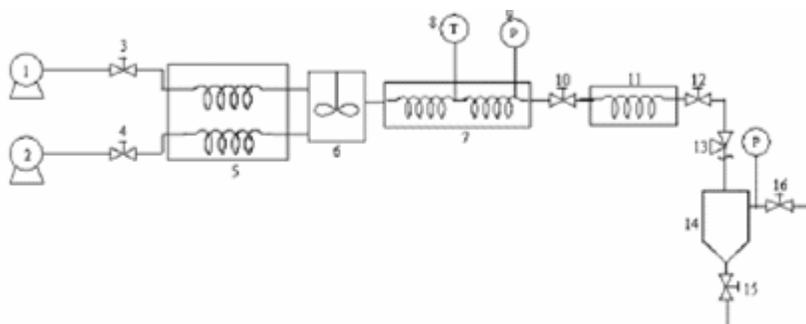
- Es ambientalmente compatible.
- No se requiere del uso de catalizadores.
- No se necesita de la separación del catalizador y de los productos saponificables de los alquil ésteres.

- El agua de desecho con ácido o álcali puede ser evitada.
- La reacción en estado supercrítico presenta un tiempo de reacción más corto que el método tradicional por transesterificación con catálisis.
- Se alcanzan conversiones más altas.
- El equilibrio de la reacción se alcanza en solamente 2-4 minutos.
- La producción continua puede ser más factible.
- Pueden ser usados materiales de baja calidad, pues los catalizadores son sensibles al agua y a los ácidos grasos. El porcentaje de agua en la materia prima debe ser menor a 0.06 % (w/w) y los ácidos grasos libres deben tener un valor más bajo que el 0.5 % (w/w), o el rendimiento de los ésteres disminuirá grandemente. Esto es un factor importante en la disminución del costo del biodiesel.
- Los ácidos grasos reaccionan con la misma velocidad que los triglicéridos convirtiéndose en ésteres.

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

Huayang He et al, diseñaron un dispositivo para la obtención de metil ésteres mediante la transesterificación con metanol en estado supercrítico de forma continua, representada en la figura 15.

Primeramente, el precalentador (50-400°C) y el reactor (200-400°C) son llevados hasta la temperatura correspondiente, luego en una relación molar de 6:1 metanol y el aceite son bombeados simultáneamente en el precalentador por bombas de alta presión y calentados a la temperatura predeterminada.



Supercritical continuous reaction device. 1, 2. high-pressure pump; 3, 4, 10, 12, 15, 16. valve; 5. preheater; 6. blender; 7. tube reactor; 8. thermometer; 9. manometer; 11. condenser; 13. pressure regulator; 14. separatory funnel.

Fig. 15. Equipo de reacción supercrítica continuo.

En el mezclador el aceite y el metanol son mezclados a velocidad de agitación constante, para posteriormente la mezcla reaccionante sea bombeada al reactor. El tiempo de residencia (12.5-50 min), puede ser ajustado regulando el flujo de las bombas (0.10-9.9 ml/min); la temperatura de reacción y la presión dentro del reactor puede ser ajustado con un termostato eléctrico y con un regulador de presión respectivamente. Mediante el condensador, el producto es enfriado a temperatura ambiente para luego llevar a cabo la separación de los metil ésteres en el embudo separador.

En trabajos recientemente publicados se ha propuesto una solución a las desventajas de este esquema. La configuración de un reactor del proceso supercrítico clásico se reemplaza por dos reactores supercríticos en serie y se elimina glicerol entre los dos pasos de reacción para permitir que la reacción proceda hasta completarse con relaciones de metanol/aceite razonablemente bajas (6-10), a bajas temperaturas (250-300°C) y bajas presiones ($P < 2.5-5.0$ MPa). Se disminuyen así costos de bombeo y robustez de equipos. (C. R. Vera, et al, 2005)

4.6.4 Producción continua y discontinua.

Generalmente el biodiesel se produce en procesos discontinuos, siendo la etapa de reacción la que caracteriza la continuidad o no del proceso tecnológico.

Los reactores discontinuos generalmente son tanques agitados donde se alimentan los reactantes al equipo, se dejan reaccionar durante un tiempo

predeterminado sin hacer ninguna extracción del reactor y luego se descargan los productos.

Estos reactores dada su flexibilidad tienen diversas posibilidades de uso, cuando se elaboran productos en pequeñas cantidades, cuando se trabaja en escala piloto, cuando se requiere de un estudio cinético en fase homogénea líquida fundamentalmente, y también como etapa inicial de procesos nuevos donde más adelante se puedan realizar los mismos con reactores continuos (Viera, R., 1991), también cuando los tiempos de residencia son elevados o en reacciones donde se requiera elevada selectividad (Perry's Handbook, 6th Ed). Algunas de las desventajas del proceso discontinuo son: altos tiempos de producción totales, baja estabilidad en las calidades de los productos, altos costos de mano de obra, difícil control automático, entre otros. Actualmente los investigadores han desarrollado varios procesos continuos usando métodos catalíticos, aumentando la eficiencia de la producción y la calidad del Biodiesel, además de disminuir considerablemente los tiempos de producción. (Huayang He, et al, 2007).

5. Transesterificación de la cera.

La mayoría de los investigadores que participan en el estudio y producción de Biodiesel han desarrollado excelentes trabajos para la transesterificación de los triglicéridos a partir de aceites provenientes de semillas y de grasa animal, pero relativamente poco desarrollo han experimentado las ceras en la producción de biodiesel. Canoira, L., et al desarrollaron un proceso de obtención de este biocombustible utilizando cera de una planta brasileña llamada jojoba, mediante los procesos de catálisis ácida y básica con metanol, obteniendo excelentes resultados. En nuestro país recientemente se han realizado varios trabajos, como el de Ley Chong, N., 2006, el cual encaminó sus estudios a la producción de Biocombustibles a partir de residuos sólidos agroindustriales como la cera de cachaza, concluyendo que la producción de biodiesel, a partir de estos residuos, se considera una alternativa energética viable para la sociedad actual, donde la transesterificación empleando etanol en medio básico es ruta de obtención de este producto con gran impacto económico y ambiental.

Al contrario de los aceites vegetales y grasas animales, la cera, no es un triglicérido, sino una mezcla de ésteres (97-98%) de cadena larga, de ácidos grasos y alcoholes grasos, donde ambos grupos son de elevado peso molecular (Fig. 16). La hidrólisis de una cera da un ácido y un alcohol, cada uno de los cuales habitualmente contienen de 16 a 30 átomos de carbono y en algunos casos más. (Brewster, R., 1953)

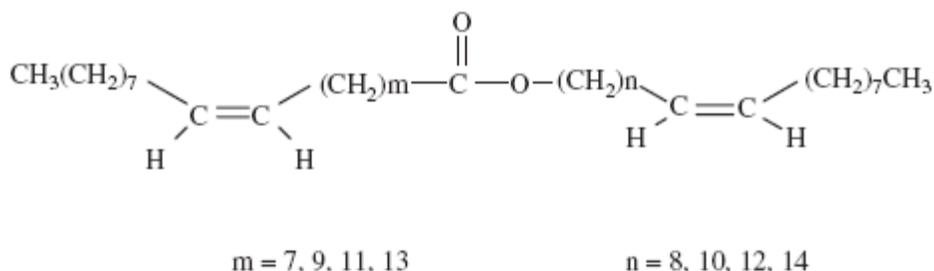


Fig. 16. ésteres de la cera

La Transesterificación (o alcoholólisis) de un éster es un intercambio parcial de grupos mediante una reacción reversible catalizada por una pequeña cantidad de etóxido de sodio, representado por el siguiente equilibrio. (Brewster, R., 1953)

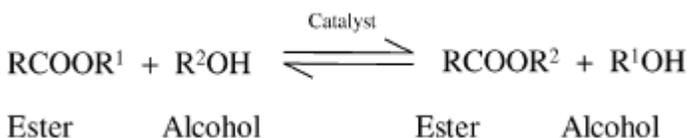


Fig. 17. Transesterificación de un éster

Muchos autores han realizado estudios sobre la composición química de la cera de caña de azúcar, Torres (Torres, M. 1993), coincidiendo con Evora y Guerrero (Evora, M. 1987; Guerrero, L. 1998) reporta que contiene 35.5 % de ácidos y 60 % de materia no saponificable (alcoholes). Los ácidos que mayormente se encuentran en la cera de caña son: ácido Linoléico (38.1%), ácido palmítico (29.2%), ácido oléico (20%), entre otros; y los alcoholes de elevado peso molecular son: 1-Octacosanol, Triacontanol (alcohol Melísico), Eicosanol, Tertracosanol, y Hexacosanol, entre otros muchos. (Vera, M., 2000)

La cera contiene menores cantidades de ácidos grasos libres, tiene una baja reactividad química y punto de ebullición muy alto (398°C), que le otorga a este producto propiedades físico-químicas muy importantes. Por otra parte, la factibilidad de usar el biodiesel obtenido con este planta, es fuertemente

dependiente del valor agregado de los alcoholes grasos (o alcoholes de alto peso molecular) que está alrededor de 11 \$/kg, los cuales son productos secundarios de la reacción de transesterificación. El proceso de transesterificación de la cera de la jojoba no ha recibido mucha atención por parte de los investigadores pues el proceso para hacerse económicamente atractivo requiere un precio de la cera de 0.75 \$/Kg, muy lejos este del precio actual de 2.60 \$/Kg. (Canoira, L., et al, 2006). Al contrario de los costos de la cera de cachaza los cuales son muy inferiores al provenir de un residuo agroindustrial.

Según Canoira, L., et al, en la transesterificación con metanol de una cera se pueden obtener para catálisis ácida, 97% de conversión usando cloruro de acetilo, mientras, que en la catálisis básica se alcanzó solo 90% usando como catalizador metóxido de sodio. El método de catálisis ácida presenta varias desventajas descritas por los autores, mientras que la menor conversión alcanzada por el método básico, se deba probablemente a la absorción de algunos componentes polares en el sulfato de sodio empleado para el secado de la mezcla.

Las etapas del proceso con catálisis básica son:

- Preparación del metóxido de sodio
- Reacción de transesterificación (mezclado del aceite, el alcohol y el catalizador)
- Enfriamiento de la mezcla
- Neutralización con ácido clorhídrico
- Evaporación al vacío del exceso de metanol
- Secado del producto con sulfato de sodio anhidro
- Extracción con solvente del metil éster
- Separación del solvente mediante evaporación
- Purificación del biodiesel

6. Escalado de equipos en la extracción sólido-líquido.

El método de diseño mediante escalado consiste en el desarrollo de una secuencia de trabajos experimentales en los que el sistema se somete a estudios en aparatos de dimensiones cada vez mayores. (Viera, 1991)

La mayoría de los datos científicos y la experiencia alcanzada durante el desarrollo de procesos, se obtienen de trabajos que se realizan en pequeños aparatos. Antes que esa información pueda usarse en el diseño de plantas a gran escala, esta debe ser modificada creativamente para pasar de una escala pequeña a una mayor, esa modificación se conoce como escalado (scale-up). (Rodríguez, I., 2000)

El problema del escalado está en encontrar precisamente, el factor que involucra la razón de las dimensiones lineales del modelo y el prototipo. (Ju, 1992; Walas, 1965)

El factor de escala a utilizar depende en gran medida de la naturaleza del sistema y del conocimiento que se tenga del mismo (Villanueva, 1991). Cada proceso tiene el suyo específico. (Himmelblau, 1976)

Cuando la operación fundamental de proceso es el mezclado, como sucede en la operación de extracción del aceite de cachaza, se tiene en cuenta el procedimiento para el escalado de tanques agitados. (Cárdenas, 1996; Trambauze, 1979).

Métodos de escalado:

Varios autores (Rodríguez, I., 2000; Himmelblau, 1976) plantean como principales métodos de escalado los siguientes: Principios de similitud, Modelos y "Mockups" (escala demostrativa o modelo de tamaño real) y la Modelación matemática.

Principio de similitud:

Este principio involucra las relaciones entre sistemas de diferentes tamaños. En el caso de un tanque agitado, esta similitud se representa generalmente por grupos adimensionales, que caracterizan los fenómenos del proceso y que permanecen constantes durante el escalado. El significado físico de estos grupos es una relación de constantes de tiempo para los diferentes mecanismos

involucrados. Por eso, mantener grupos adimensionales constantes significa que la importancia relativa de los mecanismos involucrados no cambia durante el escalado.

En ingeniería química se utilizan tres tipos de similitudes: La mecánica, la térmica y la química.

- Similitud mecánica:

Se requiere de las similitudes geométricas, cinemática y dinámica. Así, la geométrica exige que el sistema tenga la misma geometría en ambas escalas, la cinemática que las velocidades de los fluidos tengan una relación constante en puntos correspondientes de los dos sistemas, mientras que la similitud dinámica exige que las fuerzas creadas por o hechas sobre los fluidos mantengan una relación constante en puntos correspondientes de uno y otro sistema

- Similitud térmica:

Se tiene en cuenta principalmente en sistemas en los cuales hay un flujo de calor de características importantes para el sistema.

- La similitud química:

Para todas las reacciones químicas, las temperaturas o perfiles de temperatura-tiempo deben ser las mismas en las industrias grandes que en las pequeñas. En sistemas homogéneos, los tiempos de reacción y las concentraciones iniciales deberán ser los mismos.

Modelos y Mockups: Han alcanzado gran desarrollo sobre todo en sistemas muy complejos tales como los que incluyen reactores heterogéneos y catalíticos. Muy usados en la industria del petróleo.

La modelación matemática: implica la representación de un sistema físico por una serie de ecuaciones, las cuales en una forma limitada pueden representar el sistema bajo estudio en dependencia del nivel de descripción que se decida tomar. El modelo matemático es la implementación ideal para el escalado de un proceso.

La similitud geométrica: Requiere que los sistemas tengan la misma forma geométrica. Dos cuerpos son geoméricamente similares, cuando sus dimensiones guardan una relación de escala modelo-prototipo.

La ecuación general del escalado entre dos sistemas similarmente geométricos de diámetros D_1 y D_2 es:

$$R = D_2/D_1 = [(P/V)_2 / (P/V)_1]^{1/(3m-1)} = [N_2/N_1]^{1/(m-1)}$$

Donde: P/V : es la potencia por unidad de volumen y N : es la velocidad de agitación.

El coeficiente m ha sido extensamente estudiado. Para sistemas con igual movimiento del fluido (mezclado) toma un valor de 0. (*Trambauze, 1979; Perry, R., 1984*)

Parámetros más usados para el escalado de sistemas de mezclado:

Aiba plantea (*Aiba, 1965*) que los parámetros más importantes a considerar en el escalado de los sistemas de mezclado son:

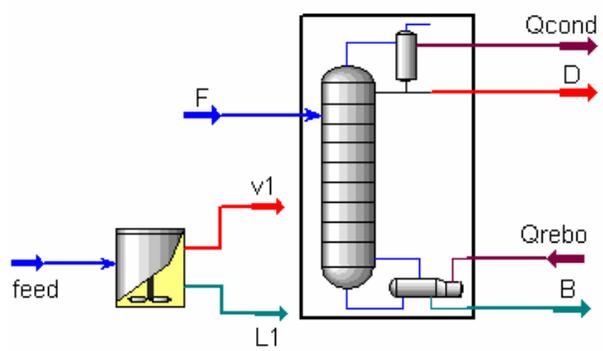
- Potencia del agitador por unidad de volumen constante ($P \cdot N^3 \cdot D^5 / V$). Se considera que este es el criterio de escalado más usado. (*Bissio, 1985; Cañizares, 1997*).
- Este criterio trae como consecuencia una disminución en la velocidad rotacional del agitador con el consecuente incremento en el tiempo de circulación total, aunque la velocidad de cizallamiento se incrementa. Por otra parte el número de Reynolds se incrementa con el volumen escalado acorde a P/V constante. (*Bissio, 1985*).
- Velocidad de cizallamiento constante ($\pi \cdot N \cdot D$). Este criterio mantiene constante la velocidad en el extremo de los agitadores. Es ampliamente usado para mantener la misma calidad de distribución de gases para reacciones rápidas. Se reporta un incremento en el número de Reynolds, mientras que disminuyen otros parámetros como P/V , velocidad rotacional y capacidad de bombeo/volumen. Existen una serie de criterios que han permitido generalizar los valores de la velocidad de cizallamiento para los procesos de dispersión gaseosa, líquida o sólida.
- Número de Reynolds constante ($N \cdot D^2 \cdot \rho / \mu$). El mismo trae como consecuencia una disminución drástica de casi todos los elementos que conforman el sistema de agitación.

Kemmere expone los criterios para trasladar un proceso desde escala de laboratorio hasta una escala mayor:

- Velocidad constante del impelente: $N_i = \text{constante}$
- Velocidad constante en el extremo del impelente: $N_i * d = \text{constante}$
- Tiempo de circulación constante: $t_c \propto (d^3 / N_i * d^3) = N_i^{-1} = \text{constante}$
- Número de Reynolds constante: $Re \propto N_i * d^2 = \text{constante}$
- Potencia constante: $P \propto N_i^3 * d^5 = \text{constante}$
- Disipación de energía constante: $\varepsilon_{av} \propto (N_i^3 * d^5 / d^3) \propto N_i^3 * d^2 = \text{constante}$

Conclusiones parciales

1. Resulta muy atractivo utilizar la cera presente en la cachaza, debido a que esta última constituye un residuo de la industria azucarera, su gran disponibilidad, y a que es factible realizar su extracción. Además, el empleo de esta materia prima permite la obtención de un coproducto de alto valor agregado: los alcoholes de alto peso molecular.
2. El empleo del alcohol etílico en la reacción presenta varias ventajas:
 - La utilización de otro recurso renovable.
 - Por las diferentes propiedades que le confiere al biodiesel. Así, el producto obtenido, presenta un menor punto de ebullición cuando se usa etanol respecto de metanol.
 - Se obtiene una mayor miscibilidad con el aceite, lo que implica mayor velocidad de reacción, dado que se eliminan o disminuyen los problemas de la transferencia de masa.
 - El costo de adquisición del etanol es inferior al del metanol.
 - El metanol es mucho más tóxico, y difícil de manipular cuando forma el metóxido.
3. El método de catálisis básica es el más adecuado, debido a que la materia prima no tiene un porcentaje elevado de ácidos grasos libres y se puede utilizar este método sin mayores dificultades y logrando altos valores de conversión.
4. Teniendo en cuenta el factor costo, los catalizadores básicos, presentan mejores perspectivas y tienen buenos resultados, además se encontraron problemas con los catalizadores heterogéneos y con las enzimas.
5. Se requiere de un exceso de etanol para desplazar la reacción en el sentido de los productos, aumentando la conversión de equilibrio, según el Principio de Le Chatelier-Brown.
6. El proceso de extracción del aceite de la cachaza puede ser diseñado mediante escalado, a partir de datos del laboratorio, utilizando como criterio la similitud geométrica y la potencia por unidad de volumen constante.



Capítulo II

Capítulo 2: Resultados Experimentales.

El trabajo en el laboratorio se basó fundamentalmente en cuatro etapas.

1. Determinación de las propiedades físicas de la cachaza.
2. Extracción de la cera con solvente orgánico.
3. Evaporación del solvente.
4. Reacción de transesterificación.

2.1 Determinación de propiedades físicas de la cachaza.

➤ Humedad:

El valor de la humedad se determinó por un método sencillo de secado en una estufa hasta que el peso de las muestras permaneció constante. La humedad resultó ser de 13.25 %.

➤ Densidad:

Se determinó la densidad real de la materia prima, la cual fue de 141.92 kg/m³.

➤ Curva de Humedad vs Densidad:

Esta relación se determinó debido a la necesidad de obtener la densidad real con variaciones en la humedad de la materia prima. La curva resultante se muestra en los anexos. Los datos obtenidos se ajustaron mediante una ecuación logarítmica con $R^2 = 0.96$.

➤ Cantidad de cera en cachaza:

Estudios de varios autores (Guerrero, L., y Villanueva, G.), arrojaron que la cantidad de cera presente en la cachaza es de 12% base seca.

2.2 Extracción de la cera con solvente orgánico.

La extracción del aceite se realizó mediante un proceso de extracción sólido-líquido (lixiviación) empleando como solvente orgánico nafta comercial. Se utilizó un total de 1.98 Kg de cachaza y 26.25 L de nafta

Generalmente, es preferible lixiviar a la más alta temperatura posible pues las temperaturas más elevadas dan lugar a una mayor solubilidad del soluto en el solvente y en consecuencia es posible lograr concentraciones finales más altas en el líquido lixiviado, además la viscosidad disminuye y la difusividad aumenta, lo que conduce a aumentar los regímenes de extracción teniendo mucho

cuidado de que el producto no sufra deterioro químico ni ocurra la extracción de solutos indeseables.

Metodología experimental:

La cachaza es pasada por un tamiz de malla gruesa, para separar las partes compactadas de la misma. Una vez preparado el sólido se somete al proceso de lixiviación. Para ello las alternativas estudiadas fueron las siguientes:

- Extracción en una etapa.
- Extracción en dos etapas en corrientes cruzadas.

La extracción en una etapa se realizó en un tanque de 5 L mezclando 180 g de cachaza con 3,75 L de nafta. Con el objetivo de demostrar la capacidad extractiva del solvente y de concentrar este, a partir del cuarto experimento se realizó el proceso en dos etapas en corrientes cruzadas con una alimentación de cachaza fresca en cada una de ellas, logrando con esto enriquecer más la nafta antes de entrar en la etapa de evaporación del solvente, en este caso se trabajó con 360 g de cachaza en cada etapa y 7,50 L de nafta. Los parámetros óptimos para esta etapa, ya han sido encontrados por varios autores (Villanueva, G., 2000). Siendo los valores empleados:

- ✓ $T = 75^{\circ}\text{C}$
- ✓ $P = 1 \text{ atm}$
- ✓ $R = \frac{3 \text{ Lnafta}}{1 \text{ Lcachaza}}$
- ✓ Tiempo de la operación = 1 hora
- ✓ Velocidad de agitación = 700 rpm

Estos parámetros de operación aseguran una extracción del aceite con valores elevados sin afectar las propiedades del mismo. Mediante los experimentos en la etapa de extracción se buscó corroborar los resultados obtenidos por otros autores con un lote de cachaza diferente.

El equipo utilizado se muestra en la Figura 2.1. Una vez que comienza el mezclado y calentamiento de las fases, los vapores de las fracciones más livianas de la nafta comienzan a evaporarse, estos pasan por el condensador

con agua a 10°C, se condensan y son recirculados al equipo nuevamente. (Anexo VI)

En la Tabla 2.1 se muestran las condiciones experimentales.

Tabla 2.1 Parámetros de extracción.

Experiencias	1	2	3	4*	5*	Total
Temperatura	75°C	75°C	75°C	75°C	75°C	-
R (L de nafta/L de cachaza)	3/1	3/1	3/1	3/1	3/1	-
Cantidad de cachaza (g)	180	180	180	720	720	1980
Cantidad de solvente (L)	3.75	3.75	3.75	7.50	7.50	26.25
Tiempo de contacto (h)	1	1	1	1	1	-
Velocidad de agitación (rpm)	600	600	600	700	700	-

*Se realizaron con el equipo de 10 L y en dos etapas en corrientes cruzadas

La figura 18 representa la extracción en una etapa, donde se incluyen la mezcla del sólido y el solvente y la separación mecánica de las fases inmiscibles resultantes.

En la figura 19 se muestra la extracción en dos etapas con corrientes cruzadas, donde a cada etapa se adiciona una cantidad igual de cachaza fresca y se utiliza la solución de lixiviación proveniente de la etapa anterior, logrando con esto enriquecer más la solución, aprovechando la capacidad de extracción que aún presenta el solvente a la salida de la primera etapa.

