

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

Estudio de Prefactibilidad de una Planta productora de Aceite

Dieléctrico Vegetal a partir de Aceite de Palmiste

Robinson Almir Tinajero Moreano

Ingeniería Química

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito

para la obtención del título de

Ingeniería Químico

Quito, 20 de marzo de 2023

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

**Estudio de Prefactibilidad de una Planta productora de Aceite Dieléctrico
Vegetal a partir de Aceite de Palmiste**

Robinson Almir Tinajero Moreano

Nombre del profesor, Título académico

César Zambrano, PhD

Quito, 20 de marzo de 2023

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

Nota: El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETHeses>.

UNPUBLISHED DOCUMENT

Note: The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETHeses>.

RESUMEN

Se presenta el estudio de prefactibilidad de una planta de producción de aceite dieléctrico vegetal (VDO) a partir de aceite de palmiste (PKO). El VDO es un aislante eléctrico que al ser biodegradable es el reemplazo del aceite mineral. Además, Ecuador exporta 9987 TM anuales de PKO. Debido, a esto se delinea una planta para producir 2036kg/día con una etapa de refinado físico del PKO, transesterificación para convertir el PKO en esteres metílicos y adición de aditivos para evitar su oxidación y disminuir su punto de fluidez. Posteriormente, se realizó balance de masa y dimensionó los equipos. Finalmente, se realizó un análisis económico a 10 años estimando inversión de capital fijo, costes fijos y variables e ingresos. Dando un flujo de caja negativo debido al gran gasto en capital fijo por los 17 equipos utilizados en el proceso. Se replanteó el caudal a 18751kg/día de producción para un VAN de 0 a un TIR del 12%. Se redimensionaron los equipos y se realizó un balance de energía para optimizarla. Añadiendo una red de intercambiadores de calor, fuentes de calor y enfriamiento, y potencia de motores para mezclado. Los costes de energía se redujeron y se obtuvo un TIR del 14.4% con un VAN de \$1.04M con un tiempo de 5.5 años para recuperar la inversión. El proyecto es ejecutable con un caudal de producción de 18TM/día inclusive se podría disminuir el caudal redimensionando para ajustar el proyecto un TIR menor.

Palabras claves: Aceite crudo de palmiste (PKO), Aceite dieléctrico vegetal (VDO), Prefactibilidad, Refinación, Transesterificación, Tasa interna de retorno (TIR)

ABSTRACT

The pre-feasibility study of a vegetable dielectric oil (VDO) production plant from palm kernel oil (PKO) is presented. VDO is an electrical insulator that, being biodegradable, is the replacement for mineral oil. In addition, Ecuador exports 9,987 MT of PKO per year. Because of this, a plant was outlined to produce 2036kg/day with a stage of physical refining of the PKO, transesterification to convert the PKO into methyl esters, and the addition of additives to prevent its oxidation and lower its pour point. Subsequently, a mass balance was carried out and the equipment was sized. Finally, a 10-year economic analysis was carried out, estimating fixed capital investment, fixed and variable costs, and income. Obtaining a negative cash flow due to the large fixed capital expense for the 17 pieces of equipment used in the process. The flow rate was reconsidered at 18751kg/day of production for a NPV of 0 at a IRR of 12%. The equipment was resized and an energy balance was carried out to optimize energy. Adding a network of heat exchangers, heat and cooling sources, and motor power for mixing. Energy costs were reduced and an IRR of 32% was obtained with a NPV of \$5.6M with a time of 3.8 years to recover the investment. The project is executable with a production flow of 18 MT/day, the flow could even be reduced by resizing to adjust the project to a lower IRR.

Keywords: Crude Palm Kernel Oil (PKO), Vegetable Dielectric Oil (VDO), Prefeasibility, Refining, Transesterification, Internal Rate of Return (IRR)

TABLA DE CONTENIDO

1.	INTRODUCCIÓN	13
1.1	Antecedentes	13
1.2	Justificación.....	14
1.3	Objetivos	15
1.4	Resultados Esperados.....	16
2.	BASES DEL DISEÑO.....	16
2.1	Caudal de producción.....	16
2.2	Descripción de materias primas	17
2.3	Descripción de producto: Aceite dieléctrico vegetal.....	21
2.3.1	Propiedades	21
2.4	Ubicación y servicios básicos	23
2.5	Limitaciones	24
3.	DELINEAMIENTO PLANTA.....	25
3.1	Refinado aceite crudo de palmiste	26
3.1.1	Refinado Físico	26
3.1.2	Refinado Químico.....	28
3.1.3	Selección de proceso refinado	30
3.2	Etapa de Reacción	31
3.2.1	Catalizadores.....	31
3.2.2	Alcohol en transesterificación.....	33

3.2.3	Reactores.....	33
3.2.4	Selección proceso de transesterificación	35
3.3	Adición de aditivos.....	36
3.3.1	Elección aditivos.....	37
4.	DISEÑO PLANTA.....	38
4.1	Selección y dimensionamiento de equipos principales.....	38
4.1.1	Mezclador ácido.....	39
4.1.2	Tanques de mezcla.....	40
4.1.3	Desgomador.....	44
4.1.4	Centrifugadores.....	44
4.1.5	Secadores	44
4.1.6	Blanqueador.....	45
4.1.7	Desodorizador.....	45
4.1.8	Transesterificador.....	46
4.2	Consumo energético.....	47
4.2.1	Balance de energía.....	47
4.2.2	Optimización de energía.....	47
4.2.3	Intercambiadores de calor.....	48
4.2.4	Gastos energéticos.....	49
5.	ANÁLISIS ECONÓMICO.....	50
5.1	Estimación de costos.....	50

5.1.1	Estimación de inversión capital fijo.....	50
5.1.2	Estimación capital de trabajo	52
5.1.3	Estimación costes variables de producción.....	53
5.1.4	Estimación costes fijos de producción.....	53
5.2	Estimación de ingresos.....	54
5.3	Análisis de financiero.....	54
5.3.1	Análisis de sensibilidad.....	55
6.	CONCLUSIÓN.....	58
7.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	59
8.	ANEXOS	62
8.1	ANEXO A: Nomenclatura	62
8.2	ANEXO B: Metodología.....	63
8.3	ANEXO C: Diagrama de bloques del proceso.....	65
8.4	ANEXO D: Propiedades de las materias primas.....	67
8.5	ANEXO E: Materia prima y reactivos	69
8.6	ANEXO F: Balances de masa	70
8.7	ANEXO G: Equipos.....	73
8.8	Anexo H: Consumo energético	78
8.9	Anexo I: Análisis económico	84

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Composición ácidos grasos PKO.....	17
Tabla 2. No-triglicéridos en PKO	18
Tabla 3. Precios de hidróxido de potasio desde el 2019	20
Tabla 4. Propiedades eléctricas, físicas y químicas que debe cumplir el aceite dieléctrico	22
Tabla 5. Distancias desde la planta a puntos estratégicos.....	24
Tabla 6. Precios del Aceite Crudo de Palmiste años 2018-2022	25
Tabla 7. Selección de proceso de refinado.....	31
Tabla 8. Tipos de catalizadores utilizados en transesterificación	33
Tabla 9. Reactores utilizados industrialmente para transesterificación	34
Tabla 10. Resumen de los componentes escogidos para la transesterificación	35
Tabla 11. Nombres y condiciones de operación de cada equipo	39
Tabla 12. Dimensiones de los tanques de mezclado.....	40
Tabla 13. Resultados impellers para mezcladores	43
Tabla 14. Parámetros de diseño de desgomador.....	44
Tabla 15. Dimensiones secador	45
Tabla 16. Parámetros de diseño del blanqueador.....	45
Tabla 17. Parámetros de diseño desodorizador.....	46
Tabla 18. Parámetros de diseño del transesterificador.....	46
Tabla 19. Dimensionamientos intercambiadores de calor	49
Tabla 20. Gastos energéticos para calentamiento y enfriamientos.....	49
Tabla 21. Resultados y parámetros inversión capital fijo 2036kg/día	51
Tabla 22. Resultados y parámetros inversión capital fijo 18751kg/día	52
Tabla 23. Resultados estimación capital de trabajo	52
Tabla 24. Resultados costes variables de producción.....	53

Tabla 25. Resultados costes fijos de producción	54
Tabla 26. Flujo de caja del proyecto caudal 2036kg/día	55
Tabla 27. Flujo de caja con producción de 18751 kg/día	55
Tabla 28. Rango de precio materia prima principal y producto.	56
Tabla 29. Análisis de sensibilidad para 2 escenarios de precios de PKO y VDO	57
Tabla 30. Calores específicos.	67
Tabla 31. Materias primas utilizadas en el proceso	69
Tabla 32. Balances de masa de cada corriente y componente (2036kg/día)	70
Tabla 33. Régimen de flujo de acuerdo a Re	73
Tabla 34. Parámetros y variables para calcular la potencia del motor.....	73
Tabla 35. Cálculos secadores.....	75
Tabla 36. Cálculos de grosor de tanques cilíndricos.....	77
Tabla 37. Resultados balance de energía	78
Tabla 38. Cálculos de temperaturas de intervalo	78
Tabla 39. Cálculos de entalpías en cada intervalo y calor final añadido	80
Tabla 40. Cálculos de intercambio, adición y extracción de calor debajo y encima de los puntos de pliegue.....	81
Tabla 41. Estimación de costes de equipos 18TM/día.....	84

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Triglicérido	17
Figura 2. Mapa de la ubicación de la planta y puntos estratégicos.....	23
Figura 3. Diagrama de bloques refinado físico	27
Figura 4. Diagrama de bloques refinado químico.....	29
Figura 5. Diagrama de Bloques Etapa de Reacción.....	36
Figura 6. Diagrama de Bloques de Aditivado.....	37
Figura 7. Diagrama de Flujo de Aceite Dieléctrico Vegetal.....	38
Figura 8. Mezclador estático. [27]	40
Figura 9. Impeller 6BD. [29]	41
Figura 10. Impeller Hydrofoil. [29]	41
Figura 11. Impeller paravisc. [29].....	42
Figura 12. Red de intercambiadores de calor propuesta para un caudal de producción de 18751 kg/día.....	48
Figura 13. Esquema de Metodología	64
Figura 14. BFD del proceso escogido para obtención de VDO.....	66
Figura 15. Esfuerzo máximo permisible	75
Figura 16. Factor de corrección vs NTU [32].....	83
Figura 17. Coeficientes de transferencia global para diferentes sustancias.....	83

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

Transformadores

Los transformadores eléctricos son equipos vitales para que la electricidad pueda transportarse desde una planta de generación eléctrica hasta consumidores finales como: industrias, hogares y cualquier sitio que requiera energía para convertirla en trabajo, luz o calor. Elihu Thomson patentó en 1892 el primer transformador inmerso en líquido, tenía un tamaño reducido era más eficiente que el seco desde entonces las industrias centraron sus esfuerzos en determinar las propiedades ideales del aceite dieléctrico, y así producir un fluido de mayor calidad [1].

Aceite Dieléctrico

El aceite dieléctrico sirve tanto aislamiento eléctrico como medio de enfriamiento y transporte de sustancias analizadas. El aceite mineral de primera generación producido a partir de derivados del petróleo es utilizado porque cumple con los requerimientos previos y su rendimiento dieléctrico en servicio. Sin embargo, los aceites minerales tienen problemas como: reservas limitadas de crudo, bajo punto de ignición y bajo punto de inflamación, bajo voltaje de ruptura y el más importante la dificultad de eliminación después del uso. En casos de falla o derrame del equipo, su descomposición es muy lenta; el nivel de biodegradabilidad del aceite mineral no supera el 30 % [2][3]. Debido a las crecientes regulaciones estrictas sobre el medio ambiente y la seguridad, actualmente se consideran fluidos alternativos como ésteres naturales a partir aceites vegetales para la aplicación de transformadores. [4]

Se ha demostrado experimentalmente que el éster natural prolonga la vida útil del papel aislante o permite que un transformador funcione a una temperatura más alta. [5] Los ésteres pueden soportar más agua que el aceite mineral y esto puede prolongar la vida útil del papel[5].