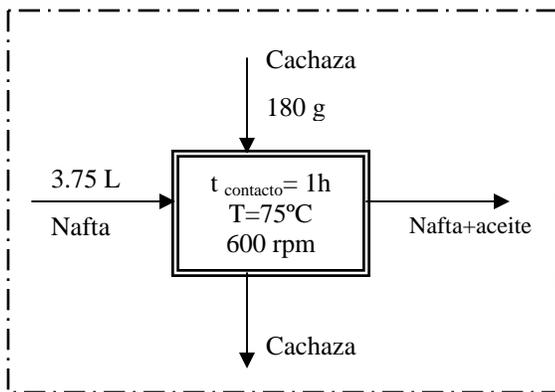


Fig. 18 Extracción en una etapa.

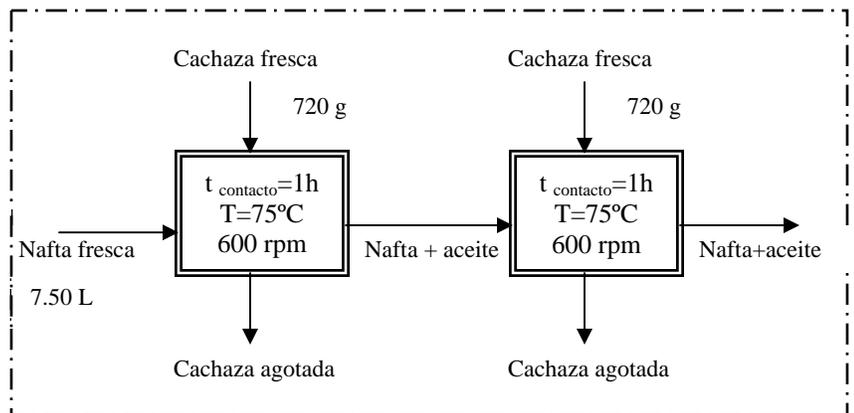


Fig. 19 Extracción en dos etapas con corrientes cruzadas.

2.3 Evaporación del solvente.

Luego de la etapa de extracción y filtración, se realiza una etapa de separación del solvente mediante evaporación al vacío.

Debido a que la nafta tiene una temperatura de ebullición entre 138 – 178°C, y al ser el aceite de cachaza un compuesto orgánico propenso a la descomposición térmica, al deterioro químico y a las consiguientes pérdidas de sus propiedades no es posible realizar un proceso de evaporación a una temperatura mayor de 90-95°C, por lo que se emplea este sistema de vacío donde la temperatura máxima alcanzada es de 65°C.

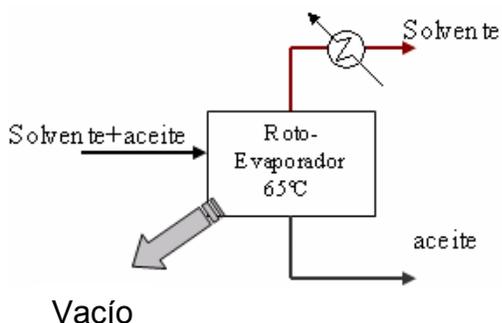


Fig. 20 Evaporación al vacío

Análisis de los resultados.

Los resultados obtenidos en la etapa de extracción, incluyendo a la evaporación del solvente se exponen en la tabla 2.2.

Tabla 2.2. Resultados obtenidos en la extracción del aceite

Experiencias	1	2	3	4*	5*	Total
Cantidad de cera extraída (g)	18.50	18.32	19.01	70.56	72.15	198.5
Rendimiento (g de cera/g de cach.)	0.103	0.102	0.106	0.098	0.100	0.10
Rendimiento (g de cera/L de solvente)	4.93	4.89	5.07	9.41	9.62	7.56
Pérdidas de solvente en extractor (%)	10.40	7.73	9.33	8.00	8.67	8.69
Pérdidas de solvente en evaporador (%)	14.88	15.90	17.35	15.22	15.00	15.51
Concentración del soluto en solvente (g/L)	5.51	5.29	5.59	10.23	10.53	8.28
Fracción masa de soluto en solvente (%)	0.73	0.70	0.74	1.35	1.38	1.09
% de extracción	95.16	94.24	97.79	90.74	92.79	96.05

*Se realizaron con el equipo de 10L y en dos etapas en corrientes cruzadas

Capítulo II: Resultados Experimentales.

De forma general se observa poca variación en los valores obtenidos en cada alternativa realizada, y en varios aspectos evaluados los resultados son positivamente superiores a los esperados.

- Cantidad de aceite extraído: La cantidad de aceite extraído fue de 198.54 gramos. Los valores superiores en las experiencias 4 y 5, están en concordancia con el método de extracción empleado, pues se usó un volumen 2 veces mayor que en las primeras experiencias, y además al emplearse dos etapas también contribuye a incrementar la cantidad de aceite obtenido.
- Rendimiento (g de aceite/g de cachaza): El rendimiento se comportó superior a los valores esperados y evidentemente los valores de las experiencias 4 y 5, son ligeramente inferiores a las primeras experiencias debido a que en la segunda etapa de extracción de estos experimentos, el solvente que se pone en contacto con la nueva partida de sólido tiene cierta cantidad de soluto disuelto, haciendo esto que la fuerza impulsora de la transferencia de masa (diferencia de concentración), sea menor en este caso, disminuyendo la capacidad extractiva del solvente.
- Rendimiento (g de aceite/L de cachaza): Los valores mayores obtenidos en los experimentos 4 y 5 están acorde con los análisis anteriores, y demuestran que con la misma cantidad de nafta en dos etapas es posible extraer casi el doble de lo extraído en una sola etapa, requiriéndose menor cantidad de solvente para obtener determinada cantidad de aceite.
- % Pérdidas de solvente: se determinaron las pérdidas de nafta, tanto en el extractor como en la etapa de evaporación, lo que será útil en el diseño de la planta para calcular el % de reposición de solvente, lo cual tendrá evidentemente un impacto económico positivo disminuyendo estas pérdidas. Los valores obtenidos son relativamente altos y son superiores a los esperados (8–10%). Esto se debe fundamentalmente a la alta volatilidad de la nafta, a la constante manipulación de la misma y a las altas temperaturas del agua utilizada en la condensación de los vapores.

- Concentración: Las concentraciones de aceite en el solvente a la entrada del evaporador resultaron mayores en los experimentos 4 y 5 que en las primeras tres experiencias, debido al mejor aprovechamiento del solvente utilizando dos etapas, logrando obtener con la misma relación de solvente-cachaza, mayores cantidades de aceite.
- % Extracción: Finalmente se evaluó el porcentaje de extracción del aceite resultando un total de 96%. Este es un valor superior al supuesto, el cual está entre 80-85%. Es un resultado que valida los parámetros óptimos empleados para la misma.

Estos resultados demuestran las ventajas que tiene el empleo de dos etapas en corrientes cruzadas frente a una sola etapa, por el impacto económico que representa el ahorro de nafta.

Al comparar los rendimientos obtenidos con los que se presentan en trabajos anteriores (Martínez, R., 2006), se comprueba la necesidad de incorporar al diseño de la tecnología de extracción un condensador para los vapores de nafta generados durante el calentamiento para recircular estos vapores.

2.4 Reacción de transesterificación.

El desarrollo de la reacción consta de los siguientes pasos:

- 1) Preparación del catalizador (Etóxido de Sodio)
- 2) Reacción de transesterificación con etanol
- 3) Neutralización
- 4) Secado con sulfato de sodio
- 5) Extracción de los AAPM con solvente orgánico
- 6) Filtrado de los AAPM
- 7) Evaporación del exceso de etanol y del solvente
- 8) Lavado de los etilésteres
- 9) Evaluación de las propiedades del biodiesel

1) Preparación del catalizador.

Como catalizador se utilizó el etóxido de sodio, el cual fue preparado antes de la experimentación y utilizado en todas las experiencias. Los alcoholes reaccionan con los metales alcalinos como el Li, Na, y K, el hidrógeno del grupo hidroxilo es reemplazado por el metal desprendiéndose aquel en estado gaseoso. Con frecuencia se usa el potasio, porque es más reactivo que el sodio y la reacción puede completarse en un tiempo menor.

En la reacción, la sustancia que se forma es un alcóxido o alcoholato que en este caso se denomina etanolato o etóxido de sodio. La reacción general se representa en la ecuación 2.1.



Materiales y métodos:

Se empleó una relación de NaOH/Etanol: R = 0.020 g de NaOH/g de Etanol

Etanol (96° GL): 195 g = 250 ml

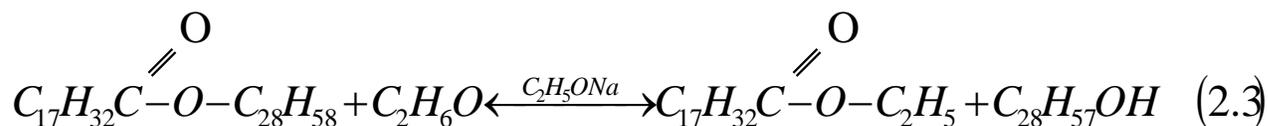
NaOH (99% pureza): 3.9 g

Temperatura de reacción: 45°C

Tiempo de reacción: 45 min (el tiempo según la bibliografía consultada usando metanol y etanol anhidro es de 30 min, el tiempo superior alcanzado probablemente se deba a la presencia de agua en la reacción).

2) Reacción de transesterificación con etanol

Como se discutió en el Capítulo 1, la reacción de transesterificación es una reacción reversible catalizada en presencia de una base fuerte, en este caso el etóxido de sodio. Esta es una reacción de sustitución de los grupos alquilo quedando libre una molécula de alcoholes grasos o alcoholes de alto peso molecular y formándose un éster etílico de ácidos grasos. La reacción global para un éster formado por el ácido linoléico y el alcohol 1-octacosanol se representa según la ec. 2.2 y la reacción de un éster de ácido graso del aceite de cachaza según la ec. 2.3.



Para que la reacción se verifique en el sentido de la formación de los productos, aumentando la conversión alcanzada en el equilibrio, es necesario un exceso de etanol, como se planteó en el Capítulo 1.

Materiales y métodos.

- Los reactivos empleados son:

Etanol Extrafino (96°GL)

Aceite de cachaza

Etóxido de sodio

- La reacción se llevó a cabo en las siguientes condiciones:

Temperatura: 70°C

Presión: 1 atm

Tiempo de reacción: 4 h

Velocidad de agitación: 200 rpm

Las relaciones de alimentación fueron:

$$R_{\text{catalizador/aceite}} = 0.3 \frac{\text{ml de etóxido}}{\text{g de aceite}}$$

$$R'_{\text{etanol/aceite}} = 3.5 \frac{\text{moles de etanol}}{\text{moles de aceite}}$$

$$R''_{\text{etanol/aceite}} = 15 \frac{\text{moles de etanol}}{\text{moles de aceite}}$$

- La reacción se realizó en un reactor discontinuo con agitación (RDCA) (Anexo VI)

El procedimiento a seguir es el siguiente:

- a) Pesar el aceite obtenido en la etapa de extracción y calentar hasta que se licue suficientemente.

Capítulo II: Resultados Experimentales.

- b) Añadir la cantidad predeterminada de etanol al aceite y junto con este, el catalizador necesario de acuerdo a los índices anteriormente planteados.
- c) Colocar la mezcla reaccionante en un termostato a una temperatura de 70°C, con agitación a 200 rpm y dejar reaccionar por un tiempo de 4 horas.
- d) La mezcla resultante se deja enfriar a temperatura ambiente, se disuelve en solvente orgánico y se mantiene durante 12 horas a una temperatura de 4 – 6°C. en esta etapa cristalizan los alcoholes grasos o AAPM.
- e) Filtrar a vacío para separar los AAPM.
- f) Purificación de estos alcoholes mediante un lavado con etanol en tres etapas, y un lavado final con acetona.
- g) El licor resultante de la filtración se evapora para eliminar el etanol que no reaccionó y el solvente orgánico.
- h) Finalmente se valora la acidez del biodiesel y se neutraliza con ácido.

Experiencias.

En la tabla 2.3 se muestran las condiciones en que se condujo la reacción de Transesterificación.

Tabla 2.3. Condiciones de operación en la reacción química.

	Exp. 1	Exp. 2	Exp. 3	Exp. 4	Unidades
Aceite	61.37	65.90	68.40	40.30	gramos
Etanol	37.5	172.57	37.5	105.53	ml
Etóxido de sodio	18.4	19.77	20.89	12.09	ml
Temperatura	70	70	70	70	°C
Veloc. de agitación	200	200	200	200	rpm
Tiempo de reacción	4	4	4	4	h
Nafta	61.37	65.90	69.70	40.3	ml
R_{molar}	3.5	15	3.5	15	$\frac{\text{mol de etanol}}{\text{mol de aceite}}$
R	0.30	0.30	0.30	0.15	$\frac{\text{ml de etóxido}}{\text{g de aceite}}$

 Resultados.

Los resultados que se obtuvieron a partir de la reacción del aceite de cachaza con etanol extrafino (96°GL), en presencia de catalizador básico se muestran en la tabla 2.4.

Tabla 2.4. Resultados obtenidos de la Reacción de Transesterificación.

	Exp. 1	Exp. 2	Exp. 3	Exp. 4
Biodiesel	42.64 g	0	48.48 g	0
Alcoholes grasos (AAPM)	11.742 g	0	12.67 g	0
Formación de jabones	Despreciable	Inaceptable	Despreciable	Inaceptable
Conversión alcanzada (X_A)	72.44%	0	73.89%	0

 Análisis de los resultados.

1. Como resultado de las experiencias 1 y 3 se observó la formación de un sólido cristalino de color beige claro con similar apariencia que los alcoholes de alto peso molecular, obtenidos en trabajos anteriores, además el producto obtenido después de la evaporación, presentó una mejor fluidez que el aceite utilizado en la reacción. Por otra parte no se observó la presencia de jabones durante la reacción, siendo estas características, junto con la precipitación de los alcoholes grasos una señal de la verificación de la reacción de transesterificación.
2. En la experiencia 2, la reacción no se verificó, debido a la formación de jabones que entorpecieron la transesterificación, consumiendo para ello el catalizador y los ácidos grasos presentes, se observó un aumento de la viscosidad, lo que impide el mezclado efectivo entre los reactantes y con ello el transcurso de la reacción. La experiencia 4 se realizó para confirmar la experiencia 2, se disminuyó la cantidad de catalizador a la mitad, manteniendo constante la relación etanol/aceite, para evitar la formación de jabones por exceso de etóxido.
3. En el experimento 4, se obtuvieron los mismos resultados que en el experimento 2; esto significa que la formación de jabones probablemente se deba a la presencia de agua debido al exceso de alcohol adicionado en la

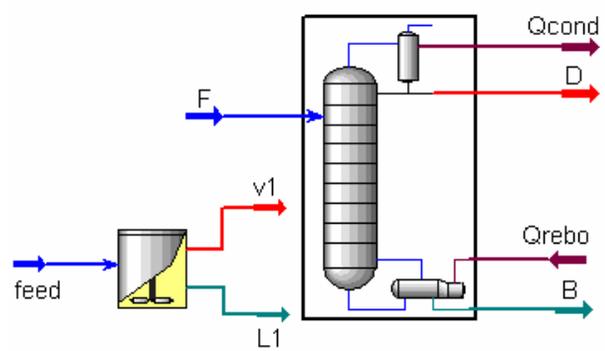
reacción, y no a la cantidad de catalizador añadida. El agua presente en la reacción, favorece la reacción de saponificación de los aceites, analizada en el Capítulo 1, la cual disminuye grandemente la conversión y a menudo puede ser fatal para esta, con la formación de jabones; así, los ácidos grasos libres presentes se están transformando en un producto de bajo valor e intervienen en la reacción. La reacción de saponificación de los aceites en presencia de soluciones alcohólicas es la siguiente:



4. Mediante los resultados de los experimentos 1 y 3, es posible concluir que se puede elaborar biodiesel a partir de un alcohol de 96°GL utilizando un exceso de etanol de alrededor de 3,5 mol de etanol/mol de aceite, para asegurar conversiones altas en el equilibrio, siempre que no se sobrepase el límite máximo de exceso de etanol hallado (menor de 15 mol de etanol/mol de aceite).
5. Las conversiones alcanzadas son menores que las esperadas (95-98%), aunque estos valores, se alcanzaron con etanol anhidro, siendo esto (la presencia de agua), una de las causas de la disminución.

Conclusiones Parciales:

1. Los parámetros empleados en la extracción del aceite son válidos para la materia prima utilizada, obteniéndose altos niveles de extracción en esta etapa.
2. Es posible reducir la cantidad de solvente a utilizar en el proceso mediante un esquema de dos etapas en corrientes cruzadas.
3. Es posible elaborar biodiesel a partir de alcohol extrafino.
4. Es necesario optimizar la relación de etanol/aceite para evitar la formación de jabones durante la reacción. El valor óptimo se encuentra entre 3.5 y 15 mol de etanol/mol de aceite.



Capítulo III

Capítulo III: Diseño de la Planta Demostrativa y Análisis Económico.

3.1 Evaluación del Esquema Tecnológico. Balances de Masa y Energía.

El proceso de obtención de biodiesel, consta de forma general, de tres etapas:

1. Extracción del aceite de cachaza utilizando un solvente orgánico.
2. Preparación del catalizador para la reacción (etóxido de sodio).
3. Reacción de transesterificación con catálisis homogénea.

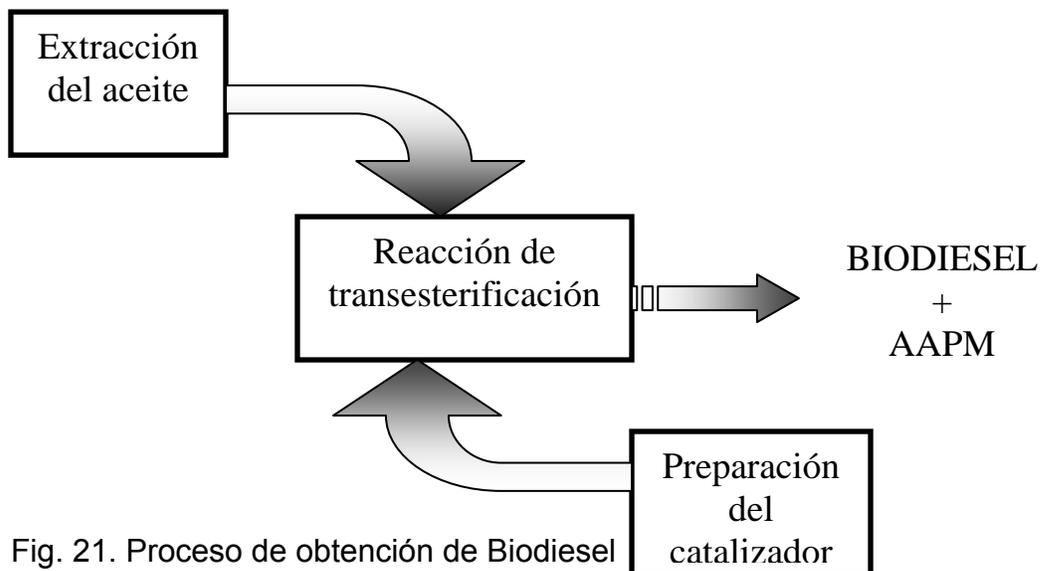


Fig. 21. Proceso de obtención de Biodiesel

En la figura 21 se muestra el diagrama de bloques con las etapas principales del proceso de obtención de biodiesel, y en los anexos se muestra el diagrama de flujo del mismo.

Después de la separación de los productos de la reacción, se realiza la purificación de estos, mediante un lavado con etanol de los alcoholes grasos, una evaporación del exceso de etanol y de la nafta presentes en el licor resultante de la filtración de los alcoholes, y un posterior lavado y neutralización del biodiesel.

Diagrama de bloques del proceso:

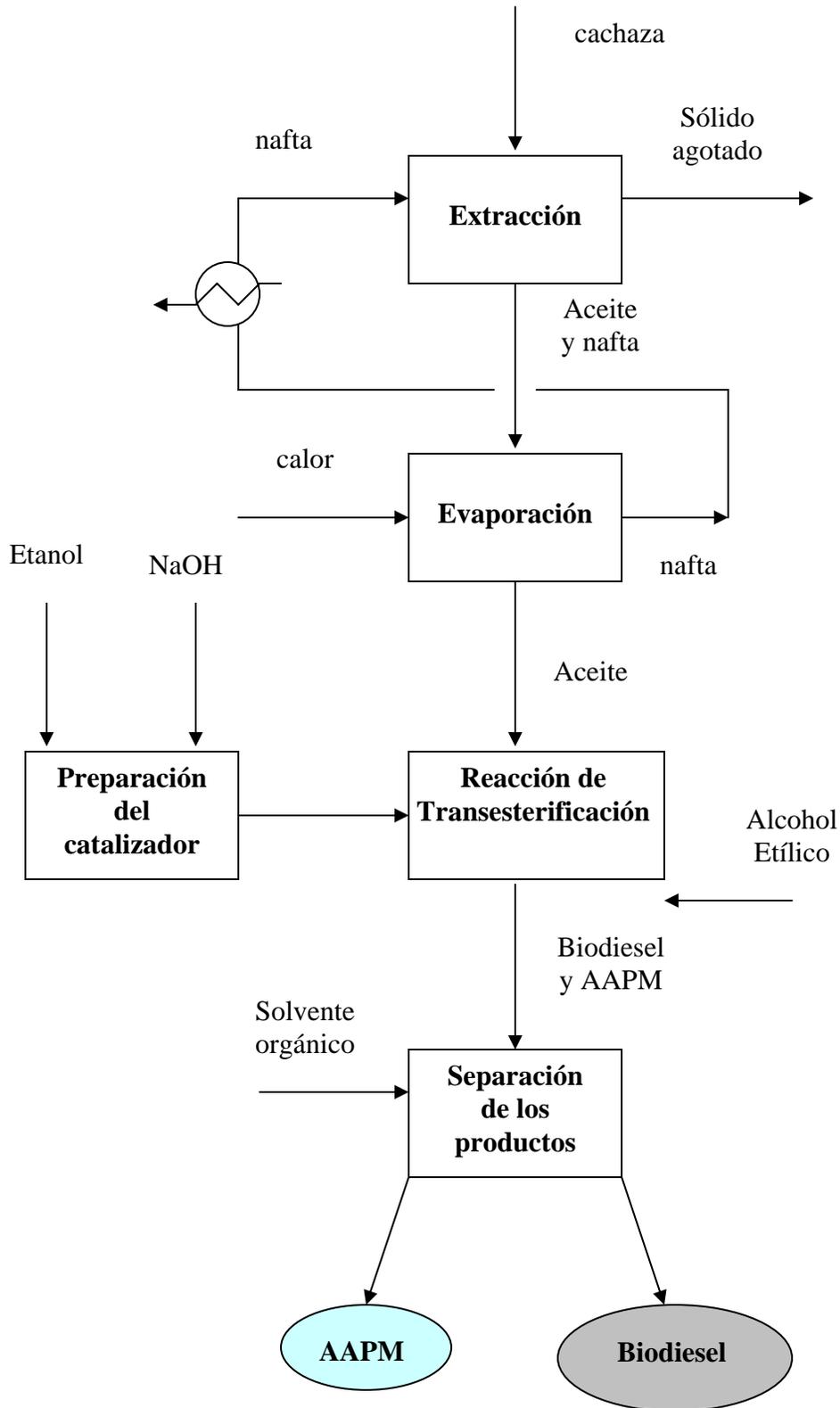


Fig. 22. Diagrama de bloques del proceso tecnológico.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

3.1.1 Balances de masa.

- Etapa de extracción del aceite con solvente.