Aceite de Palmiste

Existen diversidad de aceite vegetales para la producción de aceites biodegradables como: girasol, soya, aceite de palma, aceite de palmiste, aceite de coco, entre otros. El girasol y soya ya se encuentran en fase de producción mientras que el resto continúan en fase de investigación. El Banco Central del Ecuador guarda cifras de la importación de aceite mineral y vegetal dieléctrico. Se calcula 1815 TM de aceite dieléctrico por un valor de \$2'108.500 dólares CIF en el año 2019 [6].

Uno de estos aceites vegetales utilizados en la producción de aceite biodegradable es el aceite de palmiste que ha sido identificado como posible fluido aislante para aplicaciones de transformadores. Este está incluido en el grupo éster natural y tiene casi las mismas características que otros tipos de aceites vegetales [7]. Existen diversos estudio de la producción de aceite dieléctrico a partir de aceite de palmiste en los cuales se realiza la transesterificación con metanol e incluso epoxidación para evitar la oxidación de los ácidos grasos insaturados [8][9].

Ecuador es uno de los principales productores mundiales de aceite de palma y palmiste, exportando aproximadamente 9987 TM de aceite de palmiste y sus fracciones por un valor de 7'350.500 FOB[6]. El aceite de palmiste se utiliza como sustituto del aceite de coco por su composición similar. Este es materia prima para la producción de comestible y artículos de tocador [10]. De todo esto, se hará un estudio para evaluar la implementación de una planta que procese el aceite de palmiste para convertirlo en aceite dieléctrico biodegradable.

1.2 Justificación

Uno de las principales materias primas agroindustriales producidas en las provincias de Santo Domingo y Esmeraldas - Ecuador es el aceite de palmiste. Ecuador tuvo un excedente exportable de 6000 TM en el 2019, este no llegó a un producto final.

Por otro lado, todo el aceite dieléctrico utilizado en la industria eléctrica ecuatoriana es importado. Las 4 principales empresas de manufactura de transformadores del Ecuador son: Ecuatrans, Inatra, Moretran y RVR. Estas facturan alrededor 35 millones de dólares en transformadores sumergidos en aceite. Alrededor del 35% de los transformadores son requeridos con aceite biodegradable por el cliente. El aceite dieléctrico también es reemplazado de los transformadores en funcionamiento. Esto plantea una necesidad de producción de 690 metros cúbicos.

El aceite dieléctrico biodegradable FR3 producido por la empresa Cargill en Brasil tiene un precio en el mercado ecuatoriano de \$2.44 dólares americanos. Esperando vender la totalidad de la producción y con un precio final del producto de \$2.25/L, inferior a la competencia. Se generarían ingresos por \$1'553 000 dólares.

Además, el aceite vegetal tiene mejores características ambientales, físicas y eléctricas que el aceite mineral. El VDO es eco-amigable al ser biodegradable y no-tóxico compitiendo con el aceite mineral que no es biodegradable y sus derrames causan alto impacto ambiental. En sus características físicas posee punto de ignición más alto siendo menos propenso a incendios.

1.3 Objetivos

Se plantea estudiar la factibilidad de una planta de producción de aceite dieléctrico vegetal a partir de aceite crudo de palmiste disminuyendo las importaciones de aceite dieléctrico vegetal para transformadores y otros equipos eléctricos. Esto mediante el cumplimiento de los siguientes objetivos específicos:

- Delinear el procesamiento del aceite crudo de palmiste óptimo de acuerdo a tipos de procesamiento encontrados en la bibliografía.

- Diseñar la planta de producción mediante los respectivos balances de materia y energía de cada equipo.
- Analizar económicamente la implementación de planta para confirmar su rentabilidad realizando un análisis de sensibilidad con las principales variables del proceso.

1.4 Resultados Esperados

Se planea diseñar una planta con sus equipos y procesos descritos. La planta competirá por el 35% de cuota en el mercado ecuatoriano de aceite dieléctrico (690 metros cúbicos) disminuyendo la importación de aceite dieléctrico tanto mineral como vegetal.

Esto hará que se procese el aceite crudo de palmiste obtenido en plantaciones ecuatorianas hasta un producto final teniendo mayores réditos económicos en toda la cadena productiva.

Este VDO cumplirá toda la normativa técnica. El producto será biodegradable y tendrá un punto de ignición más alto comparado al aceite mineral. Además, al ser un producto biodegradable se disminuirá notablemente el daño ambiental en caso de derrames y contribuirá a la seguridad industrial.

2. BASES DEL DISEÑO

2.1 Caudal de producción

La planta trabajará 16 horas diarias, 6 días semanales durante todo el año. Se plantea cubrir la cuota anual de aceite dieléctrico vegetal 690 metros cúbicos o 635 toneladas métricas, esto hará que se requiera una producción diaria de 2213 litros o 2036 kilogramos.

El caudal de producción fue replanteado a 18751kg/días debido a un flujo de VAN negativo.

2.2 Descripción de materias primas

- Aceite de palmiste

El aceite de palmiste (PKO) se obtiene como un producto secundario durante el procesamiento del fruto de la palma de aceite y representa aproximadamente del 2 al 4% del peso del racimo de fruto de palma africana (*Elaeis guineensis*) cosechado. El aceite de almendra de palma (PKO) se extrae mediante presión de la de la semilla del fruto [11].

El PKO como un aceite vegetal se encuentra compuesto en aproximadamente 98% de triglicéridos (Figura 1), combinación de ácidos grasos (FA) con glicerol.

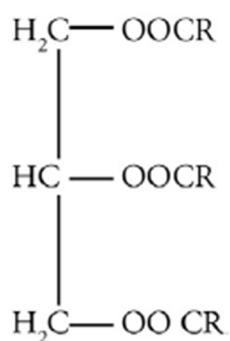


Figura 1. Triglicérido

Los principales FA que constituyen el PKO son ácido láurico (C12: 0) y mirístico (C14: 0). Además, un contenido más bajo de FA de cadena corta (C6:0–C10: 0) y ácido oleico (C18: 1). Los FA saturados representan casi el 90% del total de FA, y el 10% restante son FA monoinsaturados y polinsaturados tal como lo muestra la Tabla 1.

Tabla 1. Composición ácidos grasos PKO

Ácido graso	Rango (%)
C8:0	1.9 – 6.2
C10:0	2.6 - 5.0
C12:0	40 - 55
C14:0	14 - 18

C16:0	6.5 - 10.3
C18:0	1.3 – 3
C18:1	12-21
C18:2	1 – 3.5

Fuente: The Physicochemical Properties of Palm Oil and Its Components [11].

El PKO también contiene componentes no-triglicéridos en menor cantidad, en sus mayoría indeseados y extraídos en la refinación. Los no-triglicéridos son: FFA, agua, fosfolípidos, tocoferoles, esteroides, resinas, carbohidratos, pesticidas, pigmentos, trazas de metales y clorofilas como lo muestra Tabla 2.

Tabla 2. No-triglicéridos en PKO

No-triglicérido	Cantidad
Ácidos grasos libres (FFA) %	5.2 [12]
Agua (H ₂ O) %	0.5
Fosfolípidos %	<0.07
Esteroides (ppm)	1100 ± 310
Tocoferoles (ppm)	31.9
Tocotrienoles (ppm)	30 ± 30

El contenido de FFA y agua podría aumentar o disminuir mediante hidrólisis y oxidación dependiendo de la calidad de materia prima y extracción del PKO. Los fosfolípidos consisten en alcoholes polihídricos esterificados con ácidos grasos y ácido fosfórico, que se combina con un compuesto que contiene nitrógeno, pueden ser: hidratables y no hidratables, según el efecto que el agua tenga sobre ellos. Los fosfolípidos hidratables se pueden separar de la fase oleosa con agua. Los no hidratables, y las sales de calcio y magnesio de estos ácidos permanecen en el aceite después del desgomado con agua [10].

El PKO recién extraído, secado y enfriado rápidamente, mostrará una baja hidrólisis y oxidación. El aceite de palmiste será obtenido de las plantas refinadoras de palma africana ubicadas en: Esmeraldas y Santo Domingo.

El precio del aceite de palmiste variará entre \$2440-680/TM \$

- Ácido fosfórico

El ácido fosfórico (H_3PO_4) es una sustancia moderadamente ácida obtenido de roca fosforosa. Es utilizado para disociar fosfátidos no hidratables en el desgomado de aceite. El ácido fosfórico es importado principalmente de Alemania y tiene un precio CIF \$2645/TM

- Agua

El agua será obtenida de agua subterránea y agua cruda de fuentes hídricas cercanas para esto se necesitará una planta de tratamiento de agua capaz de producir agua destilada y desionizada. El precio del agua para la industria se encuentra en \$4.9/m³.

- Sílica hidrogel

La sílica hidrogel o gel de sílice es una forma porosa constituida principalmente de dióxido de silicio (SiO_2). Utilizado para adsorber las principales trazas de metales y fosfátidos. El gel de sílice es importado principalmente desde Brasil a un precio CIF de \$1593/TM

- Diatomita

La diatomita es una roca sedimentaria de silíceo. Utilizada como medio filtrante. La diatomita es importada principalmente desde Estados Unidos a un precio CIF de \$1113/TM

- Metanol

El metanol (CH_3OH) es el alcohol más barato obtenido por síntesis a partir de gas natural. Es una materia prima ampliamente utilizada como reactivo y solvente. En este caso es al alcohol más barato para ser utilizado en la reacción de transesterificación. El metanol es importado principalmente de Trinidad y Tobago a un precio CIF \$657/TM.

- Hidróxido de Potasio

El hidróxido de potasio o sosa potásica (KOH) es una base fuerte de uso común. Su fabricación se da reaccionado hidróxido de calcio con carbonato de potasio. El KOH es importado principalmente de Corea del Sur y China a un precio CIF \$2190/TM. En la planta será el catalizador de la reacción de transesterificación. El hidróxido de potasio es una sustancia catalogada sujeta a fiscalización por lo que la persona natural o jurídica deberá obtener su permiso para importación y uso mediante el Ministerio de Gobierno del Ecuador. Se necesitará un bodeguero y representante técnico de acuerdo la cantidad a consumirse de KOH.

Tabla 3. Precios de hidróxido de potasio desde el 2019

Año	Precio (\$/TM)
2019	1181
2020	1100
2021	1489
2022	2190

- **Ácido cítrico**

El ácido cítrico ($C_6H_8O_7$) es un ácido orgánico débil es un buen conservante y antioxidante natural. Es obtenido por fermentación de sacarosa o glucosa. Será utilizado principalmente para evitar la oxidación del éster natural. Es importado principalmente de China a un precio CIF \$1166/TM.

- **Ácido acético**

El ácido acético ($C_2H_4O_2$) es un ácido orgánico débil obtenido por carbonilación del metanol para uso industrial. Utilizado para evitar la oxidación del VDO. Es importado principalmente de Corea del Sur a un precio CIF \$1805/TM.