(Base de cálculo 1 día)

Los cálculos en esta etapa se realizaron según la metodología planteada por Treybal, para operaciones con transferencia de masa por lixiviación o extracción sólido líquido.

Nomenclatura:

A: Solvente (Nafta)

B: Sólido insoluble en la cachaza.

C: Sóluto (aceite)

F: Kg de A + C en la alimentación sólida.

E₁: Kg de A + C en sólido lixiviado.

R₀: Kg de A + C en solvente.

R₁: Kg de A + C en solución de lixiviación (aceite y nafta).

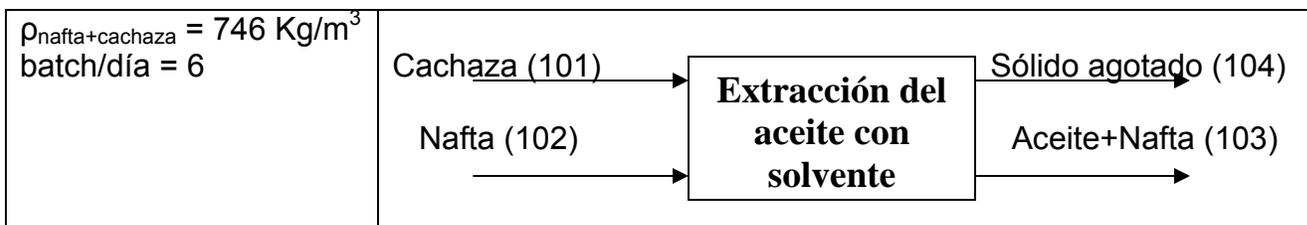
x: $\frac{\text{KgdeC}}{\text{Kgde(A+C)}}$ en la solución.

y: $\frac{\text{KgdeC}}{\text{Kgde(A+C)}}$ en sólido.

N: $\frac{\text{KgdeB}}{\text{Kgde(A+C)}}$ (solución retenida en el sólido)⁻¹

<i>Tabla 3.1: Balance de masa en la extracción de la cera.</i>		
Datos	Ecuación	Resultados
%humedad = 13	$F = \%_{\text{aceite en cachaza}} * (M_{\text{cachaza}} - M_{\text{cachaza}} * \%_{\text{humedad}})$	208.8 Kg
%aceite en cachaza=12 (base seca)	$B = M_{\text{cachaza}} - F$	1 791.2 Kg
% de extracción= 96.05	$N_F = B/F$	8.579
%pérdida de nafta=8.69	Aceite que sale en el líquido de lix. = $R_1 * X_1$	191.595 Kg
R ₀ =15 000 kg	Aceite que sale en el sólido lix. = $E_1 * Y_1$	17.20 Kg
M _{cachaza} = 2 ton/d	Nafta que sale en el líquido de lix. = $0.9167 * R_0$	13 750.5 Kg
M _{nafta} = 15 ton/d	Nafta que sale en el sólido lix. = $0.0833 * R_0$	1 303.5 Kg
ρ _{cachaza} = 141.42 Kg/m ³	$E_1 = \text{Kg de Aceite} + \text{Kg de nafta en el sólido}$	1 266.705 Kg
ρ _{nafta} = 750 Kg/m ³	$R_1 = \text{Kg de Aceite} + \text{Kg de nafta en el líquido}$	13 942.09 Kg
ρ _{aceite} = 980 Kg/m ³	$N_1 = B/E_1$	1.414
ρ _{nafta+aceite} = 752 Kg/m ³	$X_1 = C/(A+C)_{\text{en el líquido}}$	0.0137
	$Y_1 = C/(A+C)_{\text{en el sólido}}$	0.0136

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico



➤ Etapa de evaporación.

(Base de cálculo 1 día)

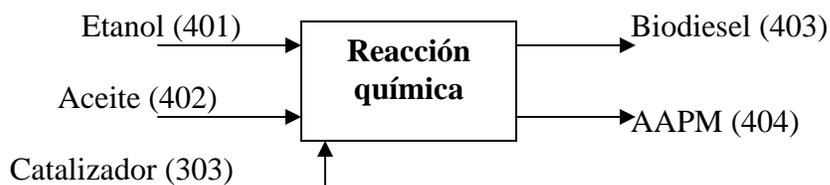
Tabla 3.2: Balance de masa en la evaporación.		
Datos	Ecuación	Resultados
$M_{\text{nafta+aceite}} = 13\,942 \text{ Kg}$ Grado de Separación = 100% %aceite en 103 = 1.37% %pérdidas en equipo = 0.4%	B.T: $M_{\text{nafta+aceite}} = M_{\text{nafta}} + M_{\text{aceite}}$ B.P: $\% \text{aceite} * M_{\text{nafta+aceite}} = \% \text{aceite} * M_{\text{aceite}}$	$M_{\text{nafta}} = 13\,695 \text{ Kg}$ $M_{\text{aceite}} = 191.59 \text{ Kg}$
	Aceite+Nafta (103) →	Vapores de nafta (201) → Aceite (202) →

➤ Etapa de preparación del etóxido.

(Base de cálculo 1 día)

Tabla 3.3: Balance de masa en la preparación del etóxido		
Datos	Ecuación	Resultado
$\rho_{\text{NaOH}} = 1460 \text{ Kg/m}^3$	$M_{\text{etóxido}} = 0.01 * M_{\text{aceite}}$	$M_{\text{etóxido}} = 57.08 \text{ Kg}$
$\rho_{\text{etanol}} = 780 \text{ Kg/m}^3$	$M_{\text{etanol}} = 52.99 * M_{\text{NaOH}}$	$M_{\text{etanol}} = 56.019 \text{ Kg}$
$\rho_{\text{etóxido}} = 993 \text{ Kg/m}^3$	$M_{\text{NaOH}} + M_{\text{etanol}} = M_{\text{etóxido}}$	$M_{\text{NaOH}} = 1.0572 \text{ Kg}$
$M_{\text{aceite}} = 191.59 \text{ Kg}$ $R_{\text{NaOH/etanol}} = 0.01887 \text{ g/g}$ $R_{\text{catalizador/aceite}} = 0.3 \text{ ml/g}$	Etanol (301) → NaOH (302) →	Etóxido de sodio (303) →

➤ Etapa de reacción química.



Esta etapa tiene lugar en un reactor discontinuo con agitación, y como medio de calentamiento se usa una resistencia eléctrica.

Para este cálculo es necesaria la obtención de los pesos moleculares de las sustancias involucradas en la reacción.

AAPM: La fracción insaponificable del aceite de cachaza se encuentra formada por alcoholes de alto peso molecular, estos se dividen en los Policosanoles y los Fitoesteroles. Para una aproximación se considera la masa molecular promedio de los Fitoesteroles propuesta por Vera como 407.44 g/mol (Vera, M. 1998)

Aceite: El aceite proveniente de la cachaza contiene aproximadamente 35,5% de ácidos (parte saponificable) y 60% de AAPM (materia no saponificable) (Guerrero, L. 1996)

El cálculo de la masa molecular del aceite se realiza mediante la ecuación 3.1:

$$M_{aceite} = \sum M_i \cdot x_i = M_{M.saponificable} \cdot x_{Mi} + M_{M.no.saponificable} \cdot x_{Mns} \quad (3.1)$$

$$M_{M.saponificable} = M_{linoleico} \cdot x_{linoleico} + M_{Pamitico} \cdot x_{Pamitico} + M_{oleico} \cdot x_{oleico} \quad (3.2)$$

Tabla 3.4. Principales ácidos del material saponificable.			
Nombre	Fórmula	Masa molar (g/mol)	Fraccción
Linoléico	C ₁₇ H ₃₁ COOH	280	38,1
Palmítico	CH ₃ (CH ₂) ₁₄ COOH	256	29,2
Oléico	C ₁₇ H ₃₃ COOH	282	20,0

$$M_{M.saponificable} = 280 \cdot 0.381 + 256 \cdot 0.292 + 282 \cdot 0.20 = 237.83 \text{ g/mol}$$

$$M_{M.no.saponificable} = M_{M.fitoesteroles} = 404.44 \text{ g/mol}$$

$$M_{aceite} = 237.83 \cdot 0.40 + 404.44 \cdot 0.60 = 337.8 \text{ g/mol}$$

Biodiesel:

$$M_{Biodiesel} = 324 \text{ g/mol (Canoira, L. 2005)}$$

Etanol:

$$M_{etanol} = 46 \text{ g/mol}$$

Reacción de transesterificación:

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

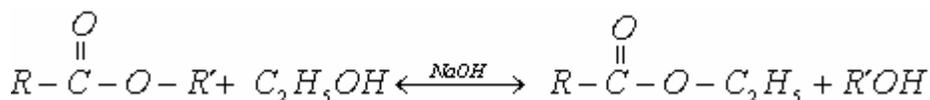
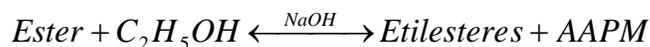


Tabla 3.5. Balance de equilibrio en la reacción química

Datos	Ecuación	Resultados
<p>Base de cálculo = 1 batch</p> <p>$m_{\text{aceite inicial}} = 47,899 \text{ Kg}$ $m_{\text{etanol inicial}} = 22,829 \text{ Kg}$ $m_{\text{biodiesel inicial}} = 0 \text{ Kg}$ $m_{\text{AAPM inicial}} = 0 \text{ Kg}$ $m_{\text{catalizador}} = 22,829 \text{ Kg}$</p> <p>$M_{\text{aceite}} = 337.8 \text{ Kg/kmol}$ $M_{\text{etanol}} = 46 \text{ Kg/kmol}$ $M_{\text{biodiesel}} = 324 \text{ Kg/kmol}$ $M_{\text{AAPM}} = 404.44 \text{ Kg/kmol}$ $M_{\text{NaOH}} = 40 \text{ Kg/kmol}$</p> <p>$X_{\text{aceite}}^e = 0.95$ (Canoira, L. 2005) $P = 1 \text{ atm}$ $\text{Temp} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ Sust. limitante: aceite</p> <p>a: aceite b: etanol c: biodiesel d: AAPM i: catalizador (NaOH)</p> <p>$\rho_{\text{etóxido}} = 993 \text{ Kg/m}^3$ $\rho_{\text{aceite}} = 1200 \text{ Kg/m}^3$ $\rho_{\text{biodiesel}} = 880 \text{ Kg/m}^3$ batch/día = 4</p>	$n^o = \frac{m_{\text{inicial}}}{M} \text{ (moles iniciales)}$	$n_{\text{etanol}}^o = 0.496 \text{ kmol}$ $n_{\text{aceite}}^o = 0.142 \text{ kmol}$ $n_{\text{biodiesel}}^o = 0 \text{ kmol}$ $n_{\text{AAPM}}^o = 0 \text{ kmol}$ $n_{\text{NaOH}}^o = 0.210 \text{ kmol}$
	$n_{ae} = n_a^o - n_a^o \cdot \frac{a}{a} \cdot x_a$ <p>(moles en el equilibrio de aceite)</p>	0.007 kmol 2,395 Kg
	$n_{be} = n_b^o - n_a^o \cdot \frac{b}{a} \cdot x_a$ <p>(moles en el equilibrio de etanol)</p>	0.362 kmol 16,633 Kg
	$n_{ce} = n_c^o + n_a^o \cdot \frac{c}{a} \cdot x_a$ <p>(moles en el equilibrio de biodiesel)</p>	0.135 kmol 43,645 Kg
	$n_{de} = n_d^o + n_a^o \cdot \frac{d}{a} \cdot x_a$ <p>(moles en el equilibrio de AAPM)</p>	0.135 kmol 54,42 Kg
	$n_{eI} = n_I^o$ <p>(moles en el equilibrio de catalizador)</p>	210 kmol 14,269 Kg
	$K_{\text{equilibrio}} = \frac{n_D^d \cdot n_C^c}{n_A^a \cdot n_B^b} \left(\frac{P}{n_T} \right)^{\Delta n}$ $n_{Te} = n_{Ae} + n_{Be} + n_{Ce} + n_{De} + n_I$ $\Delta n = 0$	$K_{\text{equilibrio}} = 7.078$ $n_T = 0.848 \text{ kmol}$

n_i : moles del componente i

m_i : masa del componente i

M_i : masa molecular

X_{aceite}^e : conversión alcanzada en el equilibrio

$K_{\text{equilibrio}}$: Constante de equilibrio

n_T : moles totales de la reacción

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

3.1.2 Balances de energías.

Tabla 3.6. Extracción del aceite de la cachaza (base de cálculo 1 Batch)

Datos	Ecuación	Resultados
$M_{cachaza} = 1 \text{ ton/d} = 166.67 \text{ Kg/batch}$ (en cada tanque) $M_{nafta1} = 15 \text{ ton/d} = 2500 \text{ Kg/batch}$ $M_{nafta2} = 2282.5 \text{ Kg/batch}$ $P_{s\text{vapor}} = 10.68 \text{ atm}$ $T_{s\text{vapor}} = 183.28^\circ\text{C}$ $\lambda_s = 478.63 \text{ Kcal}\cdot\text{Kg}$ $C_{p\text{cachaza}} = 1.145 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $C_{p\text{nafta}} = 0.5 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ horas de trabajo por día: 8 batch/día = 6 Tiempo de duración = 1 hora $T_2 = 75^\circ\text{C}$ (tanque 1) $T_1 = 25^\circ\text{C}$ $T'_2 = 75^\circ\text{C}$ (tanque 2) $T'_1 = 25^\circ\text{C}$ $T_{\text{ambiente}} = 28^\circ\text{C}$ Pérdidas de nafta en el extractor = 8.33% $\eta = 100\%$ (eficiencia de la transferencia de calor)	$C_{p\text{mezcla}} = \% \text{cachaza} \cdot C_{p\text{cachaza}} + \% \text{nafta} \cdot C_{p\text{nafta}}$	0.576 Kcal/Kg°C
	$M_{\text{tanque1}} = M_{cachaza} + M_{nafta}$	2 666.67 Kg
	$M_{\text{tanque2}} = M_{cachaza} + M_{nafta}$	2396.042 Kg
	$Q_1 = M_{\text{tanque1}} \cdot C_{p\text{mezcla}} \cdot (T_2 - T_1)$	81 583.33 Kcal
	$mv_1 = Q_1 / \lambda_s$	170.45 Kg
	$Q_2 = M_{\text{tanque2}} \cdot C_{p\text{mezcla}} \cdot (T_2 - T_1)$	73 303.90 Kcal
	$mv_2 = Q_2 / \lambda_s$	153.153 Kg
	$h_a = 9.5 + 0.053 \cdot (T_2 - T_a)$	11.991 W/m ² °C
		10.31 Kcal/hm ² °C
	$Q_{p1} = Q_{p2} = h_a \cdot D_j \cdot \pi \cdot (T_2 - T_a)$	4 567.15 Kcal
	$mv_{\text{reposición1}} = Q_{p1} / \lambda_s$	9.54 Kg
	$mv_{\text{reposición2}} = Q_{p2} / \lambda_s$	9.54 Kg
	$\% \text{pérdidas} = (Q_1 + Q_2) / (Q_{p1} + Q_{p2}) \cdot 100$	5.8973%
	$mv_{\text{Total}} = mv_1 + mv_2 + mv_{\text{reposición1}} + mv_{\text{reposición2}}$	342.69 Kg/batch
	$mv_{\text{Total diario}} = mv_{\text{Total}} \cdot 6$	2 056.137 Kg/día

Tabla 3.9. Preparación del etóxido de sodio (base 1 día)

Datos	Ecuación	Resultados
$M_{\text{etanol}} = 56.019 \text{ Kg}$ $M_{\text{sosa}} = 1.0572 \text{ Kg}$ $C_{p\text{etanol}} = 1.145 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $C_{p\text{NaOH}} = 0.5 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $C_{p\text{agua}} = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ horas de trabajo por día: 8 batch/día = 6 $T_2 = 45^\circ\text{C}$ $T_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_1 = 98^\circ\text{C}$ $t_2 = 97^\circ\text{C}$ Pérdidas de calor en el equipo = 10% $\eta = 100\%$ (eficiencia de la transferencia de calor)	$C_{p\text{mezcla}} = \% \text{etanol} \cdot C_{p\text{etanol}} + \% \text{NaOH} \cdot C_{p\text{NaOH}}$	0.6225 Kcal/Kg°C
	$M_{\text{mezcla}} = M_{\text{etanol}} + M_{\text{NaOH}}$	57.08 Kg
	$ma = M \cdot Cp \cdot (T_2 - T_1) / (C_{pa} \cdot (t_1 - t_2))$	502.27 Kg
	$Q = M \cdot Cp \cdot (T_2 - T_1)$	502.27 Kcal
	$mva' = mva / 6$	100.45 Kg/batch

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.8. Evaporación de la nafta y el aceite (base de cálculo 1 batch)

Datos	Ecuación	Resultados
$M_{mezcla} = 13\ 942\ \text{Kg/día}$ $M_{mezcla} = 1742.762\ \text{Kg/batch}$ P_s (vapor de cald)=10.68 atm T_s (vapor de cald) = 183.28°C $\lambda_s = 478.63\ \text{Kcal*Kg}$ $C_{p_{cachaza}} = 1.145\ \text{Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $C_{p_{nafta}} = 0.5\ \text{Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ horas de trabajo por día: 8 batch/día = 8 $T_2 = 178^\circ\text{C}$ $T_1 = 40^\circ\text{C}$ Pérdidas de nafta en el equipo = 0.4% $\eta = 100\%$	$C_{p_{mezcla}} = \% \text{aceite} * C_{p_{aceite}} + \% \text{nafta} * C_{p_{nafta}}$	0.499 Kcal/Kg°C
	$mv = M * C_p * (T_2 - T_1) / \lambda_s + M_{nafta} * \lambda_{Nafta} / \lambda_s$	505.666 Kg/batch
	$Q = mv * \lambda_s$	242 027.013 Kcal
	$h_a = 9.5 + 0.053 * (T_2 - T_a)$	17.45 W/m ² °C
	$Q_p = 0.1 * Q = 0.1 * (mv * \lambda_s)$	15.004 Kcal/hm ² °C
	$mv_{rep} = Q_p / \lambda_s$	30 226.926 Kcal
	$\% \text{pérdidas} = Q / Q_p * 100$	63.15 Kg
	$mv_{Total} = mv + mv_{rep}$	12.04 %
	$mv_{Total\ diario} = mv_{Total} * 8$	568.82 Kg/batch
		4 550.55 Kg/día

- El balance de energía para el reactor se encuentra en el epígrafe 3.2.5 (diseño de la resistencia eléctrica para el reactor)

Tabla 3.9. Condensador de nafta. (base de cálculo 1 día)

Datos	Ecuación	Resultado
$M_{nafta} = 13\ 697\ \text{Kg}$ $C_{p_{agua}} = 1\ \text{Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $\lambda_{nafta} = 76.45\ \text{Kcal/Kg}$ $T_{2\ agua} = 40^\circ\text{C}$ $T_{1\ agua} = 25^\circ\text{C}$ $T_{nafta} = 178^\circ\text{C}$ horas de trabajo por día 8: $\eta = 100\%$ (eficiencia de la transferencia de calor)	$ma = M_{nafta} * \lambda_{nafta} / (C_{p_{agua}} * (T_2 - T_1))$	69 809.04 Kg
	$ma' = ma / 8$	8 726.13 Kg/h
	$Q = m_{nafta} * \lambda_{nafta}$	1 047 136 Kcal

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.10. Enfriador de nafta 1. (base de cálculo 1 día)

Datos	Ecuación	Resultado
$M_{\text{nafta}} = 13695 \text{ Kg}$ $C_{p_{\text{agua}}} = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $T_{2 \text{ agua}} = 35^\circ\text{C}$ $T_{1 \text{ agua}} = 25^\circ\text{C}$ $t_{1 \text{ nafta}} = 178^\circ\text{C}$ $t_{2 \text{ nafta}} = 100^\circ\text{C}$ horas de trabajo por día 8 horas $\eta = 100\%$ (eficiencia de la transferencia de calor)	$ma = M_{\text{nafta}} * \lambda_{\text{nafta}} / (C_{p_{\text{agua}}} * (T_2 - T_1))$	53 418.30 Kg
	$ma' = ma/8$	6 677.287 Kg/h
	$Q = m_{\text{nafta}} * \lambda_{\text{nafta}}$	1 047 713 Kcal

Tabla 3.11. Enfriador de nafta 2. (base de cálculo 1 día)

Datos	Ecuación	Resultado
$M_{\text{nafta}} = 13695 \text{ Kg}$ $C_{p_{\text{agua}}} = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$ $T_{2 \text{ agua}} = 35^\circ\text{C}$ $T_{1 \text{ agua}} = 25^\circ\text{C}$ $t_{1 \text{ nafta}} = 100^\circ\text{C}$ $t_{2 \text{ nafta}} = 40^\circ\text{C}$ horas de trabajo por día 8 horas $\eta = 100\%$ (eficiencia de la transferencia de calor)	$ma = M_{\text{nafta}} * \lambda_{\text{nafta}} / (C_{p_{\text{agua}}} * (T_2 - T_1))$	41 173.35 Kg
	$ma' = ma/8$	5 146.67 Kg/h
	$Q = m_{\text{nafta}} * \lambda_{\text{nafta}}$	1 047 135 Kcal

Nomenclatura para los balances de masa y energía:

R: relación de alimentación

ρ : densidad, Kg/m³

μ : viscosidad, Pa-s

Cp: capacidad calorífica, Kcal/Kg°C

λ : calor latente de vaporización, Kcal/Kg

Q: flujo de calor, Kcal

Ps, Ts: presión y temperatura del vapor de agua saturado, atm y °C

T, t: temperaturas de las corrientes frías y calientes

h_a : coeficiente combinado de convección y radiación

Q_P : calor transferido por pérdidas en el equipo

3.2 Diseño de los equipos tecnológicos.

3.2.1 Diseño de los agitadores.

Con este objetivo se creó una base de datos con las características fundamentales de diferentes tipos de agitadores. (Anexo VIII).

Resultado de la selección.

a) Etapa de extracción: Agitador de hélice.

- Los agitadores de turbina se usan en sistemas donde el volumen de líquido no sobrepasa los 2.5 m³, para agitar suspensiones con una fracción másica de sólidos mayores que el 50%, presenta un alto consumo de energía y el flujo que provocan es radial, estas características no se recomiendan para la etapa extracción. Donde se maneja un volumen de 3.5 m³ aproximadamente.

- El agitador de paleta tampoco se recomienda pues para su correcto funcionamiento requiere de un bajo por ciento de sólidos en suspensión y es eficiente solo cuando no se requiere un alto grado de agitación, sin embargo en la extracción de el aceite de la cachaza el % de sólidos en el tanque será de alrededor de 25%, además es necesario tener en cuenta que en cualquier proceso de lixiviación de sólidos, uno de los factores más importantes en la extracción (junto con la temperatura y la preparación del sólido), es la agitación.

- El agitador de hélice se escoge, porque cumple con todos los requerimientos de esta etapa, es decir, provocar la agitación en grandes volúmenes de líquidos, trabajar con por cientos de sólidos en el líquido inferiores a 50%, bajo costo, bajo consumo de energía, y además se pueden colocar varios agitadores en el mismo eje para asegurar el mezclado en todo el recipiente.

b) Etapa de preparación del etóxido: Agitador de paletas.

➤ Es muy eficiente operaciones discontinuas y de baja viscosidad, como es el caso de la mezcla de etanol con el hidróxido de sodio.

➤ Es muy barato, y con un bajo consumo de energía.

c) Etapa de reacción química: Agitador de paletas.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

- Es muy eficiente operaciones discontinuas y de baja viscosidad, como es el caso de la mezcla de etanol con el hidróxido de sodio.
- Es muy barato, y con un bajo consumo de energía.
- Es muy utilizado en reacciones químicas lentas como es el caso de la transesterificación.