El ANEXO D: Propiedades de las materias primas muestra un resumen de las materias primas utilizadas

2.3 Descripción de producto: Aceite dieléctrico vegetal

2.3.1 Propiedades

El aceite dieléctrico a producirse por la planta será de éster natural producido por transesterificación de triglicéridos [13]. El producto final debe evitar cortocircuitos internos, proteger el transformador de ataque químico, evitar la formación de lodos y refrigerar para eliminar el calor cuando el transformador está energizado. Además, debe ser un producto biodegradable y no tóxico para reemplazar el uso de aceite mineral. Para cumplir estas funciones debe cumplir las propiedades físicas, químicas y eléctricas en la Tabla 4 para tener todas las funciones anteriormente mencionadas.

1. Físicas

- La densidad y viscosidad se deben mantener bajas para que el aceite pueda fluir y disipar la mayor cantidad del calor provocada por el efecto joule propio de equipos eléctricos y transformadores.
- El punto de fluidez es la menor temperatura a la que un líquido puede fluir, por lo tanto, se debe asociar el VDO con la temperatura ambiente para evitar que se solidifique a temperaturas bajas.
- El punto de inflamabilidad es la temperatura a la que un líquido producirá gases y al mezclarse con aire se inflamarían. Esta temperatura debe ser elevada para evitar incendios por la temperatura elevada a la que funcionan los transformadores.

2. Químicas:

- Un contenido de agua alto indica baja rigidez dieléctrica y provocaría deterioro prematuro del papel aislante.

- Acidez, número de neutralización: indica el contenido en compuestos ácidos, procedentes principalmente de la oxidación del aceite. La presencia de estos ácidos reduce las características dieléctricas del VDO, y degradan el papel y corroen metal. El VDO nuevo debe ser neutro y libre de cualquier componente ácido.

3. Eléctricas:

- La rigidez dieléctrica es la intensidad máxima del campo eléctrico cuando un componente pasa de ser aislante a conductor propiedad más importante del aceite dieléctrico que hace aislante a un líquido.
- El factor de disipación (DDF) ayuda a determinar el estado de un aislante un DDF alto genera pérdidas dieléctricas. Estas son función directa de la cantidad de impurezas y compuestos polares
- debidos al envejecimiento del aceite.

4. Eco-amigables

- La biodegradabilidad es la capacidad de un objeto de ser degradado por acción biológica en este caso entre más rápido y en mayor porcentaje se degrade más eco-amigable será el VDO.
- La toxicidad es la capacidad de una sustancia para producir efectos adversos sobre los seres vivos. Siendo la principal característica del VDO ser eco-amigable, se busca que en caso de derrame los organismos puedan soportar la mayor cantidad de VDO sin su muerte.

5. IEEE Guide

Tabla 4. Propiedades eléctricas, físicas y químicas que debe cumplir el aceite dieléctrico

Propiedades	Aceite mineral	Aceite Vegetal	Método
Ruptura dieléctrica, kV	30-85	82-97	IEC 60156

DDF (tan d), 40-60Hz	0.015	0.015	IEC 60247
Viscosidad 40°C, cSt	9-12	50-35	ASTM D445
Densidad 20°C, kg L	0.83-0.89	0.87-0.92	ISO 3675
Punto de Fluidez, 0°C	-30 – -60	-19 – -33	ISO 3016
Punto de ignición, 0°C	180 – 185	350 – 360	ISO 2592
Acidez , mg KOH/g	0.01	0.06	IEC 62021-3
Contenido Agua, mg/kg	30	200	IEC 60814
Biodegradabilidad, %	97	30	CEC-L-33 (21days)
Toxicidad aguada, mg/L	>100	>1000	OCDE 203

Fuente: Electrical insulating liquid: A review [14]

2.4 Ubicación y servicios básicos

La planta se ubicará estratégicamente en el cantón La Concordia - provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas, sobre vía Santo Domingo – Quindindé como lo muestra la Figura 2. De acuerdo con el GAD Municipal de la Concordia, la extensión del cantón es de 325 km² y una población de 43 000 personas. Tiene un clima tropical húmedo y una precipitación media anual de 2500 mm [15]. La Concordia es un cantón agrocomercial que vive de la agricultura de frutos tropicales y de la plantación de palma africana. Es limítrofe con la provincia de Esmeraldas principal productora de palma en el Ecuador. La provincia de Santo Domingo es el punto de unión entre la región Andina y Litoral en el Ecuador.

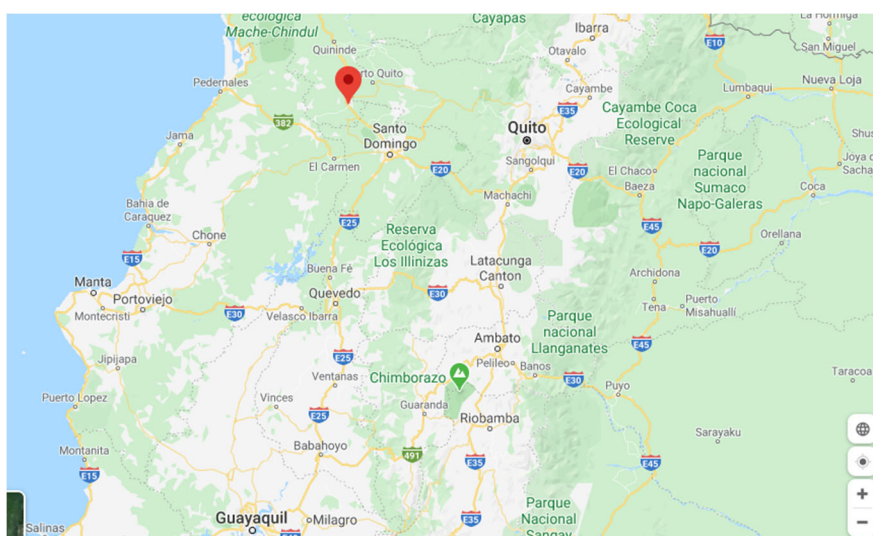


Figura 2. Mapa de la ubicación de la planta y puntos estratégicos.

Además, de encontrarse localizada dentro del área agrícola de la principal materia prima, también se encuentra en un punto intermedio entre los potenciales compradores del producto en: Guayaquil, Quito, Ambato y El Coca como se muestra en la Tabla 5.

El río Blanco es la principal fuente hídrica del cantón. El río es colindante con la vía Santo Domingo- Quinindé por ello se deberá aprovechar de esta fuente y el alto nivel de precipitaciones para dotar a la planta de agua.

Tabla 5. Distancias desde la planta a puntos estratégicos

Ciudad	Distancia (km)
Guayaquil	180
Quito	327
Ambato	250
El Coca	460

El servicio de electricidad es proporcionado por la empresa distribuidora CNEL-Santo Domingo a un precio medio a clientes regulados de 10.03 centavos de dólar por kWh [16]

2.5 Limitaciones

Externas

- Precios aceite de palmiste, el precio del aceite de palmiste será la principal variable a la hora de calcular el precio final del aceite dieléctrico debido a la que es la principal materia prima de la. Los precios de la palma africana se ven influenciados por el petróleo porque gran parte de aceite crudo de palma se utiliza para elaborar biodiésel. El 2022 se ha visto un fuerte incremento en el PKO influenciado por la inflación y la guerra entre Rusia y Ucrania. De aquí, se muestra la variación de precios del PKO en la Tabla 6 comparando el precio de exportación de Ecuador con el precio de referencia mundial.

Tabla 6. Precios del Aceite Crudo de Palmiste años 2018-2022

Año	Precio FOB Ecuador (\$/TM) [6]	Precio Malasia-CIF Rotterdam (\$/TM) [17]
2022	1536	2440
2021	1540	1480
2020	777	691
2019	680	654
2018	971	1020

- Precio materias primas, aunque con menos influencia por la cantidad a ser utilizada el precio de las materias primas secundarias influirán el costo final del producto
- Precio energía, el precio de calentamiento y energía eléctrica impactará en el costo de procesamiento.

Internas

- Composición de ácidos grasos del aceite crudo de palmiste, esto podría variar las propiedades fisicoquímicas y eléctricas del producto final. La calidad y condiciones del aceite crudo de palmiste definirá el procesamiento final para la obtención del aceite dieléctrico vegetal
- El aceite dieléctrico vegetal tiene numerosas normas y mediciones que cumplir de acuerdo con sus propiedades eléctrica, fisicoquímicas y eco-amigables listada en la Tabla 4.

3. DELINEAMIENTO PLANTA

La producción de aceite dieléctrico se divide en 3 etapas para simplificar el estudio estas son: refinación aceite de palmiste, reacción de transesterificación y aditivado de éster natural.

En la refinación se extraerá los componentes indeseables para que el aceite vegetal quede listo para la reacción de transesterificación mientras que en el aditivado las propiedades del éster mejorarán para que se pueda utilizar como un aceite dieléctrico.

3.1 Refinado aceite crudo de palmiste

3.1.1 Refinado Físico

El primer proceso es el tratamiento físico del aceite crudo de palmiste. Este consiste de desgomado, blanqueamiento y desodorización. El objetivo del desgomado es la eliminación de fosfolípidos (gomas) mediante ácido fosfórico 0.4% wt y agua desionizada al 2%wt. La fase pesada (gomas y agua) y liviana (aceite) son separadas para eliminar las gommas completamente se realiza lavados con agua desionizada al 10-15%. El agua pasa nuevamente por un proceso de separación de fases. El contenido de agua en la fase de aceite se reduce al 0.2-0.4%wt para que inicie un blanqueamiento húmedo óptimo.

El objetivo del blanqueamiento es la reducción de clorofilas, trazas de metales (calcio, hierro, magnesio, sodio, etc.), fosfolípidos no hidratables y productos descompuestos (aldehídos, cetonas, polímeros, etc.) [18]. Existe una etapa de pre-adsorción para disminuir el uso de arcilla, se lo hace con la adición de 0.1%wt de sílica hidrogel. Posteriormente, el blanqueamiento, adsorción de los componentes citados, se lo realizará con 0.5%wt de arcilla activada con ácido. La arcilla debe ser prefiltrada con 0.2%wt de diatomita para mejorar el rendimiento del filtrado. La filtración separa la arcilla con los componentes absorbidos y la diatomita.

El tratamiento físico termina con la desodorización que elimina los FFA [19] . Altos contenidos de FFA causarían saponificación durante la transesterificación y aumentarían el consumo de catalizadores [20]. La Figura 3 muestra el tratamiento físico del aceite de palmiste para convertirlo en éster natural.