Tabla 3.12. Diseño de los agitadores

Datos	Ecuación	Resultados	Referencia
Agitador de hélice (extracción del aceite)			
Ver tabla 3.13			
Agitador de paleta (preparación de etóxido)			
$D_{\text{tanque}} = 0.35 \text{ m}$ $H_{\text{tanque}} = 0.5 \text{ m}$ $n = 100 \text{ rpm}$ $\rho = 993 \text{ Kg/m}^3$ $\mu = 0.001 \text{ Pa-s}$	$d = 0.66 \cdot D \quad (1)$ $b/d = 0.1 \quad (1)$ $R_{em} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (2)$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5} \quad (2)$ $N = K_{N.corregido} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (2)$ $N_{\text{arranque}} = 2 \cdot N \quad (2)$	Curva N° 2 ⁽¹⁾ $d = 0.231 \text{ m}$ (diámetro del agitador) $b = 23.1 \text{ mm}$ (ancho de la paleta) $R_{em} = 8.8 \cdot 10^4$ (régimen turbulento) $K_n = 0.65 \quad (4)$ $K_n \text{ corregido} = 0.777$ $N = 2.35 \text{ kW}$ $N_{\text{arranque}} = 4.7 \text{ kW}$	⁽¹⁾ Fig. 21 Apéndice ⁽²⁾ Rosabal, J. ⁽³⁾ Tabla 9.1 ⁽⁴⁾ Fig. 9.7
Agitador de paleta (Reactor de transesterificación)			
$D_{\text{tanque}} = 0.4 \text{ m}$ $H_{\text{tanque}} = 0.8 \text{ m}$ $n = 100 \text{ rpm}$ $\rho = 880 \text{ Kg/m}^3$ $\mu = 1.45 \cdot 10^{-2} \text{ Pa-s}$	$d = 0.66 \cdot D \quad (1)$ $b/d = 0.1 \quad (1)$ $R_{em} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (2)$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5} \quad (2)$ $N = K_{N.corregido} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (2)$ $N_{\text{arranque}} = 2 \cdot N \quad (2)$	Curva N° 2 ⁽¹⁾ $d = 0.264 \text{ m}$ $b = 26.4 \text{ mm}$ $R_{em} = 7.05 \cdot 10^3$ (régimen turbulento) $K_n = 0.65 \quad (4)$ $K_n \text{ corregido} = 0.919$ $N = 4.8 \text{ kW}$ $N_{\text{arranque}} = 9.6 \text{ kW}$	⁽¹⁾ Fig. 21 Apéndice ⁽²⁾ Rosabal, J. ⁽³⁾ Tabla 9.1 ⁽⁴⁾ Fig. 9.7 Rosabal, J.

3.2.2 Diseño de los tanques de extracción del aceite de cachaza (E1, E2).

El diseño de los tanques de extracción se realiza empleando el método de escalado, a partir de los datos encontrados en los estudios de laboratorio.

Sobre la base del estudio realizado en el mezclador de 10 litros y de acuerdo a la demanda de aceite para la producción de biodiesel se comienza el escalado del equipo.

Esta demanda se garantiza empleando un tanque con una capacidad de 3.5 m³ litros y realizando la operación en 6 batch diarios, con una duración de 1 hora cada uno.

Según la literatura consultada, el criterio de escalado más usado para procesos controlados por carga y en los que la tarea fundamental es el mezclado de los líquidos, es el de potencia por unidad de volumen constante, por lo que se decide aplicar los criterios de similitud geométrica y el de potencia por unidad de volumen constante para hallar las proporciones del mezclador a una escala superior.

Con el objetivo de desarrollar el escalado del mezclador, a partir de los datos del modelo se hacen las siguientes consideraciones:

- Experimentalmente pudo comprobarse que el mezclado es el elemento fundamental para que ocurra la extracción, por lo cual para el desarrollo del escalado se toma como criterio, el de Potencia por unidad de volumen constante, que resulta ser el parámetro más importante para lograr un mezclado eficaz y obtener por cientos de extracción altos.
- Existe similitud geométrica entre el diámetro del modelo y del prototipo, es decir, la forma del prototipo será igual a la forma del modelo, tanto para lo que concierne al tanque como al agitador, tomando como criterio de similitud geométrica la relación:

$$D'r / Dr = (V't / Vt)^{1/3} \quad (Ju, 1992).$$

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Teniendo en cuenta los datos del modelo y que el mezclador prototipo tendrá una capacidad de 3500 litros, se lleva a cabo la siguiente metodología de escalado.

Tabla 3.13. Criterios de escalado

1. Similitud geométrica. (Ju, 1992).			
Parámetros	Datos	Ecuaciones	Resultados
$D'_{extractor}$ $d'_{impelente}$	$D_{extractor} = 0.22m$ $d_{impelente} = 0.07874 m$ $V'_{Total} = 3500L$ $V_{Total} = 10L$	$\frac{D'_{extractor}}{D_{extractor}} = \frac{d'_{impelente}}{d_{impelente}} = \left(\frac{V'_{Total}}{V_{Total}} \right)^{1/3}$	$D'_{extractor} = 1.55m$ $d'_{impelente} = 0.555 m$
2. Potencia por unidad de volumen constante			
H' A_R R_{em} R_{em}' $Kn_{corregido}$ $Kn'_{corregido}$ P P' n'	$H = 0.35m$ $n = 700rpm = 11.67 rps$ $\rho = 745Kg / m^3$ $\rho_p = 142Kg/m^3$ $\mu = 0.337Cp$ $D_p = 0.00092m$ $C = 6.6^{(1)}$ $k = 1^{(1)}$ $z = 3^{(2)}$ $\alpha = 40^\circ^{(2)}$	$H' = \frac{V'}{\pi * D'^2}$ $A_R = \frac{D_p^3 \cdot \rho \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g}{\mu^2}$ $R_{em} = C \cdot Ar \cdot \left(\frac{D_p}{d} \right)^{0.5} \left(\frac{D}{d} \right)^k$ <small>Para A_R entre $2.4 \cdot 10^4 - 4.1 \cdot 10^{11}$ Dp/d entre $2.33 \cdot 10^4 - 1.2 \cdot 10^{-2}$</small> $P = K_{N.corregido} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $\frac{P'}{V'_{Total}} = \frac{P}{V_{total}}$ $n' = \sqrt[3]{\frac{P'}{K_{N.corregido} \cdot \rho \cdot d'^5}}$	$H' = 1.85m$ $A_R = 30185.84$ $R_{em} = 60168.71$ $R_{em}' = 22665.19$ $Kn_{corregido} = 0.53^{(3)}$ $Kn'_{corregido} = 0.43^{(3)}$ $P = 0.038kW$ $P' = 1.32kW$ $n' = 256rpm$

⁽¹⁾Tabla 9.1. Rosabal, J. 1989

⁽²⁾Tabla A-21. Rosabal, J. 1989

⁽³⁾Figura 9.7. Rosabal, J. 1989

Nomenclatura:

$d'_{extractor}$: Diámetro interior de tanque de extracción prototipo.

$d'_{impelente}$: Diámetro del impelente prototipo.

$D_{extractor}$: Diámetro interior de tanque de extracción modelo.

$D_{\text{impelente}}$: Diámetro del impelente modelo.

V'_{Total} : Volumen total del tanque prototipo.

V_{Total} : Volumen total del tanque modelo.

H', H : Altura del prototipo y del modelo.

A_R : Número de Arquímedes

Re_m, Re'_m : Reynold de mezclado para suspensiones del modelo y del prototipo

$Kn_{\text{corregido}}, Kn'_{\text{corregido}}$: Número de potencia para del modelo y del prototipo

P, P' : Potencia de agitación del modelo y del prototipo

n, n' : Velocidad de agitación del modelo y del prototipo

ρ, ρ_p : Densidad de la mezcla y de la partícula

μ : Viscosidad de la mezcla

D_p : Diámetro de la partícula

C, k : Constantes para la ecuación de Re_m

z : Número de paletas

α : Ángulo de inclinación del plano de las paletas con la horizontal

Tabla 3.14. Resultados del modelo y del prototipo.

Parámetros	Valores		Unidades
	Prototipo	Modelo	
Volumen Total (V'_{Total})	3500	10	L
Diámetro del extractor ($D_{\text{extractor}}$)	1.55	0.22	m
Altura total del tanque (H)	1.85	0.35	m
Diámetro del impelente ($d_{\text{impelente}}$)	0, 555	0.07874	m
Temperatura del equipo (T)	75	75	$^{\circ}\text{C}$
Número de Reynolds (Re_m)	22665.19	60168.71	-
Potencia del agitador (P)	1.32	0.038	kW
Velocidad de mezclado (n)	256	700	rpm

- El equipamiento completo en la etapa de extracción del aceite está compuesto además del tanque, del agitador y sus accesorios (motor, reductor, tabiques verticales, etc.) por:
 - Serpentín del vapor para el calentamiento hasta 75°C .
 - Condensador de doble tubo para los vapores de nafta generados.
 - Dispositivo para la filtración o retención de la cachaza en el tanque.

3.2.2.1 Serpentín de vapor para el calentamiento.

Datos:

M = 16000 kg/día = 5878.99 lb/batch	Rd = 0.005 hpie ² °F/BTU
Cp = 0.54 BTU/lb°F	t1 = 25°C = 77 °F
T ₁ = 183.28 °C = 361.904°F (vapor sat.)	t2 = 75°C = 167 °F
T ₂ = 183.28 °C = 361.904°F	θ = 5 min = 0.083333 horas
λv = 76.45 kcal/kg = 137.61 Btu/lb	Tambiente 28 °C = 82.4°F
k _{fluido} = 0.079 BTU/(hpie ²)(°F/pie)	D _{serp} = 1 m = 3.28084 pie
Nr = 256 rpm = 15360 rph	DE = 1.25 plg
d _{agit} = 0.555 m = 1.820866 pie	DI = 1.12 plg
H = 1.85 m = 6.069554 pie	BWG16
D _j = .55 m = 5.085302 pie	at = 20.985 plg
ρ = 745 kg/m ³ = 46.50883 lb/pie ³	a't = 0.3271 pie ² /pie
μ = 0.337 cP = 0.815233 lb/pie-h	Duración de un batch = 1 hora
hio = 1500 BTU/hpie ² °F	

Metodología de diseño (Kern, Q., 1969, Perry, R., 1999)

Se supone que en ambos tanques se trata la misma proporción sólido líquido.

1. Balance térmico.

Q: Calor transferido en el equipo.

$$Q = M \cdot Cp \cdot (T_f - T_i) = m_v \cdot \lambda_v \quad (3.3)$$

$$Q = 72\,041.67 \text{ kcal/batch} = 285\,719.0918 \text{ Btu/batch}$$

M_{vapor}: masa de vapor consumida.

$$M_{\text{vapor}} = 2076.29 \text{ lb/batch} = 941.79 \text{ Kg/batch}$$

Cálculo de las pérdidas de calor en el equipo:

Suposiciones:

Se desprecian las siguientes resistencias al paso del calor:

- Película de condensado
- Pared de la tubería
- Material aislante

El cálculo del coeficiente combinado de convección y radiación se realiza según la ecuación 3.4.

$$h_a = 9.5 + 0.053 \cdot (T_1 - T_a) \quad [\text{W/m}^2\text{°C}] \quad (3.4)$$

Las pérdidas de calor según la ec. 3.5

$$Q_{\text{perd}} = h_a \cdot \pi \cdot D_1 \cdot (T_1 - T_a) \quad [\text{W/m}] \quad (3.5)$$

$$h_a = 11.991 \text{ W/m}^2\text{°C} = 2.11 \text{ BTU/hpie}^2\text{°C}$$

$$Q_{\text{perd}} = 2\,744.327 \text{ W/m} = 2.6 \text{ BTU/seg-m}$$

$$Q_{\text{perd}} = 17\,323.46 \text{ BTU/h} = 17\,323.46 \text{ BTU/batch}$$

$$m'_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{perd}}}{\lambda_{\text{vapor}}} = \frac{17323.46}{861.543} = 20.10 \text{ lb / batch}$$

$m'_{\text{vapor}} = 9.1206 \text{ Kg/batch} = 54.7241 \text{ Kg/día}$ (masa de vapor para compensar las pérdidas de calor en el equipo)

$$M_{\text{total de vapor}} = 2202.18 \text{ lb/batch} = 13213.104 \text{ lb/día} = 957.306 \text{ Kg/día}$$

2. Determinación de los coeficientes de Transferencia de calor (h_i y h_{i0} ; Coeficiente referido al exterior y al interior de la tubería, respectivamente).

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

$$\frac{hD_j}{k} = 0.87 \left(\frac{d_{\text{agit}}^2 N_r \rho}{\mu} \right)^{0.62} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (3.6)$$

Para un rango de $300 < \text{Re} < 4 \cdot 10^5$

$$h_o = 1500 \frac{\text{Btu}}{h \cdot \text{pie}^2 \cdot \text{°F}} \text{ para vapor saturado}$$

$$h_i = \frac{0.87k}{D_j} \left(\frac{d_{\text{agit}}^2 N_r \rho}{\mu} \right)^{0.62} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (3.7)$$

Donde:

k: conductividad térmica.

D_j : diámetro interior del tanque.

$\frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu}$: Reynold de mezclado.

d_{agit} : diámetro del agitador.

N_r : velocidad del agitador.

ρ, μ : densidad y viscosidad del líquido.

Sustituyendo y calculando el coeficiente pelicular para el exterior del serpentín.

$$h_i = 243.6109 \text{ BTU/hpie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{DI}{DE} = 243.6109 \cdot \frac{1.12}{1.25} = 218.275 \text{ BTU / hpie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con un Reynold de mezclado dentro del rango de utilización de la ecuación:

$$Re = 1.02 \cdot 10^4$$

3. Cálculo de U_D :

$$U_C = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (3.8)$$

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

$$U_D = \frac{U_C \cdot h_d}{U_C + h_d} \quad (3.9)$$

$$U_c = 190.5475 \text{ BTU/hpie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$U_d = 97.58 \text{ BTU/hpie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Cálculo del Área de transferencia de calor.

El proceso se realiza en estado no estacionario, con el medio de calentamiento isotérmico (vapor saturado).

$$\frac{dQ}{d\theta} = MC_p \frac{dT}{d\theta} = U_D \cdot A \cdot \Delta T \quad (3.10)$$

$$\Delta T = T_1 - t$$

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

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

Integrando de t_1 a t_2 mientras el tiempo va de 0 a θ

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

$$A = \text{Ln} \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) \cdot \frac{MC_p}{U_D \theta} \quad (3.11)$$

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

En la ecuación 3.11, θ es el tiempo de calentamiento de t_1 a t_2 de M lb de mezcla con vapor saturado a T_1 .

$$A_{TC} = 148.216 \text{ pie}^2 = 13.78 \text{ m}^2$$

$$N_{\text{vueltas}}^o = \frac{A}{A_{1\text{vuelta}}} \quad (3.12)$$

$$A_{1\text{vuelta}} = \pi \cdot D_{\text{serp}} \cdot a = 10.1534 \text{ pie}^2 = 0.94329 \text{ m}^2$$

$$N_{\text{vueltas}}^o = \frac{A}{A_{1\text{vuelta}}} = \frac{148.216}{10.1534} = 15 \text{ vueltas}$$

En la tabla 3.15 se muestran los resultados finales del diseño del serpentín para el calentamiento en los tanques de extracción.

Tabla 3.15. Resumen del diseño del serpentín de los tanques de extracción

Parámetros	Valores	Unidades	
Requerimientos energéticos			
Número de serpentines	2	-	
Temperatura de trabajo	75	°C	
Calor transferido en cada tanque	72 041.67	Btu/batch	
	286 072.42	Kcal/batch	
	1 716 434.52	Kcal/día	
Masa de vapor total en cada tanque	331.64	lb/ batch	
	150.43	Kg/batch	
	957.306	Kg/día	
Diseño del serpentín			
Coeficientes peliculares	hio	218.275	BTU/hpie ² °F
	ho	1500	BTU/h/pie ² °C
Coeficientes totales	Uc	190.54	BTU/hpie ² °F
	Ud	97.579	BTU/hpie ² °F
Área de transferencia de calor	148.2165	pie ²	
	13.7697	m ²	
Área de una vuelta	10.1534	pie ²	
	0.94329	m ²	
Número de vueltas	15	-	
Altura del serpentín	1.50	m	
Diámetro del serpentín	1	m	
Distancia entre vueltas	10.27	cm	
Diámetro ext. del tubo	1¼	plg	

3.2.2.2 Condensador de los vapores de nafta en el tanque de extracción.

Intercambiador de doble tubo.

Datos:

$$T_1 = 80^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 70^\circ\text{C}$$

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

$$t_2 = 28^\circ\text{C}$$

$$M_{V_{\text{nafta}}} = 0.03 \text{ L/s} = 0.0225 \text{ Kg/s} = 185.72 \text{ lb/h}$$

$$\lambda_{\text{nafta}} = 75 \text{ Kcal/Kg} = 135 \text{ BTU/lb}$$

$$C_{p_{\text{nafta}}} = 0.5 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 0.5 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_{p_{\text{agua}}} = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} = 1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu_{\text{agua}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Pa-s} = 2.42 \text{ lb/pie-h}$$

$$\mu_{\text{nafta}} = 0.3 \text{ Pa-s} = 0.72572645 \text{ lb/pie-h}$$

$$\rho_{\text{nafta}} = 62.16 \text{ lb/pie}^3$$

$$L_{\text{ef}_{\text{horquilla}}} = 6 \text{ m} = 1.8288 \text{ pies}$$

Intercambiador de $2 \times 1^{1/4}$ IPS

De la tabla 11, del Kern.

$$\text{Area de flujo por el anulo (at): } 1.19 \text{ plg}^2 = 0.008264 \text{ pie}^2$$

$$\text{Area de flujo por el tubo (at'): } 1.5 \text{ plg}^2 = 0.010417 \text{ pie}^2$$

$$DE_{\text{tubo}} = 1.66 \text{ plg} = 0.13833 \text{ pie}$$

$$DI_{\text{tubo}} = 1.38 \text{ plg} = 0.115 \text{ pie}$$

$$DE_{\text{anulo}} = 2.38 \text{ plg} = 0.17225 \text{ pie}$$

$$DI_{\text{anulo}} = 2.067 \text{ plg} = 0.198333 \text{ pie}$$

$$D_{\text{equivalente anulo}} = 0.9137 \text{ plg} = 0.076149 \text{ pie}$$

$$\text{Superficie por pie lineal (a't) = } 0.435 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$k_{\text{agua}} = 0.356 \text{ BTU/h-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}\text{pie (tabla 4, kern)}$$

$$R_d = 0.005 \text{ lbh}^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Ubicación de los fluidos:

Agua: por dentro del tubo interior.

Nafta: por el ánulo.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.16. Diseño del Intercambiador de calor de doble tubo

Ecuaciones	Resultados	Unidades
$\Delta T_{\text{verd}} = MLDT \cdot Ft$ $MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$	82.328	°F
Ft = 1 (vapor cond)		
$Q = M_N \cdot [\lambda_N + Cp_N(t_{eb} - t_1)] = m_{\text{agua}} \cdot Cp_{\text{agua}} \cdot (T_e - T_s)$	Q=26904.02 m _{agua} =4982.227	BTU/h Lb/h
Ánulo		
G = M _{nafta} /at	21609.001	lb/hpie
$R_{ea} = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu_{nafta}}$	2267.391	
h _o	15000	BTU/hpie°C
Tubos		
G = M _{agua} /at'	478293.8	lb/hpie
$R_{et} = \frac{D \cdot G_t}{\mu_{\text{agua}}}$	22728.84	
$h_i = j_h \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{k}{Cp \cdot \mu}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	h _i = 130.8171 h _{io} = 108.7516	BTU/lb°F BTU/lb°F
h _{io} = h _i *(DI/DE)		
$U_C = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$	101.3999533	BTU/lb°F
$U_D = \frac{U_C \cdot h_d}{U_C + h_d}$ $h_d = \frac{1}{R_d}$	67.28597811	BTU/lb°F
$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{\text{verd}}}$ (Ecuación de diseño. Fourier)	4.856726	pie ²
Lef _{Total} = A/a't	11.164887	pie lineal
n° horquillas = Lef _{Total} /Lef _{horquilla}	2 horquillas	
$A_{\text{real}} = n^{\circ} \text{ horquillas} \cdot a't \cdot Lef_{\text{horquilla}}$	5.22	pie ²
$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{\text{verd}}}$	62.60	BTU/lb°F
$Rd_{\text{calc}} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$	0.0061116	lb°F/BTU
$A_{\text{exceso}} = \frac{(Rd_{\text{calc}} - Rd_{\text{req}})}{Rd_{\text{req}}}$	22.23	%

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

3.2.3 Diseño del Tanque de preparación del etóxido (M1).

Tabla 3.17. Diseño del tanque de preparación del catalizador.

Parámetro	Datos	Ecuación	Resultados
Tanque			
Q_m	57.08 Kg/día 6 batch/día	-	9.512 Kg/batch
ρ	$\rho_{\text{etanol}} = 780 \text{ Kg/m}^3$ $\rho_{\text{NaOH}} = 1460 \text{ Kg/m}^3$	$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{1}{\frac{x}{\rho_{\text{cach}}} + \frac{(1-x)}{\rho_{\text{heptano}}}}$	993 Kg/m ³
V	$\rho_{\text{mezcla}} = 993 \text{ Kg/m}^3$	$V = Q/\rho$	0.00958 m ³ /batch
D	-	-	0.20 m
h	-	$\frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	0.305 m
H	Sobre diseño = 20%	$H = h + 0.20h$	0.366 m

Diseño de la Chaqueta:

Datos:

$$M_{\text{etoxido}} = 57.08 \text{ Kg/día} = 20.97 \text{ lb/batch}$$

$$M_{\text{agua}} = 502.27 \text{ Kg/día} = 184.55 \text{ lb/batch}$$

$$Q = 502.269 \text{ BTU/hpie}^\circ\text{F}$$

$$C_{p_{\text{agua}}} = 1 \text{ BTU/lb}$$

$$C_{p_{\text{etoxido}}} = 0.622 \text{ BTU/lb}$$

$$T_1 = 98^\circ\text{C} = 208.4^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 97^\circ\text{C} = 206.6^\circ\text{F}$$

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

$$t_2 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$\mu_{\text{agua}} = 1 \text{ Cp} = 2.2046 \text{ lb/pieh}$$

$$\mu_{\text{etoxido}} = 1 \text{ Cp} = 2.2046 \text{ lb/pieh}$$

$$\rho_{\text{etoxido}} = 993 \text{ Kg/m}^3 = 61.99 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_{\text{agua}} = 998 \text{ Kg/m}^3 = 62.3 \text{ lb/pie}^3$$

$$D_{\text{chaqueta}} = 0.21 \text{ m} = 0.6889 \text{ pie}$$

$$D_{\text{tanque}} = 0.20 \text{ m} = 0.6561 \text{ pie}$$

$$k_{\text{etoxido}} = 0.105 \text{ BTU}/(\text{hpie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$$

$$k_{\text{agua}} = 0.40 \text{ BTU}/(\text{hpie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$$

$$D_j = 0.2 \text{ m} = 0.656 \text{ pie}$$

(diámetro del tanque)

$$H_{\text{tanque}} = 0.366 \text{ m} = 1.2 \text{ pie}$$

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

$$L_p = 0.231 \text{ m} = 0.7578 \text{ pie}$$

Tiempo de calentamiento = 30 min

$$R_d = 0.003 \text{ hpie}^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

h_i y h_o : Coeficiente referido al exterior y al interior de la pared del tanque.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.18. Diseño de la chaqueta del tanque de preparación del catalizador (M1).