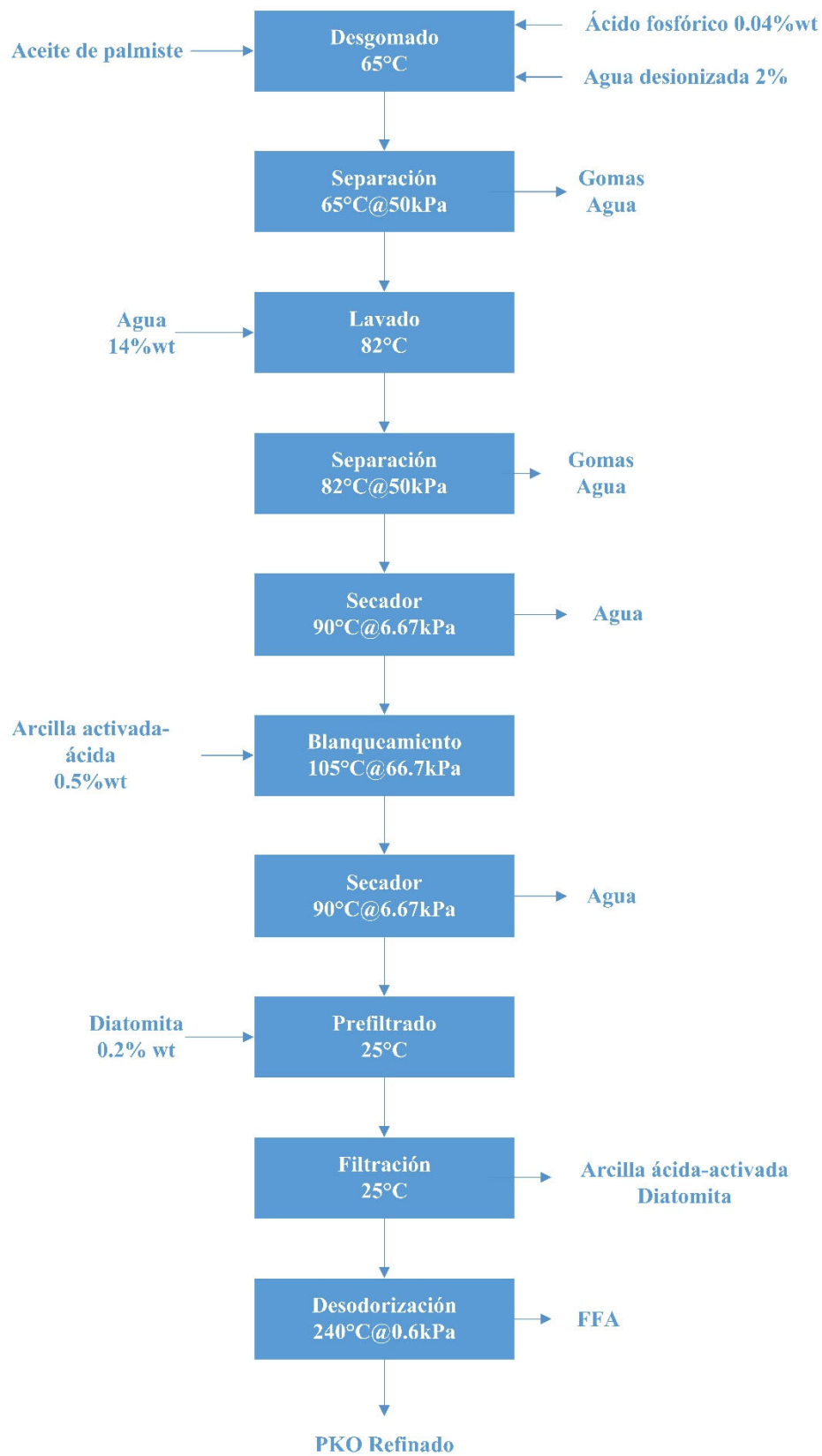


Figura 3. Diagrama de bloques refinado físico

Ventajas

Se ha encontrado que este proceso es adecuado para los tipos de aceite crudo que son bajos en fosfolípidos no hidratables (NHP) y aquellos con alto contenido de FFA. El aceite de palmiste, aceite de palma y aceite de coco son los aceites vegetales con menor cantidad de fosfátidos. [21]

Mayor rendimiento de aceite, reducción del uso de químicos (ácido fosfórico, ácido cítrico, soda cáustica y ácido sulfúrico).[13]

El refinado físico también presenta ventajas ambientales como: menor consumo de agua y reducción fluentes.

Desventajas

En términos de costos directos, la refinación física se vuelve interesante solo cuando la acidez del crudo es suficientemente alta. El consumo de tierras decolorantes suele ser mayor.

3.1.2 Refinado Químico

El refinado químico comienza igualmente con la activación de los fosfátidos añadiendo 0.03%wt de ácido fosfórico en el pretratamiento ácido. Luego, se realiza la neutralización con la adición de una solución básica 4%v/v de NaOH al 8%v/v [22] para eliminar los fosfátidos no-hidratables. Se agrega agua desionizada 10%wt a 95°C para separar las gomas y sales del aceite. Las fases de agua con fosfátidos restantes y aceite son separadas mediante centrifugación. Posteriormente, se realiza la etapa blanqueamiento con arcilla 1%wt para eliminar trazas de metales y fosfátidos. La desodorización al vacío eliminará el agua restante y ácido grasos libres. El diagrama de bloques de la refinación química con los detalles previos se muestra en la Figura 4.

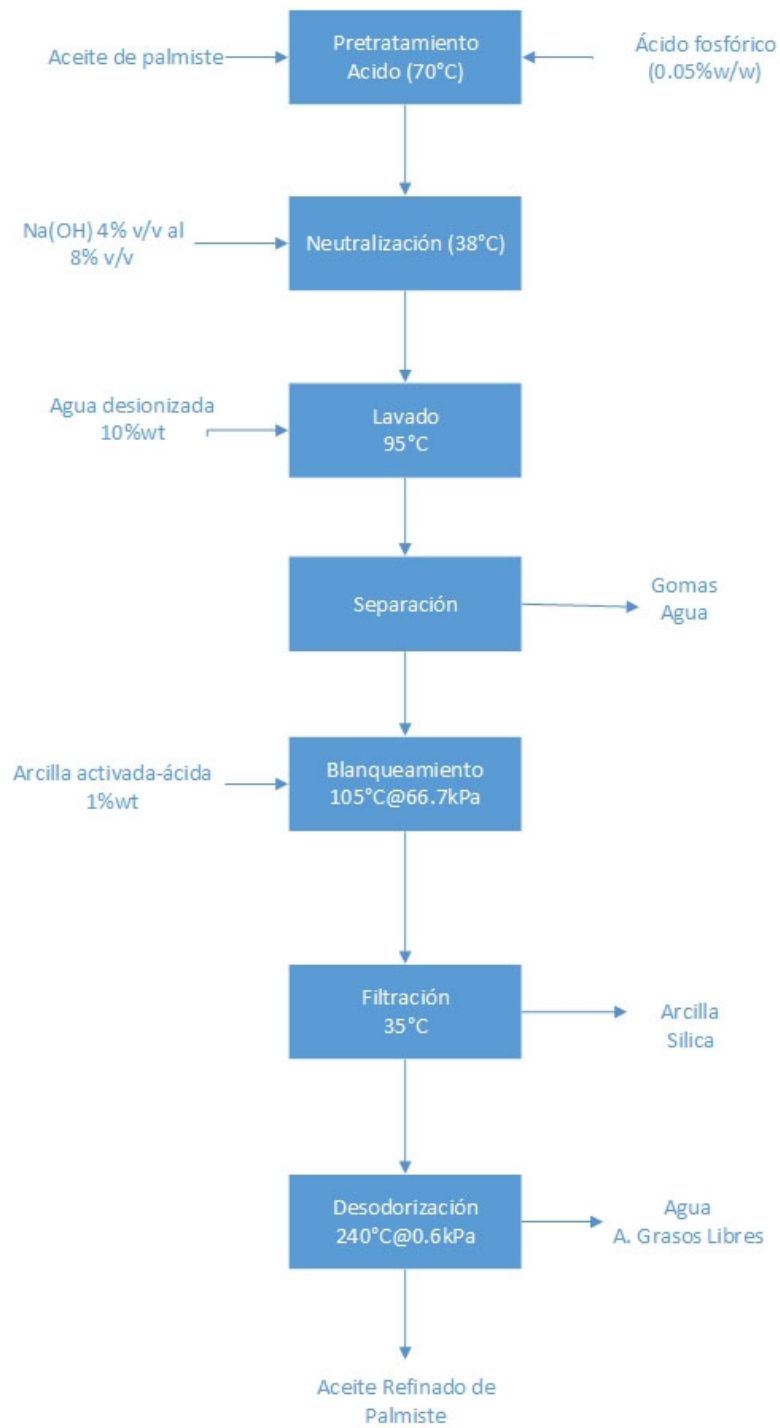


Figura 4. Diagrama de bloques refinado químico

Ventajas

Se obtiene un aceite refinado de alta calidad

El equipamiento y automatización es muy sencillo reduciendo costes de la planta.

Desventajas

El proceso de refinación química produce jabón como subproducto, que se trata con ácido sulfúrico para recuperar los ácidos grasos. Esto genera un efluente de planta muy rico en DQO y DBO [21]

El refinado químico produce una gran cantidad de jabón y eso conduce a una pérdida excesiva de aceite neutro en el jabón producido.

3.1.3 Selección de proceso refinado

Una vez detallado los refinados físico y químico con sus ventajas y desventajas se realizó una matriz de decisiones para la elección del refinado se califica 5 aspectos que son: costos de equipos, costos de materias primas, impacto ambiental, costos de procesamiento y tiempo de procesamiento. Todos los criterios son calificados con una puntuación máxima de 3. El primer criterio es el costo de equipos, al ser el refinado químico llevado a cabo mediante un proceso batch en su mayoría reduce los valores de equipamiento. Los costos de materias primas son similares para ambos por el aumento de absorbentes en el refinado físicos y el aumento de bases para la neutralización. El refinado físico tiene un menor impacto ambiental al disminuir efluentes, reducir consumo de agua y reducir químico. Los costos energéticos y tiempo de procesamiento también son menores en el refinamiento físico al ser un proceso continuo. El refinado físico obtiene un mayor puntaje tal como lo muestra la Tabla 7.

Tabla 7. Selección de proceso de refinado

Criterio	Refinado Físico	Refinado Químico
Costos equipos	1	3
Costos materia prima	2	2
Impacto ambiental	3	1
Costos energéticos	3	2
Tiempo procesamiento	3	1
Total	12	9

3.2 Etapa de Reacción

La segunda etapa consiste en la transformación de los triglicéridos en esteres mediante una reacción de transesterificación y posterior purificación de los productos. La reacción de transesterificación tiene una infinidad de estudios porque está ligada a la producción de biodiesel principalmente, de aquí se obtiene la información acerca de catalizadores, reactores con su condición de operación y control, y todos los fenómenos de transporte. La reacción de transesterificación se puede dar a elevada presión y temperatura sin presencia de catalizadores o catalizada homogénea o heterogéneamente. Por ello, en esta etapa se evalúa y escoge: el alcohol para realizar la transesterificación, catalizador y tipo de reactor.

3.2.1 Catalizadores

Catalizadores Homogéneos

Los catalizadores homogéneos han sido convencionalmente usados en la transesterificación por la industria del biodiesel. Los catalizadores homogéneos son económicos y efectivos, pero requieren una cantidad excesiva de alcohol y energía para completar la conversión. Además, su aplicación suele limitarse a procesos batch y es inevitable un paso de separación del catalizador. Los catalizadores homogéneos se subdividen en:

- Catalizadores básicos homogéneos. – son hidróxidos y metóxidos de metales alcalinos como hidróxido de potasio (KOH), hidróxido de sodio (NaOH), metóxido de potasio

(CH_3KO) y metóxido de sodio (CH_3ONa) son los más utilizados en la reacción de transesterificación.

- Catalizadores ácidos homogéneos. - se usan con menos frecuencia que sus contrapartes básicas en la reacción de transesterificación, principalmente debido a su velocidad de reacción lenta y su naturaleza corrosiva. Sin embargo, se pueden usar para convertir materias primas con gran cantidad de FFA en ésteres. Debido a que la saponificación nunca se produce durante la catálisis ácida. [23] .

Catalizadores Heterogéneos

Las ventajas principales son fácil recuperación desde los productos finales (éster y glicerol), así como una alta tolerancia a la humedad de la materia prima y al contenido de FFA. Reduciendo la saponificación y contribuyendo éster más puro. Sin embargo, los catalizadores heterogéneos también tienen varias desventajas, incluyendo condiciones de operación más costosas (temperatura y presión más altas), menos contacto con los reactivos y la posibilidad de lixiviación de los soportes sólidos y la consiguiente contaminación del éster, así como la pérdida del catalizador. Los catalizadores heterogéneos también se subdividen en básicos y ácidos.

- Catalizadores básicos heterogéneos. - incluyen hidrotalcitas, óxidos metálicos, óxidos metálicos mixtos, hidróxidos y óxidos soportados y zeolitas.
- Catalizadores ácidos heterogéneos. - son menos utilizados que los básicos debido a su baja tasa de actividad.

La Tabla 8 muestra los tipos de catalizadores utilizados en transesterificación con su grado de uso, ventajas y desventajas. Teniendo la mejor valoración los catalizadores básicos homogéneos por sus ventajas descritas anteriormente.

Tabla 8. Tipos de catalizadores utilizados en transesterificación

Catalizadores	Uso	Ventajas	Desventajas
Básicos Homogéneos	Amplio	Alto rendimiento Económico	Etapa de separación catalizador
Ácidos Homogéneos	Medio	Alto rendimiento Económico Tolerancia FFA	Etapa de separación catalizador Corrosivo
Básicos Heterogéneos	Medio	Alto rendimiento Fácil recuperación catalizador Tolerancia FFA	Temperatura y presión altas
Ácidos Heterogéneos	Bajo	Alto rendimiento Fácil recuperación catalizador	Temperatura y presión altas Corrosivo Baja tasa de actividad

3.2.2 Alcohol en transesterificación

Estequiométricamente, la relación molar alcohol-aceite debe ser de 3:1, sin embargo, en un sistema de reacción real se necesita una relación molar mayor para aumentar la miscibilidad de las moléculas de metanol y triglicéridos, así como la posibilidad de su contacto para mejorar el rendimiento del producto. La relación molar más ampliamente utilizada es 6:1. No obstante, cuando se usan proporciones molares de alcohol en aceite altas, la solubilidad del glicerol en el éster aumenta y el glicerol libre puede permanecer como gotitas suspendidas, una pequeña cantidad disuelta. Los alcoholes más utilizados en la transesterificación por ser los más económicos son el metanol y etanol, el primero con el precio más bajo.

3.2.3 Reactores

Existen una diversidad de reactores con sus estudios respectivos. Sin embargo, se descarta la mayoría porque todavía no están en etapa de producción industrial o escalamiento. Un ejemplo, son los reactores de flujo pistón (PFR) debido a altos costos de operación por caídas de presión

elevadas y regeneración de catalizadores entre estos reactores de lecho empacado y reactor de lecho fluidizado. Estos 2 reactores de flujo pistón tienen de ventaja la transferencia de masa y calor ideal teniendo excelentes rendimientos.

Los reactores rotativos como el Batch y el CSTR son los más desarrollados por su simplicidad para estudio y escalamiento. Además, la agitación mecánica facilita la transferencia de masa y calor, disminuye la retención de reactivos y permite disminuir el tamaño de los reactores. La Tabla 9 muestra los reactores utilizados industrialmente con el nivel de dificultad para la transferencia de masa y control de temperatura, y tiempo de residencia promedio.

Tabla 9. Reactores utilizados industrialmente para transesterificación

Tipo de reactor	Transferencia de masa	Control de temperatura
Batch	Media	Difícil
CSTR	Buena	Fácil
Cavitación hidrodinámica	Buena	Fácil
Ultrasónico	Buena	Fácil

Fuente: Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review [23]

El reactor batch es la principal tecnología de producción de biodiésel y sigue siendo muy popular para los procesos de producción a escala industrial. Suponiendo un tanque idealmente agitado, concentración de alimentación y temperatura idénticas a las condiciones operativas del laboratorio se puede realizar un escalamiento directo.

El reactor CSTR también es utilizado industrialmente con ahorros en costos operativos y un menor tamaño al trabajar en forma continua. Sin embargo, su control es muy complejo y se ha desarrollado modelos de control predictivo.

Después de exponer los tipos de reactores, se toma la decisión de escoger el reactor batch debido a su facilidad de funcionamiento y escalamientos expuestos.

3.2.4 Selección proceso de transesterificación

La Tabla 10 muestra el resumen de lo de los componentes escogidos para la reacción transesterificación detallado en las secciones previas.

Tabla 10. Resumen de los componentes escogidos para la transesterificación

Componente	Elección	Razón
Reactor	Batch	Facilidad escalamiento, cambio de parámetros y uso
Alcohol	Metanol (CH ₃ OH)	Alcohol más económico
Relación molar (aceite:agua)	6:1	Exceso óptimo de alcohol para reacción
Catalizador	Hidróxido de potasio (KOH)	Económico y efectivo

Posterior a la transesterificación, existirán 3 operaciones unitarias para purificar los esteres obtenidos:

- Separación de las 2 fases inmiscibles, mientras el alcohol sin reaccionar se evapora.
- El éster debe ser lavado con agua al 1.5wt% que luego se separará.
- El éster lavado es deshumidificado para eliminar el exceso de agua.

La Figura 5 muestra el BFD de la etapa de reacción

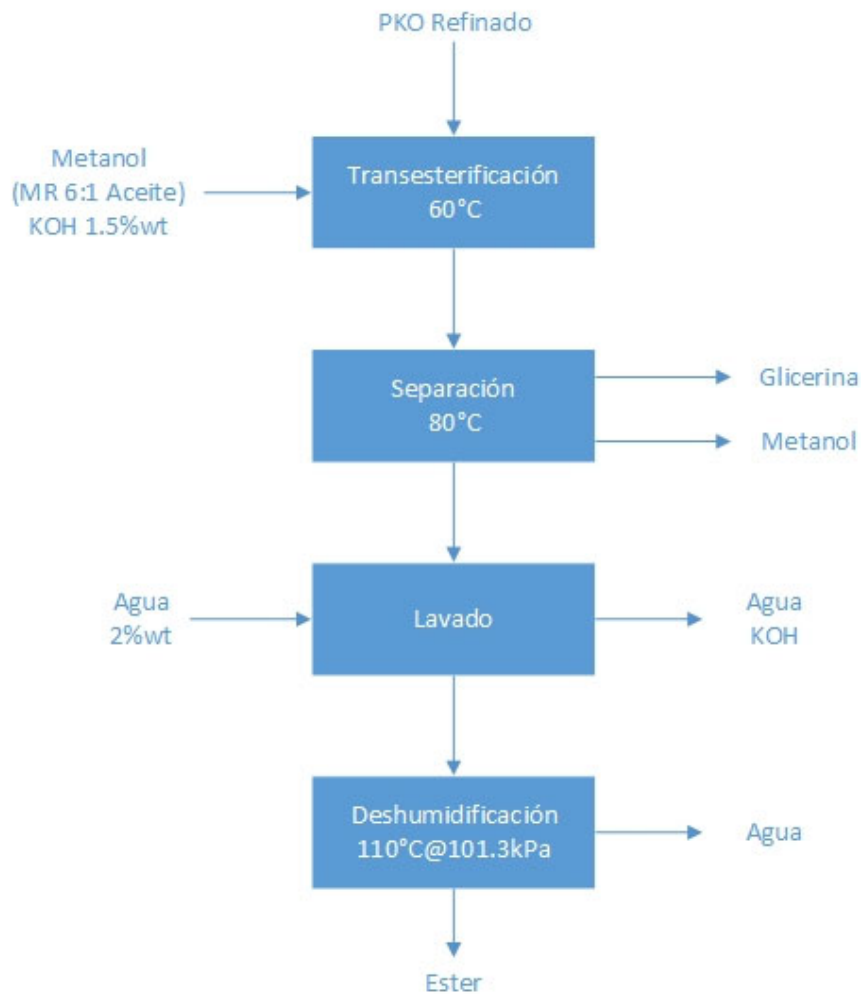


Figura 5. Diagrama de Bloques Etapa de Reacción

3.3 Adición de aditivos

Las 2 principales desventajas de los VDO son su punto de fluidez y su estabilidad oxidativa (controlada con la acidez) la Tabla 4 ya mostró los valores requeridos. Se añadirá aditivos al éster para mejorar estas 2 características obteniendo el VDO final. Estos serán depresores del punto de fluidez y antioxidantes.

Depresores del punto de fluidez

El poli metacrilato de metilo (PMMA) es un depresor del punto de fluidez utilizado por los fabricantes de aceite, generalmente en concentraciones inferiores al 1%wt. El PMMA reduce el punto de fluidez de éster en 10 °C. El PMMA actúa suprimiendo el desarrollo de cristales

grandes durante la solidificación de los aceites, suspendiendo la nucleación, modificando el tamaño y formación de cristales, co-cristalización o polimorfismo [24].

Antioxidantes

La capacidad de oxidación de los ésteres naturales depende del grado de insaturación de sus componentes olefinicos. El proceso de oxidación del aceite vegetal tiene lugar en presencia de calor, catalizadores metálicos (trazas de metales) dando como resultado la conversión de ésteres insaturados. El antioxidante se define como un aditivo eliminador de hidroperóxido de radicales que protege varios tipos de materiales de los radicales libres y la oxidación [25].

La estabilidad a la oxidación de los ésteres se puede mejorar aún más agregando dos o más antioxidantes. En este caso Menkiti et al. [26] mejoró las propiedades no solo de estabilidad oxidativa, sino también rigidez dieléctrica y viscosidad con 0.15%wt de ácido acético y ácido cítrico.

3.3.1 Elección aditivos

Se añadirá 1%wt de PMMA para disminuir el punto de fluidez y 0.15%wt de ácido acético y cítrico como se muestra en el BFD de la Figura 6 para controlar la oxidación esto se mezclarán con el este y se obtendrá el VDO.

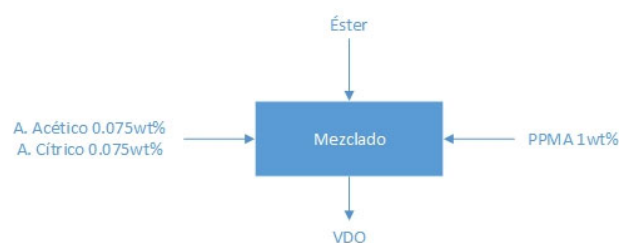


Figura 6. Diagrama de Bloques de Aditivado

4. DISEÑO PLANTA

Los resultados presentados a continuación son para un caudal de producción diarios de 18751 kilogramos.