Ecuaciones	Resultados	Unidades
Balance térmico. $Q = M_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_2 - T_1) = m_{\text{etoxido}} \cdot C_{p_{\text{etoxido}}} \cdot (t_1 - t_2)$	$M_{\text{agua}} = 184.55$ $Q = 502.269$	lb/batch BTU/hpie°F
$D_{\text{equiv}} = \frac{(DI^2_{\text{chaq}} - DE^2_{\text{tanque}})}{DE^2_{\text{tanque}}}$ $Re_m = \frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu}$ $Re_{\text{chaqueta}} = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu_{\text{nafta}}}$	0.067257218 96903.49061 110.2436559 $j_h \text{ chaqueta} = 20$ $j_h \text{ tanque} = 900$ (fig 20.2 Kern)	pie
Determinación de los coeficientes de Transf. de calor. $h_i = \frac{0.36k_{\text{etoxido}}}{D_j} \left(\frac{L_p^2 N_r \rho_{\text{etoxido}}}{\mu_{\text{etoxido}}} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C_p \mu_{\text{etoxido}}}{k_{\text{etoxido}}} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.21}$ Para un rango de $300 < Re < 3 \cdot 10^5$ $h_o = j_h \cdot \frac{k_{\text{agua}}}{D_{\text{equiv}}} \cdot \left(\frac{k_{\text{agua}}}{C_{p_{\text{agua}}} \cdot \mu_{\text{agua}}} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$	339.1497522 210.1067671	BTU/lbh°F BTU/lbh°F
$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$	129.7347514	BTU/lbh°F
$h_d = \frac{1}{R_d}$ $U_D = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$	333.3333 93.387816	BTU/lbh°F BTU/lbh°F
$Ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) = \frac{U_D \cdot A \cdot \theta}{MC_p}$ (ec. 18.15 Kern) $A = Ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) \cdot \frac{MC_p}{U_D \theta}$	2.157124895 0.20040346	pie ² m ²
$A_{\text{geométrica}} = \pi \cdot D \cdot L + \frac{\pi \cdot D^2}{4}$	0.26138112	m ²
$A_{\text{geométrica}} > A_{\text{req}}$	OK	

3.2.4 Diseño de la resistencia eléctrica del reactor (R1).

El calentamiento a nivel industrial usando resistencias eléctricas no es muy usado actualmente, debido a que la electricidad cuesta de 10 a 15 veces más que el vapor. En algunas aplicaciones el calentamiento por resistencias eléctricas es más eficiente que la transferencia de calor por un fluido, particularmente en operaciones por lotes a niveles no industriales. Además existen otras ventajas que se derivan del tamaño compacto de los tipos estándares de elementos eléctricos calefactores: la facilidad con la que generan altas temperaturas, eliminación de riesgos de combustión, y su fácil aplicación y adaptación para el control y la regulación automática.

Los calentadores de inmersión se usan para su introducción directa en líquidos, y se fabrican de cubierta de cobre para agua y de acero para aceites y otras sustancias orgánicas.

Las leyes que gobiernan el calentamiento de una resistencia son:

Ley de Ohm: $I = \frac{E}{R}$ (3.13)

I: corriente (Amperes)

E: voltaje (Volts)

Ley de Joule: $P = E \cdot I \cdot \cos \varphi$ (3.14)

R: resistencia (Ohms)

P: potencia (watts)

Datos:

$M_{\text{reaccionante}} = 100 \text{ Kg}$

$t_{\text{calentamiento de } T_1 \text{ a } T_2} = 30 \text{ min (0.5 h)}$

$C_p = 1 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{K}$

$t_{\text{mantenimiento de la temperatura}} = 4 \text{ h}$

$\Delta T = 70^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}$

1 batch = 4 horas

Balance en Estado no estacionario:

$Q = M \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) = 100 \text{ Kg} \cdot 1 \text{ Kcal / Kg}^\circ\text{K} \cdot (343.15 \text{ K} - 298.15 \text{ K}) = 4500 \text{ Kcal} = 17869.185 \text{ BTU}$
Para un tiempo de 30 min.

$Q = \frac{17869.185 \text{ BTU}}{0.5 \text{ h}} = 10.46 \text{ kW}$

Pérdidas de calor en el reactor:

$h_a = 9.5 + 0.053 \cdot (T_2 - T_a)$ (coeficiente combinado de convección y radiación) (3.15)

$Q_p = h_a \cdot \pi \cdot D_j \cdot (T_2 - T_a)$ (pérdidas de calor por convección y radiación) (3.16)

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Donde:

$$T_2 = 70^\circ\text{C}, T_a = 28^\circ\text{C}, D_j = 0.45 \text{ m (diámetro del reactor)}$$

Luego: 3.1

$$h_a = 11.726 \text{ W/m}^2\text{°C} = 10.08 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

$$Q_p = 598.66 \text{ Kcal/batch}$$

$$Q_p = 149.665 \text{ Kcal/h} = 0.174 \text{ kW}$$

Demanda total.

$$Q_T = 10.634 \text{ kW}$$

Se selecciona un calentador de inmersión de aceite, con cubierta de acero, de circulación forzada (agitación mecánica), temperatura máxima de 750°F (398.88°C), y de 220 V, con las siguientes características:

Tabla 3.19. Características de la resistencia eléctrica del reactor.

Potencia	Watts/plg ² de inmersión	Longitud sumergida	Collarín	Nº de elementos	Nº de tubos
8000 watts	30	33 plg	2 plg IPS	3	4

De la tabla 20.1 (Kern, D., 1969)

Para evitar que el fluido se quemé o sufra daños por la acción del calor cerca del calentador, el fluido frío, debe ser capaz de recibir calor a una velocidad tal que mantenga la envoltura metálica por debajo de la máxima temperatura permisible, es decir, el diseño de estos elementos eléctricos está condicionado por el flujo térmico que pueda disiparse en el material frío. Para evitar esta deficiencia operacional, se le instalará un mezclador al reactor, para asegurar que se mantenga una temperatura uniforme en todo el equipo, y además para eliminar los problemas difusionales o de transferencia de masa en la reacción.

La variación del factor de potencia (ϕ) y del voltaje (E) se muestra en la tabla 3.1

Tabla 3.20: Variación de ϕ y del voltaje de alimentación

Potencia (watts)	8000	8000
Factor de potencia	0.85	1
Voltaje (volts)	220	220
Corriente (A)	42.78	36.36
Resistencia (Ω)	5.14	6.05

3.2.5 Reactor para la transesterificación.

Tabla 3.21. Características geométricas del reactor.

Datos	Ecuación	Resultados
M _{aceite} = 47,899 Kg/día M _{etanol} = 22,829 Kg/día M _{catalizador} = 14,27 Kg/día	$\rho_{mezcla} = \frac{1}{\frac{x}{\rho_{cach}} + \frac{(1-x)}{\rho_{heptano}}}$	880 Kg/m ³
4 batch/día	$M_{react} = M_{aceite} + M_{etanol} + M_{catalizador}$	84,997 Kg/batch
Sobre diseño = 15%	$V = \frac{M_{React}}{\rho_{mezcla}}$	0.966 m ³ /tanque-batch
	$h/D = 1.53$ $h = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	D = 0.45 m h = 0.69 m
	$H = h + 0.15*h$	0.80 m
	X _{equilibrio}	0.95
	Tiempo de reacción	4 horas

3.2.6 Diseño de los Intercambiadores de tubo y concha.

Para el diseño de estos intercambiadores de calor, se analizaron dos alternativas posibles para llevar los vapores de nafta desde 178°C hasta una temperatura de 40°C. Las variantes son:

1. Transferencia de calor en dos etapas en serie.

- ✚ Condensación de los vapores: Intercambiador de tubo y concha (178°C)
- ✚ Enfriamiento del líquido: Intercambiador de tubo y concha (178°C - 40°C)

2. Transferencia de calor en tres etapas en serie.

- ✚ Condensación de los vapores: Intercambiador de tubo y concha (178°C)
- ✚ Enfriamiento del líquido: Intercambiador de tubo y concha (178°C - 100°C)
- ✚ Enfriamiento del líquido: Intercambiador de tubo y concha (100°C - 40°C)

La metodología y los pasos a seguir para el diseño de estos equipos, se realizó basada en la expuesta por Kern, D., 1969, y las propiedades físicas de los materiales involucrados se hallaron en este mismo libro, y además en el Perry's Handbook, 1997, 6th Ed.

La metodología de cálculo para cada alternativa se encuentra en el Anexo XI, y el resumen del diseño de cada intercambiador se muestra en la tabla 3.21.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Resumen del diseño de los intercambiadores de calores de tubo y concha.

Tabla 3.21. Diseño de los intercambiadores de tubo y concha.

	Alternativa 1		Alternativa 2			Unidades
	IC1	IC2	IC1'	IC2'	IC3'	
T_1	352,4	352,4	352,4	352,4	212	°F
T_2	352,4	104	352,4	212	104	°F
t_1	77	77	77	77	77	°F
t_2	104	104	104	95	91,4	°F
Q	519421,26	590693,06	519421,26	355068,08	236440,28	BTU/h
M	19276,377	21921,363	19276,377	19765,535	16452,369	lb/h
ΔT_{verd}	261,6	98,7678	261,6	187,7659	60,6637	°F
Ud _{seleccionado}	75	30	75	60	55	BTU/hp ² °F
Rd _{requerido}	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005	hp ² °F/BTU
A_{TC}	26,4672	199.3539884	26,4672	31,5169	70,8645	pie ²
Arreglo	En cuadro	En cuadro	En cuadro	En cuadro	En cuadro	-
L	3,2808	6.56167979	3,2808	5,9055	6,2335	pies
DE	0.75	1	0.75	0,75	0,75	plg
N' _{tubos}	41	116	41	27	58	unidades
N _{tubos}	32	116	32	26	52	unidades
Pases _{por tubos}	1	4	1	2	2	-
Pases _{por concha}	1	1	1	1	1	-
DI _{coraza}	8	15.25	8	8	10	plg
A_{TCReal}	20,6089	199.2703	20,6089	30,1406	63,6301	pie ²
Hi	470	325	470	650	565	BTU/hp ² °F
hio	315,6457	339.625	315,6457	436,5313	379,4464	BTU/hp ² °F
Ho	1500	248.6055	1500	137,1983	128,5064	BTU/hp ² °F
Uc	260,7714	36.52119013	260,7714	104,3895	95,9957	BTU/hp ² °F
Ud _{calculado}	96,3194	29.71246709	96,31945	62,11246	59,41572	BTU/hp ² °F
Rd _{calculado}	0,006547	0.006275	0,006547	0,006520	0,006413	hp ² °F/BTU
%A _{exceso}	30,95	25.49	30,95	30,41	28,27	%
ΔP_s	0.27	0.09	0.27	7.95	7.03	lb/plg ²
ΔP_t	0.61	1.61	0.61	8.95	1.69	lb/plg ²

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

3.2.7 Análisis técnico-económico de las alternativas.

Las tablas 3.21, 3.22 y 3.23, muestran los resultados del diseño de los intercambiadores para una comparación y análisis técnico-económico entre las variantes calculadas.

Tabla 3.22. Análisis técnico-económico de la alternativa 1

	Alternativa 1		
	Condensador (IC1)	Enfriador (IC2)	TOTAL
Números de intercambiadores	1	1	2
Costo de equipo (\$)	7724.66	10170.80	17895.45
Calor intercambiado total (BTU/día)	4155218.41	4725544.49	8880762.90
Cantidad de agua de enfriamiento (lb/h)	19275.67	21921.36	41197.04
Coefficientes totales de transf. (U_D) (BTU/hpie ² °F)	96.32	29.71	-
Área de intercambio de calor (pie ²)	20.61	199.27	219.88
Área de intercambio de calor (m ²)	1.91	18.51	20.43

Tabla 3.23. Análisis técnico-económico de la alternativa 2

	Alternativa 2			
	Condensador (IC1')	Enfriador (IC2')	Enfriador (IC3')	TOTAL
Números de intercambiadores	1	1	1	3
Costo de equipo (\$)	7724.66	7939.23	8196.72	23860.60
Calor intercambiado total (BTU/día)	4155218.41	2840544.69	1891522.29	8887285.39
Cantidad de agua de enfriamiento (lb/h)	19275.67	19765.54	16452.37	55493.58
Coefficientes totales de transf. (U_D) (BTU/hpie ² °F)	96.32	62.11	59.42	-
Área de intercambio de calor (pie ²)	20.61	30.14	63.63	114.38
Área de intercambio de calor (m ²)	1.91	2.80	5.91	10.63

Resultados:

Para las condiciones del proceso se selecciona la alternativa 2, debido a que la alternativa 1 (dos equipos), a pesar de ser más factible económicamente, pues presenta menor número de intercambiadores de calor, menor costo de compra, y menor consumo de agua de enfriamiento que la alternativa 2, técnicamente no es viable, pues el enfriador de nafta IC2, presenta un coeficiente total de transferencia de calor (U_D) muy bajo para las condiciones de proceso, comparado con los valores aportados por Perry, R., 1997, 6th Ed., los cuales van desde 50-70 BTU/hpie²°F. Además este intercambiador requiere un área de transferencia de calor mayor que los demás equipos calculados, lo que requiere mayor área para la disposición en planta del mismo.

3.2.8 Diseño del Evaporador de nafta (EVA1).

Datos:

$M_{\text{naft+ac}} = 13942 \text{ Kg/día} = 5122.8081 \text{ lb/batch}$	$\theta = 60 \text{ min} = 1 \text{ hora}$
$C_p = 0.499 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$	$T_{\text{ambiente}} = 28 \text{ }^\circ\text{C} = 82.4^\circ\text{F}$
$T_1 = 183.28 \text{ }^\circ\text{C} = 361.904^\circ\text{F}$ (vapor sat.)	$D_{\text{serp}} = 0.70 \text{ m} = 2.296 \text{ pie}$
$T_2 = 183.28 \text{ }^\circ\text{C} = 361.904^\circ\text{F}$	$h_{\text{serpentín}} = 2.5 \text{ m}$
$\lambda_v = 76.45 \text{ kcal/kg} = 137.61 \text{ Btu/lb}$	$DE = 1.25 \text{ plg}$
$k_{\text{fluido}} = 0.079 \text{ BTU/(hpie}^2)(^\circ\text{F/pie)}$	$DI = 1.12 \text{ plg}$
$\rho = 752 \text{ kg/m}^3 = 46.945 \text{ lb/pie}^3$	BWG16
$\mu = 0.2 \text{ cP} = 4.83818 \text{ lb/pie-h}$	$at = 20.985 \text{ plg}$
$h_o = 1500 \text{ BTU/hpie}^2^\circ\text{F}$	$a't = 0.3271 \text{ pie}^2/\text{pie}$
$R_d = 0.005 \text{ hpie}^2^\circ\text{F/BTU}$	$D_{\text{tanque}} = 1 \text{ m} = 3.2808 \text{ pie}$
$t_1 = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$	Batch/día = 8
$t_2 = 178^\circ\text{C} = 352.4^\circ\text{F}$	

Metodología de diseño según Kern, D., y Perry, R.

1. Balance térmico.

Q: Calor transferido en el equipo.

$$Q = M \cdot C_p \cdot (T_f - T_i) = m_v \cdot \lambda_v \quad (3.17)$$

$$Q = 244385.206 \text{ Kcal/batch} = 970436.535 \text{ BTU/batch}$$

M_{vapor} : masa de vapor consumida.

$$M_{\text{vapor}} = 1125.66 \text{ lb/batch} = 510.5932 \text{ Kg/batch}$$

Cálculo de las pérdidas de calor en el equipo.

Suposiciones:

Se desprecian las siguientes resistencias al paso del calor.

- Película de condensado
- Pared de la tubería
- Material aislante

El cálculo del coeficiente combinado de convección y radiación según la ecuación 2.

$$h_a = 9.5 + 0.053 \cdot (T_1 - T_a) \quad [\text{W/m}^2^\circ\text{C}] \quad (3.18)$$

Las pérdidas de calor según la ec. 3.18

$$Q_{perd} = h_a \cdot \pi \cdot D_{tanque} \cdot (T_1 - T_a) \quad [W/m] \quad (3.18)$$

$$h_a = 17.45 \text{ W/m}^2\text{°C} = 3.073049 \text{ BTU/hpie}^2\text{°C}$$

$$Q_{perd} = 8223.138 \text{ W/m} = 95960.11 \text{ BTU/batch}$$

$m'_{vapor} = 111.3828 \text{ lb/batch} = 50.628 \text{ Kg/día}$ (masa de vapor para compensar las pérdidas de calor en el equipo)

$$M_{total \text{ de vapor}} = 1236.9 \text{ lb/batch} = 7421.1 \text{ lb/día} = 16360.77 \text{ Kg/día}$$

5. Determinación de los coeficientes de Transferencia de calor (h_i y h_o ; Coeficiente referido al exterior y al interior de la tubería, respectivamente).

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

$$j_h = \frac{h_i \cdot D}{k} * \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (3.19)$$

Donde j_h es un factor para la transferencia de calor.

$$\text{Para vapor saturado se tiene que } h_o = 1500 \frac{Btu}{h * pie^2 * F}$$

Para un Re de $8.6 * 10^5$ se tiene $J = 1200$ de la fig 20.2 del Kern, D.

Sustituyendo y calculando el coeficiente pelicular para el exterior del serpentín,

suponiendo que el término $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$ es despreciable en la ec (3.19).

$$h_i = 90.34 \text{ BTU/hpie}^2\text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{DI}{DE}$$

$$h_{io} = 80.94 \text{ BTU/hpie}^2\text{°F}$$

6. Cálculo de U_D :

$$U_C = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (3.20)$$

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

$$U_D = \frac{U_C \cdot h_d}{U_C + h_d} \quad (3.21)$$

$$U_c = 76.79933 \text{ BTU/hpie}^{2\circ\text{F}}$$

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

$$U_d = 55.491 \text{ BTU/hpie}^{2\circ\text{F}} \text{ (dentro del rango de } 50 - 70 \text{ BTU/hpie}^{2\circ\text{F}} \text{)}$$

Cálculo del Área de transferencia de calor.

El proceso se realiza en estado no estacionario, con un medio de calentamiento isotérmico (vapor saturado).

$$\frac{dQ}{d\theta} = MC_p \frac{dT}{d\theta} = U_D \cdot A \cdot \Delta T \quad (3.22)$$

$$\Delta T = T_1 - t$$

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

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

Integrando de t_1 a t_2 mientras el tiempo va de 0 a θ

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

$$A = \text{Ln} \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) \cdot \frac{MC_p}{U_D \theta} \quad (3.23)$$

Donde θ es el tiempo de calentamiento de t_1 a t_2 de M lb/batch con vapor saturado a T_1 . Sustituyendo los valores tenemos:

$$A_{TC} = 114.0451 \text{ pie}^2 = 10.59513 \text{ m}^2$$

$$N_{vueltas}^o = \frac{A}{A_{1vuelta}} \quad (3.24)$$

$$A_{1vuelta} = \pi \cdot D_{serp} \cdot a = 7.107415 \text{ pie}^2 = 0.6603 \text{ m}^2$$

$$N_{vueltas}^o = \frac{A}{A_{1vuelta}} = \frac{114.0451}{7.107415} = 16 \text{ vueltas}$$

La distancia entre vueltas se determina según:

$$d_{vueltas} = h_{serpentin} / N_{vueltas}^o \quad (3.25)$$

$$d_{vueltas} = 15.58 \text{ cm}$$

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.24: Resumen del diseño del Evaporador de aceite y nafta (EVA1)

Ecuaciones	Resultados	Unidades	
Tanque			
$V_{mezcla} = M_{nafta+aceite}/\rho_m$	109.12 3.09	pie ³ m ³	
$h_{tanque} = \frac{V}{\frac{\pi * D^2}{4}}$	9.350394 2.85	pie m	
$H_{Total} = h_{tanque} + 0.20 * h_{tanque}$	11.22 3.42	pie m	
Requerimientos energéticos			
Parámetros	Resultados	Unidades	
Temperatura de trabajo	178	°C	
Calor transferido	244385.206	Kcal/batch	
	970436.535	Btu/batch	
Masa de vapor total	1236.9	lb/ batch	
	7421.1	lb/día	
	16360.77	Kg/día	
Diseño del serpentín			
Coeficientes peliculares	hio	80.94	BTU/hpie ² °F
	ho	1500	BTU/h/pie ² °C
Coeficientes totales	Uc	76.799	BTU/hpie ² °F
	Ud	55.491	BTU/hpie ² °F
Área de transferencia de calor	114.0451	pie ²	
	10.59513	m ²	
Área de una vuelta	7.107415	pie ²	
	0.6603	m ²	
Número de vueltas	16	-	
Altura del serpentín	2.50	m	
Diámetro del serpentín	0.7	m	
Distancia entre vueltas	15.58	cm	
Diámetro ext. del tubo	1¼	plg	

3.2.9 Resultado del diseño de los tanques de almacenamiento.

Los tanques de almacenamiento proporcionan una “continuidad” del proceso productivo, y un margen de tiempo para cargar, descargar y darle mantenimiento a los equipos sin necesidad de parar la planta. El tamaño de los tanques está en correspondencia con el tiempo de almacenamiento, y se diseñan de acuerdo con los datos de la sección precedente. El diseño preliminar de un tanque de almacenamiento es directo y elemental, sólo se necesita saber su tamaño, temperatura, presión y condiciones de exposición.

Tabla 3.24. Tanque de almacenamiento de nafta (T1)

Volumen	3.53	m ³
Diámetro	1.5	m
Altura	2	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Sustancia a manipular	Nafta	
Temp. de almacenamiento	40	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 3.25. Tanque de almacenamiento de aceite + nafta (T2)

Volumen de cada tanque	2	m ³
Diámetro	0.78	m
Altura	1.17	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Sustancias a manipular	aceite + nafta	
Temp. de almacenamiento	80	°C
Presión de trabajo	1	atm

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.26. Tanque de almacenamiento de aceite (T3)

Volumen	0.9	m ³
Diámetro	0.94	m
Altura	1.25	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Sustancia a manipular	aceite	
Temp. de almacenamiento	50	°C
Presión de trabajo	1	atm

Tabla 3.27. Tanque de almacenamiento de de etanol (T4)

Volumen	0.02	m ³
Diámetro	0.27	m
Altura	0.36	m
Material de construcción	Acero inoxidable	
Material a manipular	etanol	
Temp. de almacenamiento	25	°C

Tabla 3.28. Tanque de almacenamiento de biodiesel (T5)

<i>Volumen</i>	<i>0.02</i>	<i>m³</i>
<i>Diámetro</i>	<i>0.27</i>	<i>m</i>
<i>Altura</i>	<i>0.36</i>	<i>m</i>
<i>Material de construcción</i>	<i>Plástico</i>	
<i>Material a manipular</i>	<i>Biodiesel</i>	
<i>Temp. de almacenamiento</i>	<i>25</i>	<i>°C</i>
<i>Presión de trabajo</i>	<i>1</i>	<i>atm</i>

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

3.2.10 Resultado de los cálculos energéticos de la planta

En la tabla 3.29 se muestran los principales índices de consumo energéticos en cada equipo de la planta, así como el consumo total de vapor, agua y electricidad.

Tabla 3.29. Requerimientos energéticos de cada equipo

Equipo	Requerimiento	Valor	Unidades
E1	Vapor sat.	1 022.711	Kg/día
	Electricidad	1.32	kW
E2	Vapor sat	918.92	Kg/día
	Electricidad	1.32	kW
Eva1	Vapor sat.	4 589.97	Kg/día
IC1	Agua fría	69 809.04333	Kg/día
IC2	Agua fría	53 418.30	Kg/día
IC3	Agua fría	41173.35	Kg/día
M1	Agua caliente	502.27	Kg/h
	Electricidad	4.7	kW
R1	Electricidad <small>calentamiento</small>	10.634	kW
	Electricidad <small>mezclado</small>	9.6	kW
TOTAL	Vapor sat.	6 531.601	Kg/día
	Electricidad	27.574	kW
	Agua	164 902.96	Kg/día

3.3 Análisis Económico de la Planta Demostrativa para la producción de biodiesel.

Una vez dimensionados los equipos fundamentales de la planta, se efectuó el análisis económico de la misma, sobre la base del cálculo del costo de inversión, el costo de producción, la ganancia y los indicadores de rentabilidad.