4.1 Selección y dimensionamiento de equipos principales

Una vez detalladas las etapas de: refinado, transesterificación y aditivado se realizó un diagrama de flujo (PFD) con los equipos principales de la planta como muestra la Figura 7. Además, se realizó en la Tabla 33. Balances de masa de cada corriente y componente (2036kg/día)

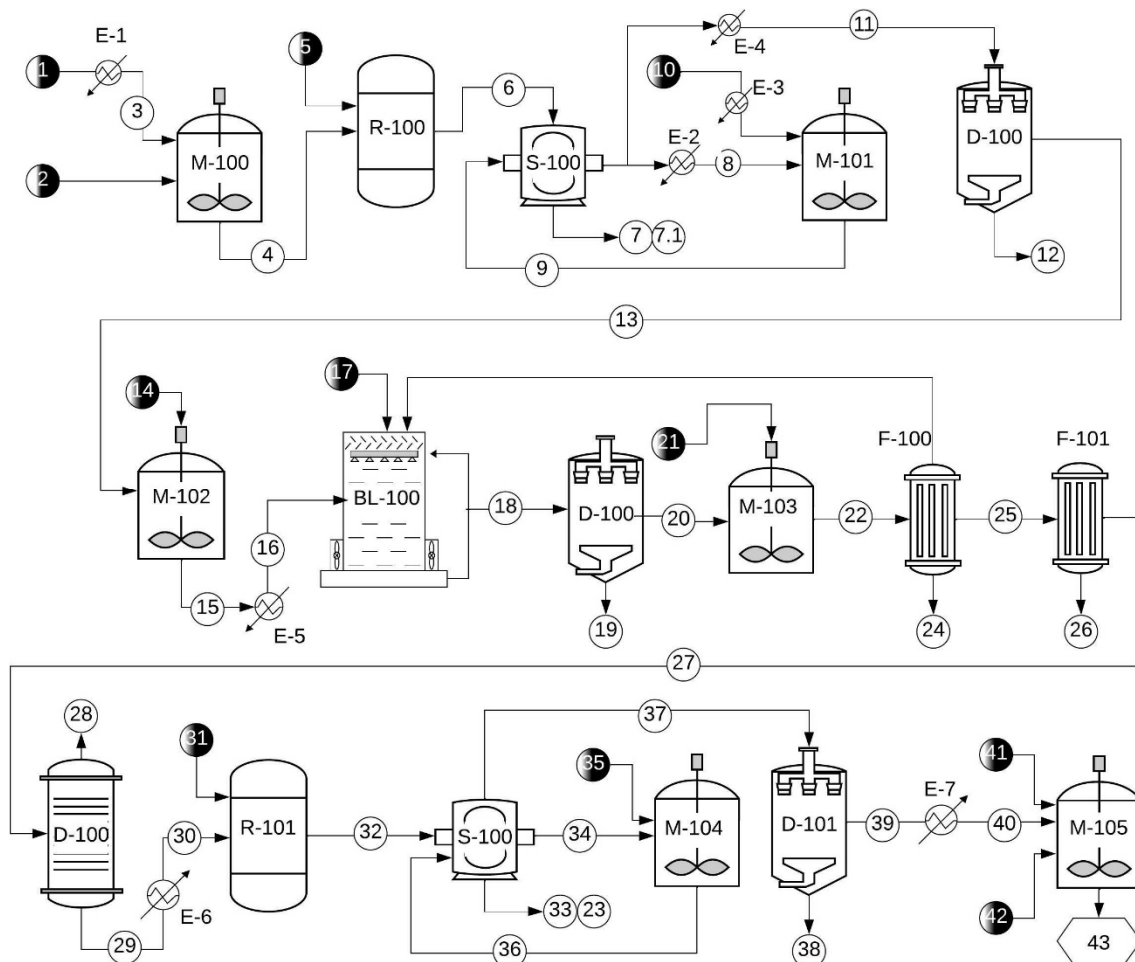


Figura 7. Diagrama de Flujo de Aceite Dieléctrico Vegetal

Los equipos del PFD fueron codificados sus nombre y condiciones de operación se presentan en la Tabla 11. En todos los equipos se detallará: función, corrientes de entrada y salidas, condiciones de operación, elección de materiales y componentes principales: platos, tipos de mezclador.

Los equipos serán dimensionados para que cumpla 8 ciclos de operación durante un día de operación tomando en cuenta el tiempo de residencia más largo de 1h10 minutos más el arranque y parada de la planta.

Tabla 11. Nombres y condiciones de operación de cada equipo

Nombre	Código	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Mezclador Estático Acido	M-100	65	Pa
Desgomador	R-100	65	Pa
Centrifugadora	S-100	65/82	50
Mezclador Lavado	M-101	82	Pa
Secador	D-100	90	6.67
Mezclador Sílica	M-102	90	Pa
Blanqueador	BL-100	105	66.7
Secador	D-101	90	6.67
Mezclador Diatomita	M-103	Ta	Pa
Filtrador Precubierto	F-100	Ta	Pa
Filtrador	F-101	Ta	25
Desodorizador	T-100	240	6.67
Transesterificador	R-101	82	Pa
Centrifugadora	S-101	82	50
Mezclador Lavado	M-104	82	Pa
Secador	D-102	90	6.67
Mezclador aditivos	M-105	24	101.36

4.1.1 Mezclador ácido

El primer mezclador (M-100) será estático similar a una tubería con múltiples deflectores internos esto por el bajo porcentaje de ácido en el balance final de la mezcla.



Figura 8. Mezclador estático. [27]

4.1.2 Tanques de mezcla

Los tanques serán dimensionados a partir del balance de masa con un 30% extra de su capacidad y tomando en cuenta los 8 ciclos de operación diarios con acero inoxidable grado 304 por el contenido alto de FFA. La relación diámetro (T) -altura (h) será 2:1. Las dimensiones de los tanques calculadas a partir del volumen y relación se muestran en la Tabla 12.

Tabla 12. Dimensiones de los tanques de mezclado

Nombre	Código	Volumen V (m ³)	Altura tanque h (m)	Diámetro tanque T (m)
Mezclador Lavado	M-101	3.94	2.7	1.4
Mezclador Sílica	M-102	3.51	2.6	1.3
Mezclador Diatomita	M-103	3.37	2.6	1.3
Mezclador Lavado	M-104	3.23	2.5	1.3
Mezclador aditivos	M-105	3.31	2.6	1.3

La velocidad de agitación se determina de acuerdo al tipo de mezcla de cada sustancia y las velocidades utilizadas en el industria de acuerdo *Practical Guide to Vegetable Oil Processing* [21]. Los impellers son escogidos de acuerdo a la viscosidad y patrón de flujo deseado. Las mezclas líquido-líquido generalmente necesitan de una mezcla radial con 4 baffles o

deflectores. Los cálculos y metodología se encuentran en el ANEXO G: Equipos y los resultados se muestran en la Tabla 13.

Los tanques serán llenados al 70% de su altura máxima (Z) para tener la relación D/Z lo más cercana a 1. Además, el espacio vacío servirá como factor de seguridad y la instalación de diversos accesorios en la parte superior del tanque.

Los tanques M-101 y M-104 con líquidos inmiscibles agua-aceite son mezcladas con impellers de patrón de flujo radial, discos de 6 cuchillas (6BD), logrando la dispersión para un correcto lavado del aceite. Además, se colocó 4 baffles que evitan arremolinamientos [28].

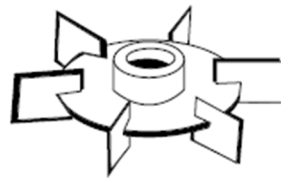


Figura 9. Impeller 6BD. [29]

El tanque M-102 mezcla una solución líquido-sólido de PKO-sílica que deberá ser mantenida suspendida para su la correcta pre-adsorción. Se logra con un patrón de flujo axial de la mezcla con un impeller hydrofoil como lo muestra la Figura 10 y 4 baffles.

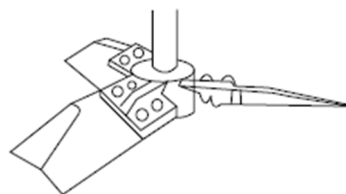


Figura 10. Impeller Hydrofoil. [29]

El tanque M-105 mezcla una solución miscible liquido-líquido de ester-aditivos en el cual un patrón de flujo axial provocado con un impeller hydrofoil y 4 baffles es suficiente de acuerdo a Hall [30].

El tanque M-103 mezcla una solución liquido-sólido de PKO-diatomita que deberá ser mantenida suspendida y dispersada para la correcta pre-filtración. Debido a la temperatura ambiente del PKO la viscosidad se incrementa. Por, el patrón de flujo radial, axial y la viscosidad se utiliza un impeller paravisc como muestra la Figura 11.

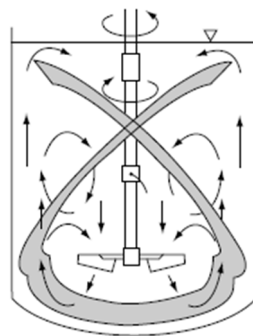


Figura 11. Impeller paravisc. [29]

Los diámetros de los impeller (D) para flujo axial y radial será el 30% del del diámetro del tanque, $3D = T$. El diámetro del impeller paravisc será el del diámetro del tanque menos 3 centímetros.

La relación para la altura del impeller C : $3C = Z$ para el 6BD, $4C = Z$ para el hydrofoil y 3cm para el paravisc.

Los tipos impellers para patrón de flujo y viscosidad, velocidad, dimensiones y colocación se resumen en la Tabla 13

Tabla 13. Resultados impellers para mezcladores

Código	Mezcla	Patrón de flujo	Impeller	Diámetro impeller (m)	Z Altura líquido (m)	Altura del impeller C (m)	Baffles	N Velocidad de agitación (rpm)	Potencia (kW)
M-101	L-L	Radial	6BD	0.5	1.9	0.6	4	120	0.60
M-102	L-S	Axial	Hydrofoil	0.4	1.8	0.5	4	80	0.01
M-103	L-S	Axial-Radial	Paravisc	1.3	1.8	0.03		60	0.87
M-104	L-L	Radial	6BD	0.4	1.8	0.6	4	120	0.42
M-105	L-L	Axial	Hydrofoil	0.4	1.8	0.4	4	100	0.02

La potencia del motor requerido se calculó determinando régimen de flujo con el número de Reynolds.

(1)

$$Re = \frac{ND^2}{\nu}$$

De acuerdo, al régimen flujo se determina N_p número de potencia. La siguiente ecuación se utiliza en régimen turbulento para calcular la potencia necesaria del motor P .

(2)

$$P = N_p N^3 D^5 \rho$$

Los cálculos números de potencia, Reynolds, densidad ρ , y viscosidad cinemática ν se encuentran en el ANEXO G: Equipos.

4.1.3 Desgomador

El desgomador (R-100) es el equipo donde reacciona el PKO y ácido fosfórico con los fosfolípidos formando gomas solubilizándose gomas y fosfolípidos hidratables en agua. El tiempo de residencia será entre 20-30 minutos. Se utilizará también un tanque acero inoxidable grado 304 con un impeller hydrofoil de flujo axial para mezclar los líquidos. Los resultados presentados en la Tabla 14 se calcularon con las relaciones y ecuaciones presentadas en la sección previa. El resto de parámetros se encuentran en la Tabla 35.

Tabla 14. Parámetros de diseño de desgomador

Código	Mezcla	Patrón de flujo	Impeller	D (m)	Z (m)	C (m)	Baffles	N (rpm)	P (kW)	V (m ³)	h (m)	T (m)
R-100	L-L	Axial	Hydrofoil	0.4	1.8	0.6	4	110	0.03	3.47	2.6	1.3

4.1.4 Centrifugadores

El proceso de separación agua-aceite por diferencia de densidades se lo realizará con 2 centrifugadores (S-100 y S-101) cónicos con capacidad de alimentación 1.5 m³/h.

Se debe tener en cuenta que cada centrifugadora tiene 2 procesos. En la S-100 entra primero la corriente 6 de R-100 y posteriormente la corriente 9 de M-101. En ambas separaciones se divide gomas con agua de aceite como muestra la Figura 7. De igual manera trabajará S-101, pero separará éster-glicerol.

4.1.5 Secadores

Los secadores (D-100, D-101 Y D-102) serán diseñados para la separación gas-líquido de agua-aceite eliminando el exceso de agua. Serán cilindros verticales de acero 304 que contarán con un desempañador funcionarán con las condiciones de temperatura y presión de la Tabla 11. Para la operación de vacío, las presiones de diseño son de 15 psi [31]. Sus cálculos

se presentan en el ANEXO G: Equipos. Las dimensiones de los secadores se resumen en la Tabla 15.

Tabla 15. Dimensiones secador

Volumen (m3)	4.65
Altura (m)	6.7
Diámetro (m)	0.5
Grosor (mm)	2.5

4.1.6 Blanqueador

El blanqueador (BL-100) también será diseñado como un recipiente bajo presión 66.7kPa y 105°C. La arcilla activada es tratada en el blanqueador por 45 minutos. Un factor fundamental será el mezclado para la adsorción de las impurezas, tendrá 3 juegos de impellers un axial marino que empujará la solución hacia la parte inferior y 2 radiales 6BD para lograr la mejor una mezcla íntima. La relación h-d será 1:4. El número de potencia en este caso es aditivo para los impellers. Los cálculos del grosor del cilindro se encuentran en la Tabla 37.

Tabla 16. Parámetros de diseño del blanqueador

Código	Mezcla	Patrón de flujo	Impeller	D (m)	Z (m)	C (m)	t tot (mm)	N (rpm)	P (kW)	V (m3)	h (m)	T (m)
BL-100	L-S	Axial-Radial	Marino-6BF-6BF	0.3	2.9	0.6-1.2-1.8	3.5	100	0.20	3.52	4.2	1.0

4.1.7 Desodorizador

El desodorizador (T-100) eliminará los FFA. El diseño se asemeja a una torre de destilación con 5 platos. Sus funciones de desde la parte superior son: desaireación, calentamiento,

desodorización y enfriamiento. Las principales características de la columna se muestran en la Tabla 17.

Tabla 17. Parámetros de diseño desodorizador

Volumen (m3)	4.65
Altura (m)	6.7
Diámetro (m)	0.5
Grosor (mm)	2.5
Platos	5

4.1.8 Transesterificador

La transesterificación se lleva a cabo en 3 reacciones elementales reversibles. Primero, el metanol reacciona con el triglicérido produciendo un diglicérido, seguido por la reacción del diglicérido con metanol produciendo un monoglicérido, y finalmente el monoglicérido reacciona con metanol produciendo glicerol. Se produce un mol de éster en cada uno de los pasos mencionados anteriormente. El diseño del transesterificador se lo realizó tomando un tiempo de reacción promedio de 1 hora y un tiempo muerto de 10 minutos. Se necesitará mezclar el PKO-Ester manteniendo suspendida en la solución el hidróxido de potasio por este patrón de flujo axial se ha escogido el impeller hydrofoil y 4 baffles. Los parámetros de diseño para el transesterificador se mostrarán la Tabla 18.

Tabla 18. Parámetros de diseño del transesterificador

Código	Mezcla	Patrón de flujo	Impeller	D (m)	Z (m)	C (m)	t tot (mm)	N (rpm)	P (kW)	V (m3)	h (m)	T (m)
R-101	L-L	Axial	Hydrofoil	0.5	1.9	0.6	3.6	120	0.66	4.18	2.8	1.4

4.2 Consumo energético

Se optimizó la utilización de energía mediante el balance de energía del proceso y la utilización de una red de intercambiadores de calor para luego añadir intercambiadores de calor, y fuentes de calor y enfriamiento.

4.2.1 Balance de energía

Los balances de energía son realizados teniendo un sistema aislado del medio ambiente evitando pérdidas o ganancias de energía por los alrededores. En ninguno de los equipos existe contribuciones de energía potencial o cinética. La energía entregada por los impellers a través de los motores calculada en la sección previa también es muy baja para ser significativa en el balance de energía. De aquí, la ecuación de conservación de energía se simplificó y para proceso no reactivos quedo como la ecuación (3):

$$Q_p = H_2 - H_1 = \Delta H \quad (3)$$

Donde Q_p es el calor añadido o cedido, H_2 entalpía en la corriente de salida y H_1 entalpía en la corriente de entrada. Los cálculos y resultados de balance de energía se presentan en el Anexo H: Consumo energético.

El balance de energía diferente será el del transesterificador que es un reactor batch y solo se añade la entalpía de reacción.

4.2.2 Optimización de energía

Se estimó el número de corrientes idóneas para instalar una red de intercambiadores de calor a partir del balance de energía se observa que las corrientes que más consumirán energía para enfriamiento o calentamiento son la: 29, 39, 22, 1, 10 y 27. Las corrientes restantes no son tomadas en cuenta porque la inversión en capital fijo no representará ahorros en los costos de producción.

Se observa en la Figura 12 que se requerirá 4 intercambiadores de calor con la capacidad para ahorrar: 107, 41, 17 y 34kW respectivamente, y las fuentes de calor y enfriamiento restante para alcanzar las temperaturas deseadas. La red de intercambiadores de calor se lo realizó con la metodología del pinzamiento sus cálculos se encuentran en el Anexo H: Consumo energético.

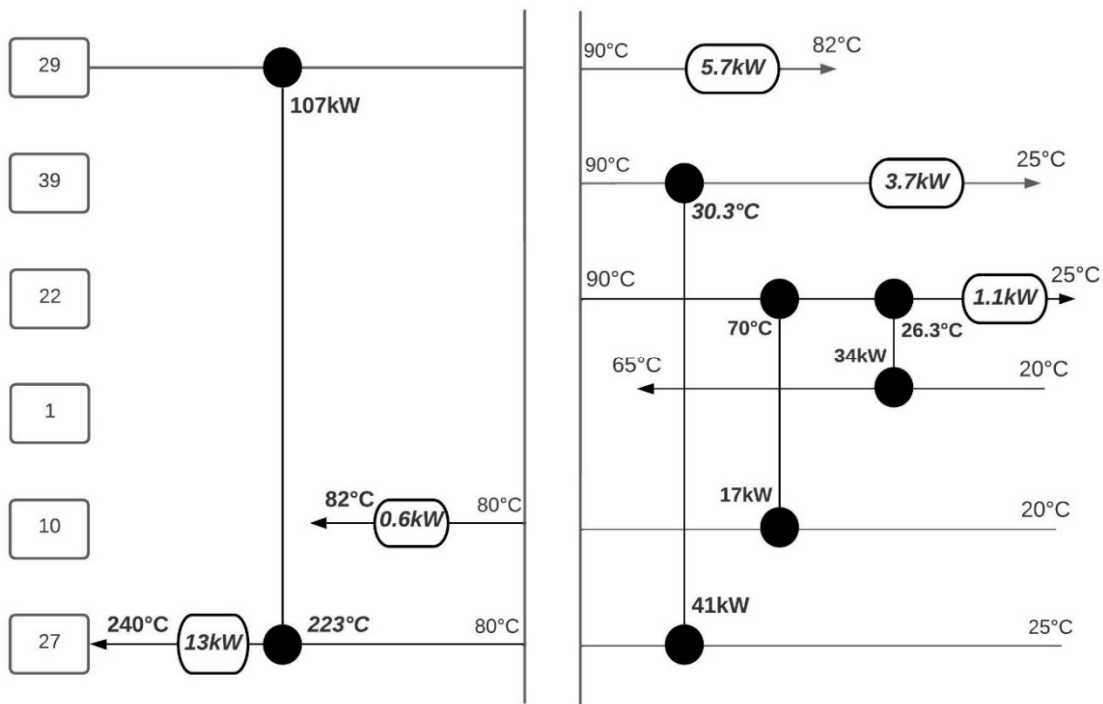


Figura 12. Red de intercambiadores de calor propuesta para un caudal de producción de 18751 kg/día.

4.2.3 Intercambiadores de calor

Se dimensionó 4 intercambiadores de calor de placas con las tasas de transferencia de calor Q determinadas en la sección previa. Se eligió intercambiadores de placas por su facilidad de limpieza, facilidad de ampliación, viscosidad del PKO. La Tabla 19 muestra el área necesaria para la transferencia de calor. Los cálculos se encuentran en el Anexo H: Consumo energético.

Tabla 19. Dimensionamientos intercambiadores de calor

Intercambiador	Corrientes	Fluidos	Q (kW)	$\Delta T_{ln} (^{\circ}C)$	NTU	U (W/m ² . ^o C)	Área (m ²)
E-1	29-27	PKO-PKO	106.9	13.2	11.3	500	21.5
E-2	39-27	Ester-PKO	41.2	7.4	8.0	400	16.3
E-3	10-22	Agua- PKO	16.8	24.5	0.9	1000	0.7
E-4	1-22	PKO-PKO	34.0	5.1	8.4	400	20.1

4.2.4 Gastos energéticos

Los gastos energéticos será la energía necesaria para llegar a temperatura deseada en cada uno de los equipos y tener energía para mezclar con los impeller cada uno de los fluidos. La Tabla 20 muestra la energía añadida en cada uno de los equipos y la energía intercambiada entre corrientes en los intercambiadores de calor. Sumando solo fuentes de calor o enfriamiento, añadiendo la potencia de todos los motores para impellers y obviando la del mezclador de aditivos que llegará a temperatura ambiente por sí mismo. Se necesitará 98kW durante las 16 horas diarias de funcionamiento de la planta para cubrir los gastos energéticos.

Tabla 20. Gastos energéticos para calentamiento y enfriamientos.

Nombre	Código	Corriente	Potencia (kW)	Fuente de calor o enfriamiento
Intercambiador	E-1	1-22	34	-
Intercambiador	E-2	10-22	17.0	-
Mezclador Lavado	M-101	8	13.0	Agua
Secador	D-100	11	7.0	Electricidad
Blanqueador	BL-100	15	11.9	Electricidad
Secador	D-101	18	12.0	Aire
Mezclador Diatomita	M-103	22	1.1	Aire
Intercambiador	E-3	27-29	106.0	-
Desodorizador	T-100	27	13.0	Vapor

Mezclador metóxido	M-106	15	14.7	Electricidad
Transesterificador	R-101	29	17.0	Electricidad
Secador	D-102	37	5.5	Electricidad
Intercambiador	E-4	27-39	41.0	-
Mezclador aditivos	M-105	39	3.7	Medio Ambiente
Motores mezcladores			2.8	Electricidad
Total			98.0	

5. ANÁLISIS ECONÓMICO

5.1 Estimación de costos

5.1.1 Estimación de inversión capital fijo

La estimación de inversión de capital fijo se lo realizó partiendo de los costes de la planta (ISBL). El ISBL es el coste de equipos principales, piezas, obras civiles e instalación, y se obtiene mediante el método factorial que realiza la sumatoria de los costes del equipo adquirido multiplicado por un factor de instalación, ecuación 1 y 2, para plantas que producen líquidos que propone Sinnott [32]. Los costes de equipo adquirido son generados en 2007 en U.S. Gula Coast por lo que se lo corrige con escalada de coste y factores de localización para el año 2022 en Ecuador.

(4)

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,cs} \times 3.74$$

(5)

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,a} \times 2.88$$

Donde $C_{e,a}$ es coste del equipo adquirido en acero inoxidable 304 y $C_{e,cs}$ es el coste del equipo adquirido en acero carbono. La ecuación (4) se utilizó para convertir un equipo de acero al carbono a acero inoxidable con su respectivo factor de instalación. La ecuación 2 ya tiene el costo del equipo de acero inoxidable y se multiplica por su factor de instalación, 2.88.

Después, se calculan los costes externos (OSBL) que son los equipos adicionales para dar a la planta servicios de electricidad, vapor, calentamiento, movimiento, agua, mantenimiento, laboratorios, entre otros para este proyecto calculado como el 40% del ISBL.

Posteriormente, se obtiene los costes de ingeniería que son el diseño detallado cada equipo e instalación de la planta con su adquisición, supervisión de cada componente calculado como el 30% del ISBL+OSBL.

Finalmente, surgen gastos imprevistos como cambio de alcance del proyecto, cambio de precios, entre otros calculado como el 20% del ISBL+OSBL.