El estimado de los indicadores se obtuvo aplicando la metodología planteada por Peter's (Peter, M., 2003).

3.3.1 Estimado del Costo Total de Inversión del proyecto.

Para el estimado del costo total de inversión, se determinó el costo del equipamiento utilizado, el cual tiene una gran incidencia en este, específicamente en los elementos que contiene la inversión fija, de esta manera se tiene que:

Costo de Inversión = Inversión Fija + Inversión de Trabajo

Inversión Fija = Costo Directo + Costos Indirectos

Costos del equipamiento:

Costo actual = Costo Original * índice actual / índice original (3.26)

Índice de costo original de 1967: 109.1 (Peter, M.)

Índice de costo actual de 2006: 499.6 (Chemical Engineering)

Costo actual = Costo Original * 4.579

En la tabla 3.30 se muestran los costos de los equipos fundamentales de la Planta. Estos costos fueron obtenidos a partir de varias fuentes: Peter, M., Ulrich, G., Perry, R., y Ley, N.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.30. Costos del equipamiento.

Equipos	Costo Actual	Cantidad	Costo actual total
Transportador de sólidos de cangilones	3 800	1	3 800
Tanque de Extracción Aceite	10 000	2	20 000
Tanque Evaporador	8 500	1	8 500
Condensador	8 242	1	8 242
Enfriador 1	8 471	1	8 471
Enfriador 2	8 746	1	8 746
Tanque preparación Etóxido	50	1	50
Reactor discontinuo con resistencia eléctrica	2 800	1	2 800
Tanque Almacenamiento de Nafta	6 800	1	6 800
Tanque almacenamiento de etanol	400	1	400
Tanque almacenamiento de la nafta y el aceite	6 200	2	12 400
Tanque de almacenamiento del aceite	1 260	1	1 260
Tanque de almacenamiento del biodiesel	4 300	1	4 300
Bomba de nafta	2 600	1	7 400
Bomba de aceite y aceite	2 600	1	
Bomba de agua	2 200	1	
Costo Total del Equipamiento		18	\$ 93 169

El estimado del costo total de la inversión se realizó sobre la base del costo total del equipamiento, para el cual, se estimaron los aspectos que para la planta inciden en la Inversión fija y la Inversión de trabajo. En la tabla 3.31 se muestran los resultados.

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Tabla 3.31. Costos Directos e Indirectos

		Indicador	Fórmula	Costo
Costos directos		Equipamiento	-	\$ 93 169
		Instalación de equipos	6% del costo de equipamiento	\$ 5 590.14
		Aislamiento	1% del costo de equipamiento	\$ 931.69
		Instrumentación y control	2% del costo de equipamiento	\$ 1 863.38
		Tuberías	4% del costo de equipamiento	\$ 3 726.76
		Instalaciones eléctricas	2% del costo de equipamiento	\$ 1 863.38
	Servicios	Generación de vapor	2% de la inversión fija	0.02*IF
		Distribución del vapor	1% de la inversión fija	0.01*F
Suministro de agua		1% de la inversión fija	0.01*F	
Distribución de la electricidad		0.4% de la inversión fija	0.004*F	
Costos indirectos		Supervisión y Ingeniería	4% de la inversión fija	0.04*F
		Gastos de construcción	2% de la inversión fija	0.02*F
		Gastos de puesta en marcha	1% de la inversión fija	0.01*F
		Imprevistos	2% de la inversión fija	0.02*F

$$\text{Inversión fija (IF)} = \text{costos directos (CD)} + \text{costos indirectos (CI)} \quad (3.27)$$

$$\text{IF} = 93\,169 + 5\,590.14 + 931.69 + 1\,863.38 + 3\,726.76 + 1\,863.38 + 0.02*IF + 0.01*F + 0.01*F + 0.004*F + 0.04*F + 0.02*F + 0.01*F + 0.02*F$$

$$\text{IF} = 107\,144.35 + 0.134*IF$$

$$\text{IF} = \underline{\underline{\$ 123\,723}}$$

$$\text{Inversión de trabajo (It)} = 10\% \text{ de Inversión total (IT)} \quad (3.28)$$

$$\text{Costo de Inversión total (IT)} = \text{Inversión fija (IF)} + \text{Inversión de trabajo (It)} \quad (3.29)$$

$$\text{IT} = \$ 123\,723 + 0.10*IT$$

$$\text{IT} = \underline{\underline{\$ 137\,470}} \text{ (Inversión total del proyecto)}$$

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

Este valor tal como se esperaba es mayor que el obtenido en trabajos anteriores, (Ley, N., 2006), donde se refiere el costo de inversión de una planta integrada de biodiesel-etanol, puesto que en el trabajo citado se reutilizan equipos ya instalados, y en este caso, se está proponiendo una inversión completa, la que puede disminuir sobre la base de la reconversión de plantas ya instaladas.

3.3.2 Costos totales de producción.

En el estimado del Costo de Producción, para la obtención de los productos de la tecnología propuesta, se tuvieron en cuenta, los gastos de materia prima, mano de obra y requerimientos del proceso, los demás elementos se determinaron, según la metodología expuesta por Peter's. (Peter's M, 2003)

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

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

➤ Costo de la materia prima:

Los costos de las materias primas son:

Tabla 3.32. Costo de las materias primas empleadas

Materia Prima	Precio	Cantidad	Costo
Etanol extrafino (96°GL)	2.4 \$/hlt	1.90 hlt/día	4.56 \$/día 1 368 \$/año
Cachaza residual	4 \$/ton	2 ton/día	8 \$/día 2 400 \$/año
Sosa (NaOH).	0.49 \$/Kg	1.057 Kg/día	0.5179 \$/día 155.379 \$/año
Nafta comercial	0.19 \$/L	20 000 L/1 ^{er} día 2 000 L/día	380 \$/día 117 800 \$/año
Costo Total de las Materias Primas			393 \$/día 121 723.37 \$/año

El caso de la nafta merece un análisis separado, debido a que como se analizó en el Capítulo 2, esta es recirculada al proceso luego de ser condensada en el proceso tecnológico. La cantidad utilizada diariamente es 15 000 Kg (20 000 L), pero se pierde por concepto de evaporación un estimado de 10% de nafta

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

diariamente; teniendo que reponer cada día alrededor de 2 000 L, representando un costo de 380 \$/día y 114 000 \$/año; a esto se le adiciona los \$ 3 800 iniciales para dar un costo total de nafta de 117 800 \$/año.

➤ Costo de la mano de obra:

La cantidad de obreros es: 3 obreros (tabla 21 del Peter's)

Costo Mano Obra = 7 200 \$/año

➤ Costo de la electricidad:

La potencia requerida para la planta es: 27.574 kW

El precio de la electricidad es 0.063 \$/kW-h

Costo Electricidad = 13.89 \$/día = 4 167 \$/año

➤ Costo del vapor de agua saturado:

Cantidad de vapor a utilizar: 6 531.601 Kg/día

Precio del vapor: 0.008 \$/Kg de vapor

Costo del consumo de vapor = 52.25 \$/día = 15 675 \$/año

➤ Costo del agua:

Precio del agua: 0.08 \$/m³

Cantidad de agua: 164 902.96 Kg/día = 164.9 m³/día

Costo del agua: 13.192 \$/día = 3 957.6 \$/año

En la tabla 3.33 se muestran los resultados del cálculo de los costos de fabricación.

Tabla 3.33. Costos de fabricación.

Costos de fabricación	Costos directos de producción	Indicador	Fórmula	Costo/día	Costo/año
		Materias primas	-	\$ 405.74	\$121 723
		Mano de obra	-	\$ 24	\$ 7 200
		Supervisión	0.1*Mano de obra	\$ 2.4	\$ 720
		Requerimientos de electricidad, vapor y agua	-	\$ 79.332	\$ 23 800
		Mantenimiento y reparaciones	0.02*IF	-	\$ 2 474.46
		Suministros	0.1*Mtto y Rep.	-	\$ 247.446

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

	Costos fijos	Laboratorio	0.1*Mano de obra	-	\$ 720
		Depreciación	IT/(Vida útil)	-	\$ 9 164.67
		Seguros	0.004*IF	-	\$ 494.90
		Impuestos	0.01*IF	-	\$ 1 237.23
	Costos ext.	Otros costos	0.5*(M.Obra+Sup.+Mtto)	-	\$ 5 197.23
Costos de fabricación				\$ 576.59	\$ 172 979

➤ Gastos generales.

Administración = 0.15*(Mano de obra + Sup. + Mtto)

Distribución y venta = 0.02*CTP

Investigación y desarrollo = 0.02*CTP

Gastos generales = 127.61 + 0.04*CTP

Tabla 3.34. Costos Totales de Producción

	Costo diario	Costo anual
Costos de Fabricación	\$ 576.59	\$ 172 979
Gastos Generales	\$ 31.61	\$ 9 483.13
COSTOS TOTALES DE PRODUCCION	\$ 608.20	\$ 182 462

3.3.3. Cálculo de la ganancia del proceso

Tabla 3.35. Valor de la producción

Productos	AAPM	Biodiesel
Precio de venta	11 \$/Kg	60 \$/hlt
Producción	217.69 Kg/día	198.39 L/día
Valor de la producción	2 394.59 \$/día	119 \$/día
	718 377 \$/año	35 700 \$/año
Valor total de la producción	2 513.59 \$/día	754 077 \$/año

$$G = V.P - CTP$$

$$(3.30)$$

Ganacia = 571 615 \$/año

➤ Tiempo de recuperación de la inversión:

$$\frac{\text{Inversión Total}}{\text{Ganacia}} = \frac{137470}{571615} = 0.24 \text{ años} \quad (3.31)$$

3.3.4. Indicadores dinámicos.

Indicadores de rentabilidad. VAN, TIR, PRD.

Una valoración de la factibilidad de la inversión se realizó sobre la base del cálculo del indicador dinámico VAN, tomando una tasa de interés del 15%.

$$\text{Valor Actual Neto} = \sum_{k=1}^n \frac{\text{Flujodecaja}}{(1+i)^k} - \text{Inversión total}$$

Los resultados obtenidos se determinaron por un programa realizado en Excel, donde se evaluaron los indicadores económicos mediante la metodología planteada por Peter's (Peter's M, 2003).

En la tabla 4.7 se muestran los resultados de dicha evaluación y la figura 23 representa el perfil del VAN.

Tabla 3.36 Valor del indicadores de factibilidad.

Indicador	Valor
Valor Actual neto (VAN)	\$ 1 791 102
Tasa de Rendimiento Interna (TIR)	120 %
Plazo de Recuperación al descontado (PRD)	1.7 años

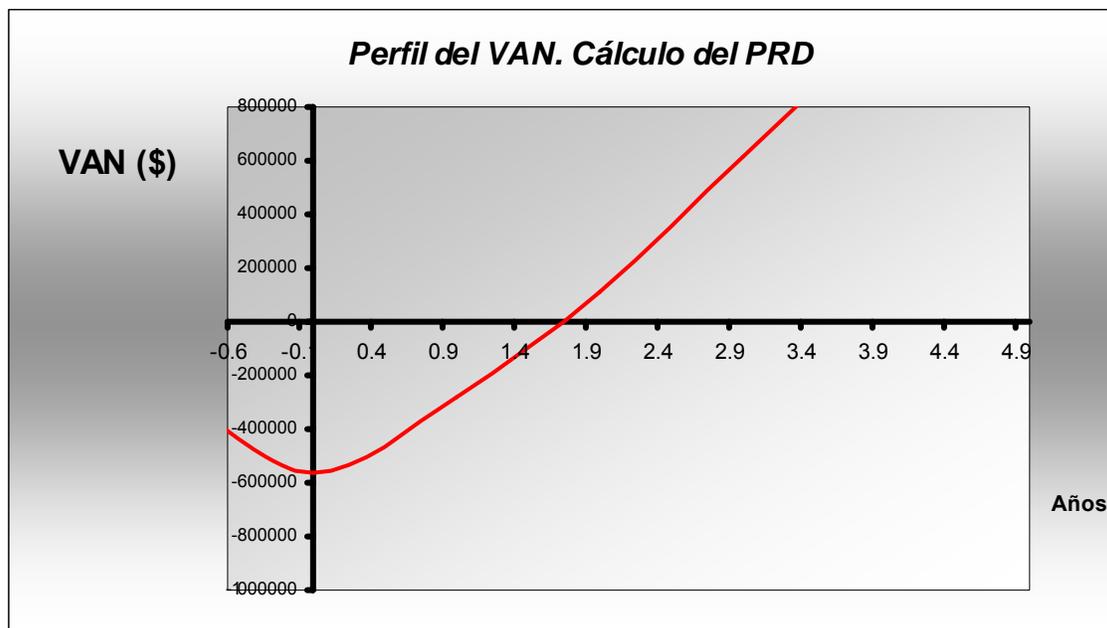


Fig. 23. Perfil del VAN.

Es necesario tener en cuenta que para que la planta sea factible desde el punto de vista económico es necesaria la venta de los AAPM, un análisis de esta situación se muestra en la tabla 3.37.

Tabla 3.37. Análisis de la venta de los coproductos de la reacción.

	VP	Ganancia	TRI
Con la venta de los AAPM + biodiesel	754 077 \$/año	583 966 \$/año	0.236 años
Sin la venta de biodiesel	718 377 \$/año	547 675 \$/año	0.251 años
Sin la venta de AAPM	35 710 \$/año	-134 992 \$/año	-

Estos resultados están en concordancia con trabajos anteriores (Ley, N., 2006), donde se concluye que el proceso no es factible económicamente si no se incorpora la venta del coproducto (alcoholes de alto peso molecular), a la economía del mismo.

Otro aspecto que se puede analizar es la venta de la cachaza después de la extracción del aceite, con un precio ligeramente inferior al precio de compra, ya que la misma puede ser utilizada como fertilizante. Esto provoca un aumento ligero de la ganancia del proceso como consecuencia del aumento del valor de

Capítulo III: Diseño de la Planta y Análisis Económico

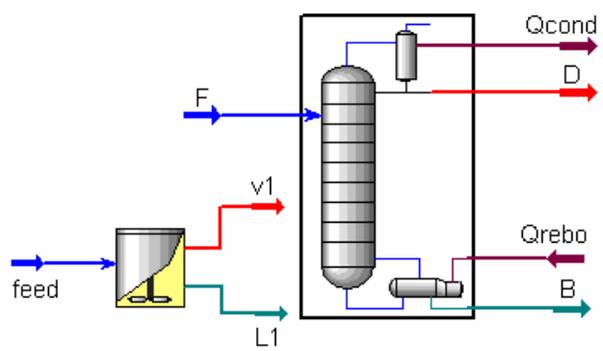
la producción, además la reutilización de un residuo de la industria azucarera dándole un valor agregado a este y siendo respetuosos con la política del país para los biocombustibles.

La tabla 3.38 muestra el resultado económico de la venta de la cachaza a un precio de 3 \$/ton.

	VP	G
Sin venta de la cachaza	754 077 \$/año	583 966 \$/año
Venta de la cachaza	759 451 \$/año	589 340. \$/año
Diferencia	0.7 %	0.9 %

Conclusiones Parciales:

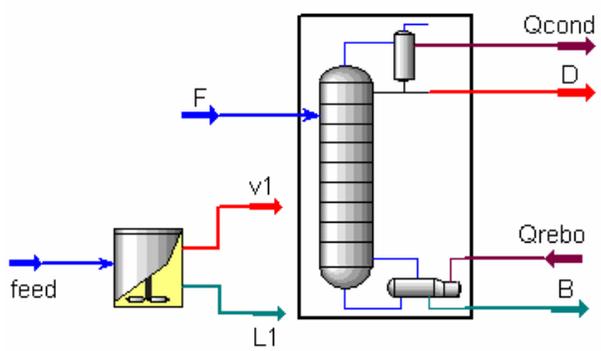
1. El sistema de recuperación de la nafta de acuerdo a los resultados obtenidos en el laboratorio requiere de tres intercambiadores de calor, pues no es factible realizar el proceso solamente con el uso de un condensador y un enfriador.
2. El proceso de escalado del mezclador de cachaza a partir del modelo de laboratorio demuestra que los resultados no difieren del equipo diseñado en trabajos anteriores.
3. A partir de los resultados del laboratorio y del dimensionamiento de la planta de producción, se demuestra que es posible obtener 200 L/ día de biodiesel y 215 kg de alcoholes grasos partiendo de 2 toneladas de cachaza.
4. El costo de la inversión es de \$ 137 470, teniendo en cuenta las condiciones del proceso, este valor puede disminuir en el caso de la reconversión de plantas.
5. Es imposible hacer rentable la producción sin la venta de los alcoholes grasos, sin embargo puede disminuirse el precio de venta de estos hasta 2,95 \$/kg, con un período de recuperación de la inversión de 3 años.



Conclusiones

Conclusiones:

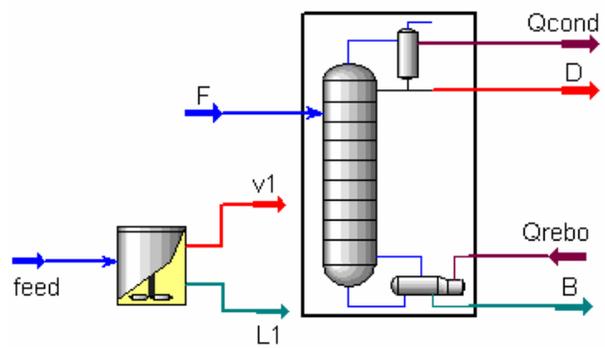
1. El proceso de extracción del aceite cuando se lleva a cabo en dos etapas, permite un ahorro de solvente, así como ventajas desde el punto de vista energético.
2. Se demuestra que es posible obtener la misma cantidad de biodiesel trabajando con menos materia prima inicial, al obtener mayores por cientos de extracción que los supuestos. A partir de tratar 2 toneladas de cachaza diarias se producen 200 L de biodiesel y 217 Kg. de alcoholes grasos.
3. Teniendo en cuenta la cantidad de producto obtenido en el laboratorio, el proceso de transesterificación del aceite de cachaza puede realizarse con alcohol extrafino.
4. La planta se hace rentable con la venta de los coproductos como se había determinado en trabajos anteriores, siendo el tiempo de recuperación de la inversión de 0,26 años para un precio de venta de los alcoholes grasos de 11\$/ kg, lo que demuestra que este puede disminuirse manteniendo la rentabilidad del proceso.
5. Es posible la obtención de un biocombustible alternativo de forma sostenible, económicamente factible y ambientalmente compatible; sin comprometer la producción de alimentos ni de cultivos para los mismos, reutilizando un residuo de la industria azucarera.



Recomendaciones

Recomendaciones.

1. Estudiar la cinética de la transesterificación con el objetivo de optimizar los parámetros de reacción.
2. Estudiar la influencia del grado de deshidratación del alcohol sobre los parámetros de la reacción de transesterificación.
3. Estudiar la reacción de transesterificación en presencia de solvente.
4. Caracterizar los productos de la etapa de transesterificación.
5. Valorar la posibilidad de precalentar la mezcla de nafta+aceite que entra al evaporador con los vapores de nafta que salen del mismo, para aprovechar la energía calorífica de estos vapores y acercar la mezcla a su punto de ebullición, disminuyendo el área de transferencia del equipo.
6. Integrar los resultados obtenidos en el laboratorio con la modelación del proceso utilizando un simulador robusto.
7. Desarrollar y validar el modelo matemático de la planta, sobre la base de los resultados experimentales obtenidos, con vistas a la simulación de la misma.
8. Analizar la integración material y energética entre los procesos de producción de biodiesel y bioetanol a partir de diferentes fuentes.



Bibliografía

Bibliografía.

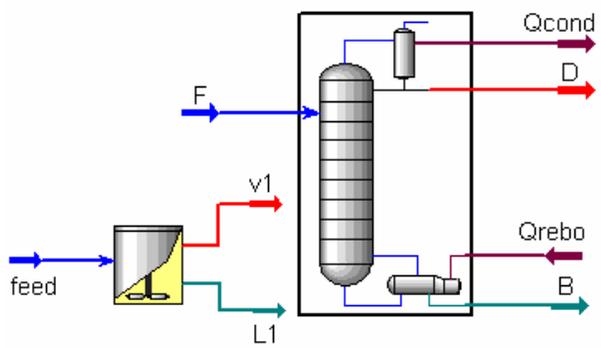
1. Aiba, S., (1965). "Biochemical engineering." New York. Academic Press. pp. 333.
2. Bacovich, O., (2006). "El nuevo paradigma energético: Biodiesel." Argentina.
3. Ballesteros, M., (2003). "Biocombustibles para el transporte".
(www.agroinformacion.com)
4. Brewster, R., (1963). "Química orgánica". Buenos Aires: Editorial Médico Quirúrgica.
5. Canoira, L.; Alcántara R.; García, M. J.; y Carrasco J., (2006) "Biodiesel from Jojoba oil-wax: Transesterification with methanol and properties as a fuel". Department of Chemical Engineering and Fuels, School of Mines, Polytechnic University of Madrid, Ríos Rosas, 21, 28003-Madrid, Spain. Biomass and Bioenergy 30, pp 76–81.
6. Castro, H.; Mendes, A.; dos Santos, J. y Aguiar, C., (2004). "Modificação de óleos e gorduras por biotransformação". Quim. Nova, Vol. 27, No. 1, pp. 146-156.
7. Cetinkaya, M., and Karaosmanoglu F., (2004). "Optimization of Base-Catalyzed Transesterification Reaction of Used Cooking Oil. Energy & Fuels, Vol. 18, No. 6, pp. 1888-1895"
8. Crespo, G. V.; Martínez, M., y Aracil, J., (2001). "Biodiesel: una alternativa real al gasóleo mineral". Dpto. de Ingeniería Química. Facultad de Ciencias Químicas. Universidad Complutense.
9. Dalla, B. O.; Pisarello, M. L., (2006). "Procesos de Producción de Biodiesel: Uso de Materias Primas Alternativas y de Alta Acidez". Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE), Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería Química, Santiago del Estero, Santa Fe, Argentina. pp. 2654-3000.
10. De Sá Parente, E. J., (2003) "BIODIESEL: Uma Aventura Tecnológica num País Engraçado".
11. Encyclopedia (Wikimedia, 2006), en.wikipedia.org/wiki/Biodiesel_production
12. Faccio, C., (2004). "Estudo da produção de ésteres etílicos a partir da alcoólise de óleos vegetais". URI-Campus Erechim, Dpto de Ciências Agrárias. Programa de Mestrado em Engenharia de Alimentos.

13. Formo, M. W., (1954). "Ester reaction of fatty materials." J.Am. Oil Chem. Soc., 31, pp. 548-559.
14. Fukuda H.; Kondo, A., y Noda H., (2001). "Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils. Review". Journal of Bioscience and Bioengineering. Vol. 92, No 5, pp. 405-416.
15. Ganapati, Y. D., y Piyush, L. S., (2004). "Synergism between microwave and enzyme catalysis in intensification of reactions and selectivities: Transesterification of methyl acetoacetate with alcohols." Journal of molecular catalysis. A, Chemical (J. mol. catal., A Chem.) ISSN 1381-1169 ".
16. Garwal, A. K.; Das, L. M., (2001). "Biodiesel Development and Characterization for Use as a Fuel in Compression Ignition Engines." Journal of Engineering for Gas Turbines and Power. Vol 123. APRIL 2001.
17. He, H.; Wang, T., y Zhu, S., (2007) "Continuous production of biodiesel fuel from vegetable oil using supercritical methanol process". Fuel, 86, pp 442–447. Science Direct.
18. Hilbert, J., (2005). "Empleo de los Biocombustibles en motores: Biodiesel." Instituto de Ingeniería Rural, Argentina.
19. Himmelblau, D., (1976). "Análisis y simulación de procesos." Barcelona. Editorial Reverte. pp. 365.
20. Kemmere, M. F., (1999). "Batch emulsion polymerization: a chemical engineering approach." Universidad técnica de Eindhoven. Holanda. ISBN 90-386, pp 2611-8123.
21. Kern, D. Q., (1979). "Procesos de transferencia de calor". La Habana.
22. Khalil, C.; Leite, L. United States Patent, 7,112,229. September 26, 2006. "Process for producing biodiesel fuel using triglyceride-rich oleagineous seed directly in a transesterification reaction in the presence of an alkaline alkoxide catalyst"
23. Knothe, G.; Dunn, R., y Bagby, M., (2002). "Biodiesel: The Use of Vegetable Oils and Their Derivatives as Alternative Diesel Fuels".
24. L.C. Meher, D. Vidya Sagar, S.N. Naik., (2004). "Technical aspects of biodiesel production by transesterification—a review". Renewable and Sustainable Energy Reviews, 10. pp. 248–268. Centre for Rural Development and Technology, Indian Institute of Technology Delhi, New Delhi 110016, India.

25. Larosa, R., (2004). "Proceso para la producción de Biodiesel. Refinación de glicerina".
26. Lenoir, C., (2005). "Análisis de la producción de biodiesel". Univ. Católica Argentina.
27. Levenspiel, O. (1985). "Chemical Reaction Engineering." Edición Revolucionaria. La Habana.
28. Ley, N., (2006). "Contribución a los métodos de asimilar tecnologías, aplicado a un caso de producción de biocombustibles". Tesis Doctoral, Santa Clara, Dpto de Ing. Química, UCLV.
29. Maraví J. L., (2005). "Opciones para la producción de biodiesel a pequeña escala en el Perú". ITDG – UNALM, CONCYTEC.
30. Martin, P., (2006). "Biodiesel for Small Producer". 2th Ed.
31. Martínez, A. (2005). "Uso y Beneficio de los Biocombustibles". Instituto de biotecnología. UNAM. México.
32. Martínez, M. R., (2003). "Utilización de aceites Vegetales usados para la Obtención de biodiesel". Laboratorio de Procesos Químicos y Bioquímicos Integrados. Universidad Complutense de Madrid.
33. Martínez, R., (2006). "Obtención de biodiesel a partir del aceite de cachaza, residuo de la industria azucarera." Trabajo de Diploma, Santa Clara, Dpto de Ing. Química, UCLV.
34. Matsuo, T.; Sawamura, N.; Hashimoto, Y.; y Hashida, W. "Method for enzymatic transesterification of lipid and enzyme used therein". 1984. United States. Patent 4472503. (<http://www.freepatentsonline.com/4472503.html>)
35. Mesa Redonda Informativa del 1 de marzo del 2007: "Las energías alternativas: a favor y en contra".
36. Missen, R. W.; Mims, Ch.; Saville, B., (1999). "Introduction to Chemical Reaction Engineering and Kinetics". Department of Chemical Engineering and Applied Chemistry University of Toronto.
37. National Biodiesel Borrad. "Commonly Asked Questions". 2004.
38. Oliveira, D.; Oliveira, J. V.; Faccio, C. S., y Amroginski, M. C., (2004). "Influência das variáveis de processo na alcoólise enzimática de óleo de mamona". Ciênc. Tecnol. Aliment., Campinas, 24(2): pp.178-182, abr.-jun.

39. Pávlov, K. F., (1981). "Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aspectos en tecnología química". Editorial Mir Moscú.
40. Perry, R., (1998). "Chemical Engineers' Handbook." 5^{ta} Edición.
41. Roger, A.; Korus, D.; Hoffman, N.; Peterson, Ch., y Drown, D., (2005). "Transesterification Process to Manufacture Ethyl Ester of Rape Oil". Department of Chemical Engineering. University of Idaho.
42. Rosabal, J., (1998). "Hidrodinámica y separaciones mecánicas". La Habana.
43. Schuchardt, U., Sercheli, R., y Vargas, R.M., (1998). "Transesterification of Vegetable Oils." J. Braz. Chem Soc. Vol. 9 N° 1.
44. Stratta, J., (2000). "Biocombustibles: los aceites vegetales como constituyentes principales del biodiesel". <http://www.bcr.com.ar>.
45. Strong, Ch.; Erickson, Ch., y Shukla, D., (2006). "Evaluation of Biodiesel Fuel: Literature Review". Western Transportation Institute, College of Engineering Montana State University – Bozeman.
46. Trambauze, P., (1979). "Filosofía del escalado." Chemical Engineering. September.
47. Treybal, R., (1985). "Operaciones con transferencia de masa." Edición Revolucionaria.
48. Vera, C. R.; D'Ippolito, S. A.; Pieck, C. L., y Parera J. M., (2005). "Optimización de un Proceso de Producción de Biodiesel basado en Transesterificación Supercrítica no Catalítica". Instituto de Investigaciones en Catálisis y Petroquímica (INCAPE), Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería Química, Santiago del Estero 2654, 3000 Santa Fe, Argentina.
49. Vera, M., (1999). "Proceso de extracción de fitoesteroles y alcoholes de alto peso molecular a partir de la fracción aceite y la cachaza de la caña de azúcar". Facultad de Química – Farmacia, UCLV.
50. Viera, B. R., (1991). "Diseño y análisis de reactores químicos". La Habana.
51. Villanueva, R. G., (1991). "Aspectos fundamentales acerca de las operaciones de extracción."
52. Walas, S.M., (1965). "Cinética de las reacciones químicas." Editorial Pueblo y Educación. La Habana.

53. Wenzel, B.; Tait, M., y Kroumov, A., (2006). Bioautomation. 5, pp. 13–22. “Modelling Chemical Kinetics of Soybean Oil Transesterification Process for Biodiesel Production: An Analysis of Molar Ratio between Alcohol and Soybean Oil Temperature Changes on the Process Conversion Rate”.
54. www.biocombustibles.es
55. www.cipres.cec.uchile.cl/~rwulliam/h6.html.
56. www.cueronet.com/terminacion/productos_auxiliares.htm
57. [www.es.wikipedia.org/wiki/BiodiÃ©sel](http://www.es.wikipedia.org/wiki/Biodi%C3%A1sel).
58. www.Growfuel.com.
59. www.omega.ilce.edu.mx:3000/sites/ciencia/volumen2/ciencia3/059/htm/cataliza.htm
60. www.Revista.consumer.es
61. www.sagpya.mecon.gov.ar/new/0-0/agricultura/otros/biodiesel/php
62. www.sbrt.ibict.br
63. www.uam.es/personal_pdi/ciencias/juansqui/catalisisweb.htm
64. www2.uah.es/sancho/farmacia/Proyecciones/Tema%207.pdf

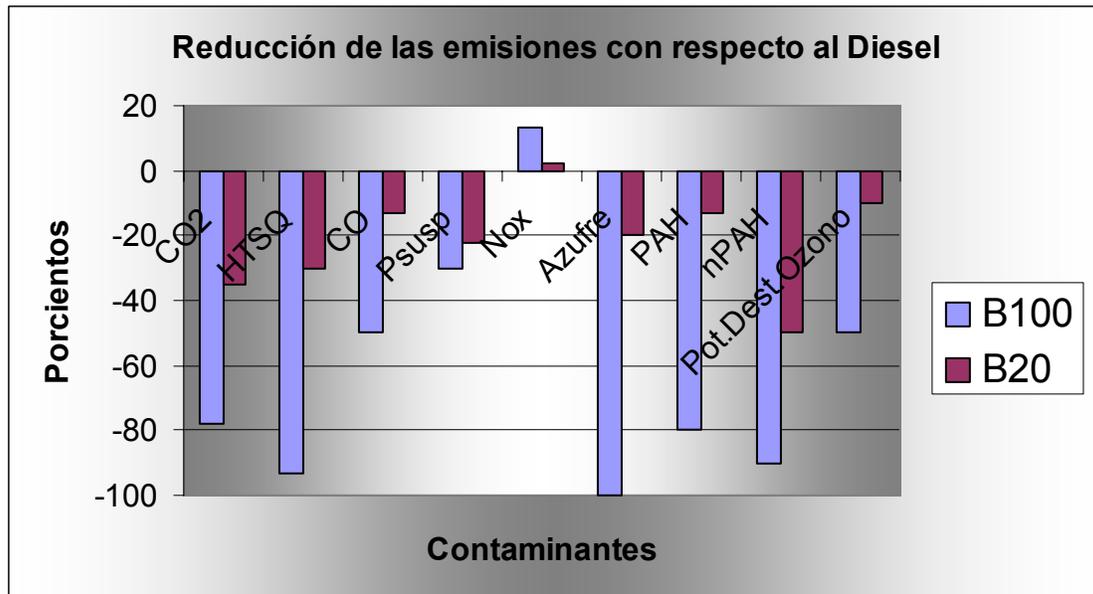


Anexos

ANEXO I

Emisiones de Biodiesel respecto a diesel convencional.

Tipo de Emisión	B100 (%)	B20 (%)
Dióxido de carbono	-78	-35 (B5 -7%)
Hidrocarburos totales sin quemar	-93	-30
Monóxido de carbono	-50	-13
Partículas en suspensión	-30	-22
Óxidos de Nitrógeno	+13	+2
Sulfatos	-100	-20
Hidrocarburos Aromáticos Policíclicos (PAH)	-80	-13
Hidrocarburos Aromáticos Policíclicos nitrogenados.(nPAH)	-90	-50
Potencial de destrucción de la capa de Ozono	-50	-10



ANEXO II

Comparación de las propiedades del Diesel y Biodiesel

Propiedades	Diesel	Biodiesel
Composición del combustible	C10-C21 HC	C12-C22 FAME
Valor Calórico Inferior: KJ/Kg	41.6	37.1
Viscosidad Cinemática, a 40° C	1.3-4.1	1.9-6.0
Gravedad específica Kg/L a 60° F	0.85	0.88
Agua, ppm en peso	161	0.05% max
Carbón, % masa	87	77
Hidrógeno, % masa	13	12
Oxígeno, % masa	0	11
Contenido de azufre, % masa	0.05 máx	0 - 0.0024
Punto de ebullición (°C)	188-343	182-338
Punto de inflamación (°C)	60-80	100-170
Cloud Point (°C)	-15 to 5	-3 to 12
Pour Point (°C) (fluidez)	-35 to -15	-15 to 10
Números de Cetanos	40-55	48-65
Relación estequiométrica Aire/Fuel m/m	15	13.8
BOCLE Scuff, gramos (Lubricidad)	3,600	>7,000
HFRR, micrones (Lubricidad)	685	314

(Strong, Ch., et al 2004)

ANEXO III

Propiedades del Biodiesel utilizando diferentes materias primas

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

(Strong, Ch., et al 2004)

ANEXO IV

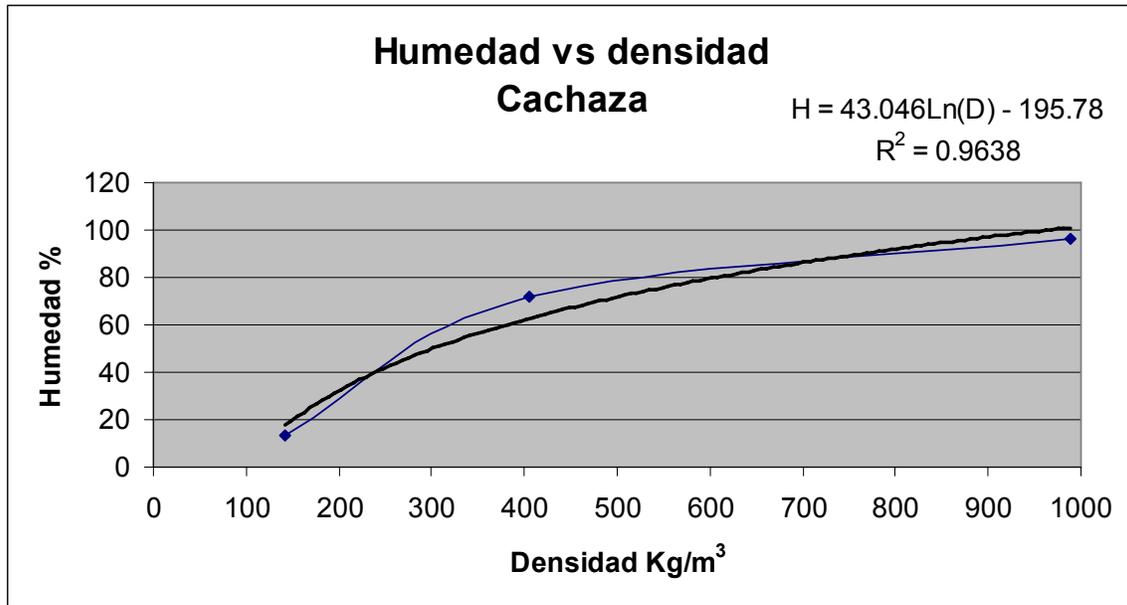
Especificaciones del Biodiesel según ASTM

Propiedades	Límites	Unidades
Números de carbonos	C12 - C22	-
Flash Point	130 min	°C
Agua y sedimentos	0.050 max.	% Volume
Viscosidad cinemática (40°C)	1.9-6.0	mm ² /seg
Cenizas	0.020 max.	% mass
Contenido de azufre	0.05 max.	% mass
Corrosión de la cinta de cobre	No.3 max.	-
Número de cetanos	47 min.	-
Residuos de carbón	0.050 max.	% mass
Número de acidez	0.80 max.	Mg KOH/gm
Glicerina libre	0.020 max.	% mass
Glicerina total	0.240 max.	% mass
Contenido de fósforo	0.001 max.	% mass
Temperatura de destilación a 1 atm	360 max.	°C

(Strong, Ch. et al 2004)

ANEXO V

Determinación experimental de la densidad de la cachaza



ANEXO VI

Equipamiento de laboratorio



Equipo de extracción del aceite.



Reactor discontinuo con agitación.

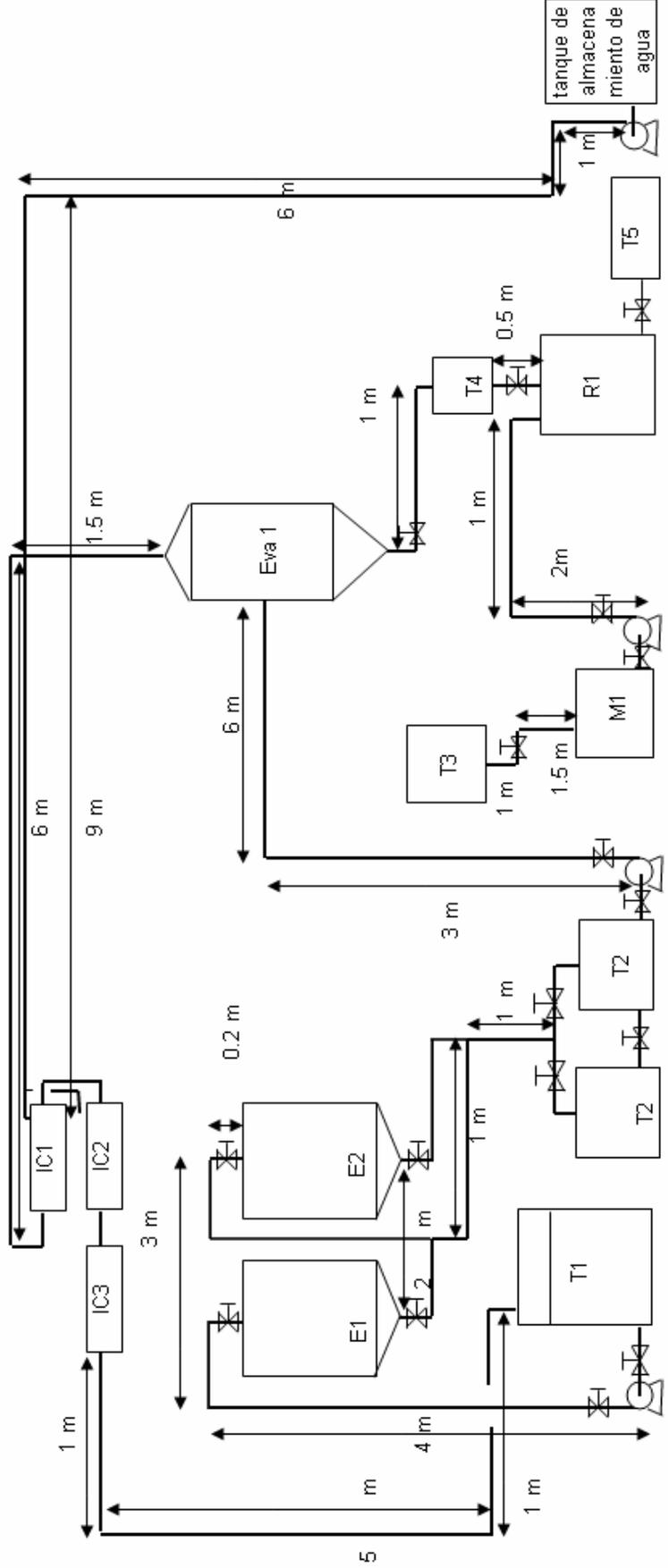
ANEXO VII

Resumen de los balances de masa del proceso. Base 1 día.

Corrientes	Aceite (Kg)	Nafta (Kg)	Inertes (Kg)	Etanol (Kg)	NaOH (Kg)	Etóxido (Kg)	Biodiesel (Kg)	AAPM (Kg)	Total (Kg)
101	208.8	0	1791,2	-	-	-	-	-	2000
102	0	15000	-	-	-	-	-	-	15 000
103	191,595	13750,5	-	-	-	-	-	-	13942,094
104	17,20512	1249,5	1791,2	-	-	-	-	-	3057,9051
201	0	13695,5	-	-	-	-	-	-	13695,5
202	191,595	-	-	-	-	-	-	-	191,595
301	-	-	-	56,019	-	-	-	-	56,019
302	-	-	-	-	1,0572	-	-	-	1,0572
303	-	-	-	-	-	57,08	-	-	57,08
401	-	-	-	91,317	-	-	-	-	91,317
402	191,595	-	-	-	-	-	-	-	191,595
403	-	-	-	-	-	-	174.6	-	174.6
404	-	-	-	-	-	-	-	217.69	217.69

- 101. Cachaza alimentada al extractor
- 102. Solvente alimentado al extractor
- 103. Solute más solvente a la salida del extractor
- 104. Sólido agotado a la salida del extractor
- 201. Vapores de nafta a la salida del evaporador
- 202. Aceite a la salida del extractor
- 301. Etanol para la preparación del etóxido
- 302. NaOH para la preparación del etóxido
- 303. Etóxido de sodio (catalizador de la reacción)
- 401. Etanol alimentado al reactor
- 402. Aceite alimentado al reactor
- 403. Biodiesel producido en la reacción
- 404. Alcoholes de alto peso molecular producidos

ANEXO IX
Disposición en planta del equipamiento



ANEXO X

Selección de los agitadores

Parámetros	Tipo de agitador		
	Hélice o propela	Turbina	De Paleta
Velocidad de rotación	300-1000 rpm	300 rpm máx	150 rpm máx
Velocidad circunferencial en función de la viscosidad	3.8-16 (100 Cp) 3.8-10 (4000 Cp)	2.5-10 (100 Cp) 2.5-7 (4000Cp)	1.5-5 (500 Cp) 1.5-3 (3000Cp)
Costo	Bajo costo	Costo moderado	Bajo costo
Consumo energético	Bajo consumo energético (el más bajo)	Alto consumo de energía	Bajo consumo energético
Volumen de agitación	Grandes volúmenes	Volúmenes menores de 2.5 m ³	Grandes volúmenes
Suspensiones	Hasta 50% masa de sólidos	Hasta 80% masa de sólidos	Admite solo bajos contenidos de sólidos
Cantidad de impelentes en el mismo eje	Pueden usarse varios	Pueden usarse varios	Pueden usarse varios
Otras características	Crea un flujo ascendente o descendente	Crean un flujo radial y son muy eficaces en mezcla de gas – líquido	Se usan frecuentemente en reactores discontinuos con reacción química lenta, y donde se requiera un grado de agitación pequeño

ANEXO XI

Metodología de cálculo de los intercambiadores de calor de tubo y coraza para el condensado y posterior enfriamiento de la nafta en el proceso.

Alternativa 1:3.3.2.1 Condensador de nafta (IC1)

Datos:

$$m = 13697 \text{ Kg/día} = 30197 \text{ lb/h}$$

$$\lambda = 75 \text{ kcal/kg} = 137.61 \text{ BTU/lb (Perry's Handbook)}$$

$$C_{p_{\text{agua}}} = 0.998 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F (Perry's Handbook)}$$

	°C	°F
T ₁ (Nafta)	178	352.4
T ₂ (Nafta)	178	352.4
t ₁ (agua)	25	77
t ₂ (agua)	40	104

Densidad del agua a:

$$25^\circ\text{C} = 997 \text{ kg/m}^3, 62.241 \text{ lb/pie}^3$$

$$35^\circ\text{C} = 994 \text{ kg/m}^3, 62.053 \text{ lb/pie}^3$$

$$30^\circ\text{C} = 995.7 \text{ kg/m}^3, 62.16 \text{ lb/pie}^3$$

(Perry's)

horas/día de trabajo = 6 horas

1. Balance de calor.

$$Q = M \cdot C_p \cdot \Delta T = m \cdot \lambda$$

$$Q = 4\,155\,370.1 \text{ BTU/d} = 519\,421.26 \text{ BTU/h}$$

$$M = 19\,276.377 \text{ lb/h} = 2.439 \text{ L/seg}$$

$$2. \Delta T_{\text{verd}} = Ft \cdot MLDT$$

Ft=1 para vapores condensándose

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{LN\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluido caliente		Fluido frío		Δt	
T_1	352.4°F	t_2	104°C	Δt_2	275.4°F
T_2	352.4°F	t_1	77°C	Δt_1	248.4°C

$$MLDT = 261.67^\circ F$$

3. Obtener Ud

$$U_d = 75 \text{ BTU}/hp^2F \text{ (Tabla 11-3 Perry's)}$$

$$R_d = 0.005 \text{ hp}^2F/\text{BTU} \text{ (Tabla 11-3 Perry's)}$$

$$50 \leq U_d \leq 75$$

4. Obtener Área de transferencia.

$$A_{rc} = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T}$$

$$A_{rc} = \frac{519421 \text{ BTU} / h}{75 \text{ BTU} / \text{hp}^2 \circ F \cdot 261.67^\circ F}$$

$$A_{rc} = 26.4672031 \text{ pies}^2 = 2.458883625 \text{ m}^2$$

5. Ubicación de los fluidos:

Por dentro de los tubos: Agua

Por fuera de los tubos: Nafta

6. Selección de los datos de los tubos del intercambiador.

De la tabla 8, 9 y 10 de Kern, D. Q., 1969.

Arreglo en Cuadro

$$P_t = 1 \text{ plg}$$

Pases por los tubos: 1

Por la coraza: 1

$$L = 1.0 \text{ m} = 3.2808 \text{ pies}$$

Tubos de $\frac{3}{4}$ plg DE

$$BWG = 10$$

$$DI = 0.428 \text{ plg}$$

$$DE = 0.75 \text{ plg}$$

$$\text{Área de flujo por tubos (at)} = 0.182 \text{ plg}^2$$

$$\text{Superficie del tubo (at')} = 0.1963 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{\text{tubo}} = a't \cdot L = 0.1963 \text{ pie}^2 / \text{pie} \cdot 3.2808 \text{ pie}$$

$$A_{\text{tubo}} = 0.64402887 \text{ pie}^2$$

$$N'_{\text{tubos}} = \frac{A_{TC}}{A_{\text{tubo}}} = \frac{26.4672031 \text{ pie}^2}{0.64402887 \text{ pie}^2} = 41 \text{ tubos}$$

Para normalizar el numero de tubos por la tabla 10 de de Kern, Q.

$$N_{\text{tubos}} = 32 \text{ tubos}$$

Pases por los tubos: $n = 1$

Pases por la coraza: 1

$$DI_{\text{coraza}} = 8 \text{ plg}$$

Recalculando el área de intercambio de calor:

$$A_{TC \text{ Real}} = N_{\text{tubos}} \cdot A_{\text{tubo}}$$

$$A_{TC \text{ Real}} = 20.6089 \text{ pie}^2 = 1.91463168 \text{ m}^2$$

Rechequeo:

7. Cálculo de los coeficientes peliculares: h_i y h_o

h_i : Coef. pelicular referido al diámetro interior.

h_o : Coef. pelicular referido al diámetro exterior.

Área por el interior de los tubos:

$$at'' = N_{\text{tubos}} \cdot at / n$$

$$at'' = 5.824 \text{ plg}^2 = 0.04 \text{ pie}^2$$

Velocidad en los tubos:

$$v = \frac{Q_{\text{volumetrico}}}{at''} = \frac{19\,276.3773 / 62.16}{0.04} = 7\,667.59 \text{ pie} / h = 2.13 \text{ pie} / \text{seg}$$

Este valor se encuentra entre los recomendados para líquidos por tuberías a presión reportados por Pavlov, K.

Velocidades recomendadas: 1.64 - 8.2 pie/seg

$h_i = 470 \text{ BTU} / \text{hp}^{2\circ\text{F}}$ (fig. 25 para agua. Kern, Q.)

$h_{i \text{ corregido}} = 491.15 \text{ BTU} / \text{hp}^{2\circ\text{F}}$ (para tuberías diferentes de 16 BWG)

$h_o = 1500 \text{ BTU} / \text{hp}^{2\circ\text{F}}$ (para vapor condensándose)

$$8. \quad h_{io} = h_i \frac{DI}{DE} = 315,6457333 \text{ BTU} / \text{hp}^{2\circ\text{F}}$$

$$9. U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 260,7714662 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

$$10. U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = 96,31945079 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

11. Selección Rd_{req} de la tabla 11-3 Perry's.

$$Rd_{requerido} = 0.005 \text{ hp}^2\text{°F/BTU}$$

12. Cálculo de Rd

$$Rd_{calc} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0,006547 \text{ hp}^2\text{°F/BTU}$$

$Rd_{calc} > Rd_{req}$ OK

13. Comprobación del área de transferencia.

$$\% \text{Área}_{exceso} = \frac{Rd_{calc} - Rd_{req}}{Rd_{req}} \cdot 100$$

%Área exceso = 30,95 % OK

(20% ≤ A_{exceso} ≤ 30%)

El equipo está correctamente diseñado.

3.3.2.2 Enfriador de nafta (IC2)

Datos:

$$m = 13\,697 \text{ Kg/día} = 3\,0197 \text{ lb/h}$$

$$Cp_{agua} = 0.998 \text{ BTU/lb°F (Tabla 3-176. Perry's)}$$

$$Cp_{nafta} = 0.63 \text{ BTU/lb°F (Fig. 3-11. Perry's)}$$

$$\mu_{nafta} = 0.26 \text{ cP} = 0.62896292 \text{ lb/pie-h}$$

	°C	°F
T ₁ (Nafta)	178	352.4
T ₂ (Nafta)	40	104
t ₁ (agua)	25	77
t ₂ (agua)	35	95

horas/día de trabajo = 6 horas

$$k_{fluido} = 0.079 \text{ BTU/(hpie}^2\text{)(°F/pie)}$$

1. Balance de calor.

$$Q = M \cdot Cp \cdot \Delta T = m \cdot \lambda$$

$$Q = 4\,725\,544.489 \text{ BTU/d} = 590\,693.0611 \text{ BTU/h}$$

$$M = 21\,921.36351 \text{ lb/h} = 2.77035641 \text{ L/seg}$$

$$2. \Delta T_{verd} = Ft \cdot MLDT$$

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{LN\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluido caliente		Fluido frío		Δt	
T_1	352.4°F	t_2	104°F	Δt_2	257.4°F
T_2	104°F	t_1	77°F	Δt_1	27°F

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 9.2$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.098039216$$

$$Ft = 0.97 \text{ fig. 18 Kern, Q.}$$

$$MLDT = 102.1822642^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{verdadera} = 99.11679624^\circ\text{F}$$

3. Obtener Ud

$$Ud = 30 \text{ BTU/hp}^2\text{F (Tabla 11-3 Perry's)}$$

$$Rd = 0.005 \text{ hp}^2\text{F/BTU (Tabla 11-3 Perry's)}$$

4. Obtener Área de transferencia.

$$A_{rc} = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T}$$

$$A_{rc} = \frac{590693.0611 \text{ BTU/h}}{30 \text{ BTU/hp}^2\text{F} \cdot 98,76786945^\circ\text{F}}$$

$$A_{rc} = 199.3539884 \text{ pies}^2 = 18.52059156 \text{ m}^2$$

5. Ubicación de los fluidos:

Por dentro de los tubos: Agua

Por fuera de los tubos: Nafta

6. Selección de los datos de los tubos del intercambiador.

De la tabla 8, 9 y 10 de Kern, D. Q., 1969.

Arreglo en Cuadro

$$Pt = 1^{1/4} \text{ plg}$$

$$L = 2 \text{ m} = 6.56167979 \text{ pies}$$

Tubos de 1 plg DE

$$BWG = 10$$

$$DI = 0.732 \text{ plg}$$

$$\text{Área de flujo por tubos (at)} = 0.421 \text{ plg}^2$$

$$\text{Superficie del tubo (at')} = 0.2618 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$A_{1\text{tubo}} = a' t \cdot L = 0.2618 \text{ pie}^2 / \text{pie} \cdot 6.56167979 \text{ pie}$$

$$A_{1\text{tubo}} = 1.717847769 \text{ pie}^2$$

$$N'_{\text{tubos}} = \frac{A_{TC}}{A_{1\text{tubo}}} = \frac{199.3539884 \text{ pie}^2}{1.717847769 \text{ pie}^2} = 116 \text{ tubos}$$

Para normalizar el numero de tubos por la tabla 10 de de Kern, Q.

$$N_{\text{tubos}} = 116 \text{ tubos}$$

Pases por los tubos: $n = 4$

Pases por la coraza: 2

$$DI_{\text{coraza}} = 15.25 \text{ plg}$$

Recalculando el área de intercambio de calor:

$$A_{TC \text{ Real}} = N_{\text{tubos}} \cdot A_{1\text{tubo}}$$

$$A_{TC \text{ Real}} = 199.2703 \text{ pie}^2 = 18.51282048 \text{ m}^2$$

Rechequeo:

7. Cálculo de los coeficientes peliculares: h_i y h_o

h_i : Coef. pelicular referido al diámetro interior.

h_o : Coef. pelicular referido al diámetro exterior.

Área por el interior de los tubos:

$$at'' = N_{\text{tubos}} \cdot at / n$$

$$at'' = 12.2090 \text{ plg}^2 = 0.0848 \text{ pie}^2$$

Velocidad en los tubos:

$$v = \frac{Q_{\text{volumetrico}}}{at''} = \frac{21921.36351 / 62.16}{0.0848} = 4159.51 \text{ pie} / h = 1.16 \text{ pie/seg}$$

Este valor es ligeramente inferior a los recomendados para líquidos por tuberías a presión reportados por Pavlov, K. aunque no significará gran error trabajar con este valor.

Velocidades recomendadas: 1.64 - 8.2 pie/seg

$h_i = 325 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$ (fig. 25 para agua. Kern, Q.)

$h_{i\text{corregido}} = 339.625 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$ (para tuberías diferentes de 16 BWG)

Para determinar h_o por la figura 28 del Kern, Q.

Reynold	1864.628179	-
G	14850.84396	Lb/h-pie ²
De	0.07897073	pies
as	0.254166667	pie ²
DI coraza	15.25	plg
b	12	plg
C'	0.25	plg
j_h	25	-
$(cp \cdot \mu/k)^{1/3}$	1.711772971	
h_o	42.8101859	BTU/hp ² °F

$$8. \quad h_{io} = h_i \frac{DI}{DE} = 248.6055 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

$$9. \quad U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 36.52119013 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

$$10. \quad U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = 29.71246709 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

11. Selección Rd_{req} de la tabla 11-3 Perry's.

$$Rd_{\text{requerido}} = 0.005 \text{ hp}^2\text{°F/BTU}$$

12. Cálculo de Rd

$$Rd_{\text{calc}} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0.006275 \text{ hp}^2\text{°F/BTU}$$

$$Rd_{\text{calc}} > Rd_{\text{req}} \text{ OK}$$

13. Comprobación del área de transferencia.

$$\% \text{Area}_{\text{exceso}} = \frac{Rd_{\text{calc}} - Rd_{\text{req}}}{Rd_{\text{req}}} \cdot 100$$

%Área exceso = 25.49 % OK

$$20\% \leq A_{\text{exceso}} \leq 30\%$$

El equipo está correctamente diseñado.

Alternativa 2:

3.3.2.3 Condensador de nafta (IC1')

Ídem al IC1 diseñado en la alternativa 1.

3.3.2.4 Enfriador de nafta (IC2')

Datos:

$$m = 13\,697 \text{ Kg/día} = 3\,0197 \text{ lb/h}$$

$$Cp_{\text{agua}} = 0.998 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \text{ (Tabla 3-176. Perry's)}$$

$$Cp_{\text{nafta}} = 0.67 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \text{ (Fig. 3-11. Perry's)}$$

$$\mu_{\text{nafta}} = 0.28 \text{ cP} = 0.677 \text{ lb/pie-h}$$

	°C	°F
T ₁ (Nafta)	178	352.4
T ₂ (Nafta)	100	212
t ₁ (agua)	25	77
t ₂ (agua)	35	95

horas/día de trabajo = 6 horas

$$k_{\text{fluido}} = 0.079 \text{ BTU}/(\text{hpie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$$

1. Balance de calor.

$$Q = M \cdot Cp \cdot \Delta T = m \cdot \lambda$$

$$Q = 2\,840\,544.686 \text{ BTU/d} = 355\,068.0857 \text{ BTU/h}$$

$$M = 19\,765.53583 \text{ lb/h} = 2.4979 \text{ L/seg}$$

$$2. \Delta T_{\text{verd}} = Ft \cdot MLDT$$

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{LN\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluido caliente		Fluido frío		Δt	
T_1	352.4°F	t_2	95°C	Δt_2	257.4°F
T_2	212°F	t_1	77°C	Δt_1	135°F

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 7.8$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.065$$

Ft = 0.99 fig. 18 Kern, Q.

MLDT = 189.663°F

$\Delta T_{\text{verdadera}} = 185.869$ °F

3. Obtener Ud

Ud = 60 BTU/hp²F (Tabla 11-3 Perry's)

Rd = 0.005 hp²F/BTU (Tabla 11-3 Perry's)

50 ≤ Ud ≤ 70

4. Obtener Área de transferencia.

$$A_{TC} = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T}$$

$$A_{TC} = \frac{355068.0857 \text{ BTU} / h}{60 \text{ BTU} / \text{hp}^2 \text{ } ^\circ F \cdot 187.7659818 \text{ } ^\circ F}$$

$$A_{TC} = 31.5168987 \text{ pies}^2 = 2.9280157 \text{ m}^2$$

5. Ubicación de los fluidos:

Por dentro de los tubos: Agua

Por fuera de los tubos: Nafta

6. Selección de los datos de los tubos del intercambiador.

De la tabla 8, 9 y 10 de Kern, D. Q., 1969.

Arreglo en Cuadro

Pt = 1 plg

L = 1.8 m = 5.905 pies

Tubos de ¾ plg DE

BWG = 10

DI = 0.428 plg

DE = 0.75 plg

Área de flujo por tubos (at) = 0.182 plg²

Superficie del tubo (at') = 0.1963 pie²/pie

$$A_{\text{tubo}} = a't \cdot L = 0.1963 \text{ pie}^2 / \text{pie} \cdot 5.905511811 \text{ pie}$$

$$A_{\text{tubo}} = 1.15925196 \text{ pie}^2$$

$$N'_{\text{tubos}} = \frac{A_{TC}}{A_{\text{tubo}}} = \frac{31.5168987 \text{ pie}^2}{1.15925196 \text{ pie}^2} = 27 \text{ tubos}$$

Para normalizar el número de tubos por la tabla 10 de de Kern, Q.

$$N_{\text{tubos}} = 26 \text{ tubos}$$

Pases por los tubos: n = 2

Pases por la coraza: 1

DI_{coraza} = 8 plg

Recalculando el área de intercambio de calor:

$$A_{TC\text{Real}} = N_{\text{tubos}} \cdot A_{\text{tubo}}$$

$$A_{TC\text{Real}} = 30.1406 \text{ pie}^2 = 2.800 \text{ m}^2$$

Rechequeo:

7. Cálculo de los coeficientes peliculares: hi y ho

hi: Coef. pelicular referido al diámetro interior.

ho: Coef. pelicular referido al diámetro exterior.

Área por el interior de los tubos:

$$at'' = N_{\text{tubos}} \cdot at / n$$

$$at'' = 2.3660 \text{ plg}^2 = 0.0164 \text{ pie}^2$$

Velocidad en los tubos:

$$v = \frac{Q_{\text{volumetrico}}}{at''} = \frac{19765.53583 / 62.16}{0.0164} = 19353.02 \text{ pie} / h = 5.38 \text{ pie} / \text{seg}$$

Este valor también se encuentra entre los recomendados para líquidos por tuberías a presión reportados por Pavlov. K.

Velocidades recomendadas: 1.64 - 8.2 pie/seg

hi = 650 BTU/hp²°F (fig. 25 para agua. Kern, Q.)

hi_{corregido} = 679.25 BTU/hp²°F (para tuberías diferentes de 16 BWG)

Para determinar ho por la figura 28 del Kern, Q.

Reynold	26481.12516	-
G	217416.3555	Lb/h-pie ²
De	0.0825	pies
as	0.017361111	pie ²
DI coraza	8	plg
b	12	plg
C'	0.25	plg
j _h	80	-
(cp*μ/k) ^{1/3}	1.790959685	
h _o	137.1983662	BTU/hp ² °F

$$8. \quad h_{io} = hi \frac{DI}{DE} = 436.5313333 \text{ BTU/hp}^2 \text{°F}$$

$$9. \quad U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 104.389551 \text{ BTU/hp}^2 \text{°F}$$

$$10. \quad U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = 62.1124601 \text{ BTU/hp}^2 \text{°F}$$

11. Selección Rd_{req} de la tabla 11-3 Perry's.

$$Rd_{requerido} = 0.005 \text{ hp}^2 \text{°F/BTU}$$

12. Cálculo de Rd

$$Rd_{calc} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0.006520 \text{ hp}^2 \text{°F/BTU}$$

$Rd_{calc} > Rd_{req}$ OK

13. Comprobación del área de transferencia.

$$\% \text{ Area}_{exceso} = \frac{Rd_{calc} - Rd_{req}}{Rd_{req}} \cdot 100$$

%Área exceso = 30.41 % OK

$$20\% \leq A_{exceso} \leq 30\%$$

El equipo está correctamente diseñado.

3.3.2.5 Enfriador de nafta (IC3').

Datos:

$$m = 13\,697 \text{ Kg/día} = 3\,0197 \text{ lb/h}$$

$$C_{p_{\text{agua}}} = 0.998 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \text{ (Tabla 3-176. Perry's)}$$

$$C_{p_{\text{nafta}}} = 0.58 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \text{ (Fig. 3-11. Perry's)}$$

$$\mu_{\text{nafta}} = 0.31 \text{ cP} = 0.7499 \text{ lb/pie-h}$$

	°C	°F
T ₁ (Nafta)	100	212
T ₂ (Nafta)	40	104
t ₁ (agua)	25	77
t ₂ (agua)	33	91.4

Horas/día de trabajo = 6 horas

$$k_{\text{fluido}} = 0.079 \text{ BTU/(hpie}^2)(^\circ\text{F/pie)}$$

1. Balance de calor.

$$Q = M \cdot C_p \cdot \Delta T = m \cdot \lambda$$

$$Q = 1\,891\,522.294 \text{ BTU/d} = 236\,440.2867 \text{ BTU/h}$$

$$M = 16\,452.36909 \text{ lb/h} = 2.0792 \text{ L/seg}$$

2. $\Delta T_{\text{verd}} = Ft \cdot MLDT$

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{LN\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluido caliente		Fluido frío		Δt	
T ₁	212°F	t ₂	91.4°F	Δt_2	120.6°F
T ₂	104°F	t ₁	77°F	Δt_1	27°F

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 7.5$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.10666$$

Ft = 0.97 fig. 18 Kern, Q.

$$MLDT = 62.539988^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{verdadera}} = 60.663789^\circ\text{F}$$

3. Obtener Ud

Ud = 55 BTU/hp²°F (Tabla 11-3 Perry's)

Rd = 0.005 hp²°F/BTU (Tabla 11-3 Perry's)

50 ≤ Ud ≤ 70

4. Obtener Área de transferencia.

$$A_{TC} = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T}$$

$$A_{TC} = \frac{236\,440.2867\text{ BTU} / h}{55\text{ BTU} / \text{hp}^2 \cdot \text{F} \cdot 60.663789 \text{ F}}$$

$$A_{TC} = 70.86458608 \text{ pies}^2 = 6.583535475 \text{ m}^2$$

5. Ubicación de los fluidos:

Por dentro de los tubos: Agua

Por fuera de los tubos: Nafta

6. Selección de los datos de los tubos del intercambiador.

De la tabla 8, 9 y 10 de Kern, D. Q., 1969.

Arreglo en Cuadro

Pt = 1 plg

L = 1.9 m = 6.233595801 pies

Tubos de ¾ plg DE

BWG = 10

DI = 0.428 plg

DE = 0.75 plg

Área de flujo por tubos (at) = 0.182 plg²

Superficie del tubo (at') = 0.1963 pie²/pie

$$A_{1\text{tubo}} = a't \cdot L = 0.1963 \text{ pie}^2 / \text{pie} \cdot 6.233595801 \text{ pie}$$

$$A_{1\text{tubo}} = 1.223654856 \text{ pie}^2$$

$$N'_{\text{tubos}} = \frac{A_{TC}}{A_{1\text{tubo}}} = \frac{70.86458608 \text{ pie}^2}{1.223654856 \text{ pie}^2} = 58 \text{ tubos}$$

Para normalizar el numero de tubos por la tabla 10 de de Kern, Q.

$$N_{\text{tubos}} = 52 \text{ tubos}$$

Pases por los tubos: n = 2

Pases por la coraza: 1

$DI_{\text{coraza}} = 10 \text{ plg}$

Recalculando el área de intercambio de calor:

$$A_{TC\text{Real}} = N_{\text{tubos}} \cdot A_{\text{tubo}}$$

$$A_{TC\text{Real}} = 63.6301 \text{ pie}^2 = 5.911425312 \text{ m}^2$$

Rechequeo:

7. Cálculo de los coeficientes peliculares: h_i y h_o

h_i : Coef. pelicular referido al diámetro interior.

h_o : Coef. pelicular referido al diámetro exterior.

Área por el interior de los tubos:

$$at'' = N_{\text{tubos}} \cdot at / n$$

$$at'' = 4.732 \text{ plg}^2 = 0.033 \text{ pie}^2$$

Velocidad en los tubos:

$$v = \frac{Q_{\text{volumetrico}}}{at''} = \frac{16452.36909 / 62.16}{0.033} = 8054.50 \text{ pie} / h = 2.24 \text{ pie} / \text{seg}$$

Este valor también se encuentra entre los recomendados para líquidos por tuberías a presión reportados por Pavlov. K.

Velocidades recomendadas: 1.64 - 8.2 pie/seg

$h_i = 565 \text{ BTU} / \text{hp}^2\text{°F}$ (fig. 25 para agua. Kern, Q.)

$h_{i\text{corregido}} = 590,425 \text{ BTU} / \text{hp}^2\text{°F}$ (para tuberías diferentes de 16 BWG)

Para determinar h_o por la figura 28 del Kern, Q.

Reynold	19134,7485	-
G	173933,0844	Lb/h-pie ²
De	0,0825	pies
as	0,021701389	pie ²
DI coraza	10	plg
b	12	plg
C'	0,25	plg
j_h	76	-
$(cp \cdot \mu / k)^{1/3}$	1,765786103	
h_o	128,5064213	BTU/hp ² °F

$$8. \quad h_{io} = h_i \frac{DI}{DE} = 379.4464667 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

$$9. \quad U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 95.9957284 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

$$10. \quad U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = 59.4157244 \text{ BTU/hp}^2\text{°F}$$

11. Selección Rd_{req} de la tabla 11-3 Perry's.

$$Rd_{requerido} = 0.005 \text{ hp}^2\text{°F/BTU}$$

12. Cálculo de Rd

$$Rd_{calc} = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0.006413 \text{ hp}^2\text{°F/BTU}$$

$$Rd_{calc} > Rd_{req} \text{ OK}$$

13. Comprobación del área de transferencia.

$$\% \text{ Area}_{exceso} = \frac{Rd_{calc} - Rd_{req}}{Rd_{req}} \cdot 100$$

$$\% \text{ Área exceso} = 28,27 \% \text{ OK}$$

$$20\% \leq A_{exceso} \leq 30\%$$

El equipo está correctamente diseñado.

Nomenclatura del diseño de los intercambiadores de calor:

as: área de flujo a través del haz, pies ²	at': Superficie del tubo, pie ² /pie
b: espaciado entre deflectores, plg	L: longitud de los tubos, pies
Cp: calor específico del fluido, BTU/lb-°F	A _{TC} : área de transferencia de calor calculada con el Ud seleccionado, pie ²
C': espaciado entre los tubos adyacentes, plg	A _{TCReal} : área de transferencia de calor real, calculada con el N ^o de tubos seleccionados, pie ²
De: diámetro equivalente, plg	at'': Área total de flujo por el interior de los tubos, pie ²
Gs: velocidad másica, lh/h-pie ²	v: velocidad en los tubos, pie/seg
DI: diámetro interior de la coraza, plg	T ₁ : temperatura de entrada de la nafta, °F
ho: coeficiente de película para el exterior del haz, BTU/hpie ² °F	T ₂ : temperatura de salida de la nafta, °F
hi: coeficiente de película para el interior de los tubos, BTU/hpie ² °F	t ₁ : temperatura de entrada del agua, °F
hio: coeficiente de película corregido, BTU/hpie ² °F	t ₂ : temperatura de entrada del agua, °F
k: conductividad térmica, BTU/hpie ² °F/pie	N' _{tubos} : números de tubos calculados
Pt: paso de los tubos, plg	N _{tubos} : números de tubos seleccionados por la tabla 9 del Kern
M: masa del fluido, lb/h	ΔP _s : caída de presión por el lado de la coraza, lb/plg ²
μ: viscosidad del fluido, lb/pie-h	ΔP _t : caída de presión total por el lado de los tubos, lb/plg
MLDT: media logarítmica de la temperatura, °F	
Ft: factor de corrección de la MLDT	
at: Área de flujo por tubos, plg ²	