En los costes de capital fijo también se incluye el costo de adquisición de un terreno de 4 hectáreas en la zona de ubicación de la planta. La Tabla 1 Tabla 21 y la Tabla 22 resumen los detallado y los resultados de la inversión de capital fijo para los 2 caudales de producción

Tabla 21. Resultados y parámetros inversión capital fijo 2036kg/día

Costos	2007	2022	Tasa	Localización	ISBL	Sumar
Inversión Capital Fijo		\$5,213,506.29				
ISBL	\$867,163.70	\$1,856,854.18	5%	1.1		
OSBL		\$742,741.67			40%	
Costes de ingeniería		\$1,299,797.93			30%	OSBL
Imprevistos		\$1,114,112.51			20%	OSBL
Solar y campamento		\$200,000.00				

Tabla 22. Resultados y parámetros inversión capital fijo 18751kg/día

Costos	2007	2022	Tasa	Localización	ISBL	Sumar
Inversión Capital Fijo		\$10,491,316.48				
ISBL	\$1,780,042.86	\$3,811,598.70	5%	1.1		
OSBL		\$1,524,639.48			40%	
Costes de ingeniería		\$2,668,119.09			30%	OSBL
Imprevistos		\$2,286,959.22			20%	OSBL
Solar y campamento		\$200,000.00				

5.1.2 Estimación capital de trabajo

El capital de trabajo son los recursos para que la planta pueda funcionar hasta tener un flujo de efectivo. Se necesita capital de trabajo para adquirir y respaldar: inventario de materias primas, inventario producto y subproducto, efectivo en caja, cuentas por cobrar, créditos para cuentas pendientes e inventario de piezas de repuesto. El inventario de piezas de repuesto se estima como el 1.5% del ISBL y el resto de capital de trabajo como 7 semanas de materias primas. El valor de materias primas se obtuvo del balance de masa. La Tabla 23 resume los cálculos para estimar el capital de trabajo.

Tabla 23. Resultados estimación capital de trabajo

Capital de trabajo	\$27,852.81	\$57,173.98
Caudal de producción (kg/día)	2036	18751
Valor Inventario materias primas	\$179,555.28	\$1,653,621.77
Valor inventario productos		
Efectivo caja		
Cuentas a cobrar		
Créditos para cuentas pendientes		
Inventario de piezas de repuesto	\$27,852.81	\$57,173.98

5.1.3 Estimación costes variables de producción

Posteriormente, se estiman los costes fijos y variables de producción que serán los costos provocados para la producción del producto y subproductos. Los costes variables son:

- Materias primas consumidas en el proceso: determinado con balance de masa.
- Servicios: combustible, vapor, electricidad, etc. Se determina mediante los balances de energía.
- Consumibles: filtros y catalizadores se determinan con balance de masa y su capacidad.
- Eliminación de efluentes: 2% del valor de los productos.
- Embalaje y transporte: 5% del valor de los productos.

La Tabla 24 muestra los resultados de los costes variables de producción. Para ambos caudales

Tabla 24. Resultados costes variables de producción

Costes variables de producción	\$1,444,978.98	\$13,121,633.98
Caudal de producción (kg/día)	2036	18751
Materias primas	\$1,333,839.19	\$12,284,047.47
Servicios	\$15,509.44	\$84,943.66
Consumibles	\$15,600.00	\$15,600.00
Eliminación de efluentes	\$26,676.78	\$245,680.95
Embalajes y transporte	\$53,353.57	\$491,361.90

5.1.4 Estimación costes fijos de producción

Los costes fijos dependen menormente de la producción: trabajo de operación, supervisión, gastos salariales directos, mantenimiento, impuestos, alquileres y seguros, gastos generales de la planta, gastos medioambientales, gastos de capital, y marketing. La Tabla 25 muestra las estimaciones de costes fijos para ambos caudales.

Tabla 25. Resultados costes fijos de producción

	Costes fijos de producción	\$224,542.71	\$322,279.93	Estimaciones
	Caudal de producción (kg/día)	2036	18751	
1	Trabajo de operación	\$24,000.00	\$24,000.00	
2	Supervisión	\$21,600.00	\$21,600.00	
3	Gastos Salariales directos	\$22,800.00	\$22,800.00	50% (1+2)
4	Mantenimiento	\$55,705.63	\$114,347.96	3% (ISBL)
5	Impuesto sobre la propiedad	\$37,137.08	\$76,231.97	2% (ISBL)
6	Alquiler de oficina	\$12,000.00	\$12,000.00	
7	Gastos generales de la planta	\$51,300.00	\$51,300.00	75% (1+2+3)

5.2 Estimación de ingresos

El producto de la planta es aceite dieléctrico vegetal y el único subproducto es el glicerol, pero al necesitar un tratamiento para su venta se entregará a un precio mínimo que será despreciado.

La Tabla 26 muestra la estimación de ingresos.

Tabla 26. Estimación de ingresos

Producto	Caudal de producción (kg/día)	Ingresos (\$/año)
Aceite Dieléctrico Vegetal	2036	\$1,960,934
	18751	\$15,515,775.16

5.3 Análisis de financiero

Se realizó un flujo de caja, Tabla 27, para determinar la rentabilidad del proyecto mediante la tasa interna de retorno (TIR) y el valor actual neto (VAN) con una tasa del del 14%. La inversión de capital fijo se lo realizó en 3 desembolsos desde el año 0 al 2 de 30%, 60% y 10% respectivamente. El capital fijo se desembolsa en el año 2 que empezará a funcionar la planta, y comenzarán gastos por costes fijos y variables de producción. El proyecto está destinado para un tiempo de 10 años en el cual la depreciación será lineal. Los impuestos por ganancias serán

calculados como el 20% de ganancias desde el año 8 o 5 años después de iniciar operaciones de la planta.

Tabla 27. Flujo de caja del proyecto caudal 2036kg/día

Año	Ingresos (\$)	Egresos (\$)	Depreciación (\$)	Ingreso Gravables (\$)	Impuestos (\$)	Valor Actual (\$)
0		1564051.89				-1564051.89
1		3128103.78				-3128103.78
2	1546651.83	2218725.14				-672073.31
3	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
4	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
5	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
6	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
7	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
8	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
9	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
10	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
11	1546651.83	1669521.69	521350.63	-644220.5	0.00	-122869.87
12	1746651.83	1669521.69	521350.63	-444220.5	0.00	77130.13

El TIR y VAN no fueron calculados por los flujos de caja negativos.

5.3.1 Análisis de sensibilidad

Los unidades de tamaño S para los costes de equipo adquirido de muchos equipos no ingresan el rango inferior de Sinnot [32] por lo que la inversión de capital fijo y costes fijos de producción son muy altos. El caudal de producción se varió en la hoja de Excel del proyecto hasta obtener un VAN de 0 con una tasa del 12%. Inmediatamente, se redimensionarán equipos, recalcularán inversiones, costes e ingresos. Se necesitará producir 18751 kilogramos diarios de aceite dieléctrico vegetal para que la inversión en capital fijo sea casi insignificante. El flujo de caja presenta en la Tabla 28.

Tabla 28. Flujo de caja con producción de 18751 kg/día

Año	Ingresos (\$)	Egresos (\$)	Depreciación (\$)	Ingreso Gravables (\$)	Impuestos (\$)	Valor Actual (\$)
0		3147394.94				-3147394.94
1		6294789.89				-6294789.89
2	15515775.16	14550219.54				965555.62
3	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	0.00	2071861.25
4	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	0.00	2071861.25
5	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	0.00	2071861.25
6	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	0.00	2071861.25
7	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	0.00	2071861.25
8	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	204545.92	1867315.33
9	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	204545.92	1867315.33
10	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	204545.92	1867315.33
11	15515775.16	13443913.91	1049131.65	1022729.60	204545.92	1867315.33
12	15715775.16	13443913.91	1049131.65	1222729.60	244545.92	2027315.33

Los resultados finales para el proyecto con caudal de 18751kg/día fueron 14.35% de TIR y un VAN de \$1,041,856.48

Ahora en el análisis de sensibilidad se evaluará las 2 principales limitaciones del proyecto con una base de 18TM VDO/día, analizando valores históricos inferior y superior de VDO y PKO. La Tabla 6. Precios del Aceite Crudo de Palmiste años 2018-2022 ya presentó los precios. La Tabla 29 presenta los límites inferiores y superiores de precios tanto de VDO y PKO que se utilizaron para el análisis de sensibilidad. Se debe tener en cuenta que el precio de la mayoría de aceites vegetales hoy en día viene ligado al precio de petróleo porque un amplio porcentaje de aceite crudo de palma se utiliza ya en biorrefinerías.

Tabla 29. Rango de precio materia prima principal y producto.

Materia Producto	Precio Inferior (\$/TM)	Precio Superior (\$/TM)
PKO	800	2340
VDO	1950	3200

Se evaluó 2 escenarios uno negativos que el precio del VDO caiga a su precio menor, y el PKO esté en su valor más alto; siempre relacionado la subida y caída de ambos. El segundo análisis en cambio es un escenario positivo en el cual el precio del VDO sube, pero el PKO se mantiene bajo.

Tabla 30. Análisis de sensibilidad para 2 escenarios de precios de PKO y VDO

Escenario	Precio PKO(\$/TM)	Precio VDO(\$/TM)	TIR (%)
Negativo	1450	2120	0.22
Positivo	1950	3200	47.0

Se puede observar que en la Tabla 30 que el TIR en un escenario negativo al menos permitirá recuperar el dinero invertido con un TIR del 0.22% y en un escenario positivo se puede llegar a tener ganancias extraordinarias con un TIR del 47%.

6. CONCLUSIÓN

La producción de aceite crudo de palmiste se observa viable para concluir con un producto completamente elaborado desde las plantaciones de palma africana. El proceso de refinación de PKO más eficiente y ambientalmente responsable es el físico, pero solo muy cerca del refinado químico por el bajo caudal de producción planteado. De ahí, se hace necesario el estudio de factibilidad también con el refinado químico. Continuando con la transesterificación, el reactor batch y los catalizadores homogéneos con los ideales porque ya han sido comprobados industrialmente. Determinado también la adición de aditivos en el producto final para cumplir características técnicas necesarias del VDO.

El procesamiento se lo realizará mediante 17 equipos principales y 4 intercambiadores de calor diseñados a condiciones óptimas de operación planteados en bibliografía. Las dimensiones y tipos de mezclado también se han tenido en cuenta para que exista un transporte de masa y calor adecuado en todos los equipos.

Estimando inversión inicial de capital fijo, capital de trabajo, costes de producción e ingresos. El proyecto encuentra factibilidad económica replanteando el caudal de producción de 2036 a 18741kg/día de VDO con un TIR del 14.3% a 10 años. Las principales limitantes que afectarían el proyecto serían los precios del VDO y PKO consiguiendo en un escenario negativo de precio de producto bajos y materias primas altas al menos recuperar el capital invertido, y en un escenario positivo ganancias extraordinarias con un TIR del 47%.

Además, se debe buscar mercados de exportación ya que el caudal de producción cubrirá en un 322% el mercado nacional.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] D. F. Navas, H. Cadavid, D. Fernando, and E. Ibarra, “Aplicación del aceite dieléctrico de origen vegetal en transformadores eléctricos,” no. August 2015, 2011, doi: 10.1144/2490.
- [2] U. U. Abdullahi, S. M. Bashi, I. Member, R. Yunus, I. Member, and H. A. Nurdin, “The Potentials of Palm Oil as a Dielectric Fluid,” no. February 2017, 2004, doi: 10.1109/PECON.2004.1461648.
- [3] M. Rafiq *et al.*, “Use of vegetable oils as transformer oils-A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 52, pp. 308–324, 2015, doi: 10.1016/j.rser.2015.07.032.
- [4] M. Z. A. A. Kadir, R. Yunus, M. T. Ishak, J. Meru, M. Kapar, and A. T. Samples, “A Study on the Dielectric Properties of Palm Oil and Coconut Oil,” pp. 109–112, 2014.
- [5] T. Nogueira and J. Carvalho, “Eco-Friendly Ester Fluid for Power Transformers versus Mineral Oil : Design Considerations,” 2022.
- [6] Banco Central del Ecuador, “Estadísticas de Comercio Exterior de Bienes,” *Banco Central del Ecuador*. <https://www.bce.fin.ec/index.php/comercio-exterior>.
- [7] N. A. Mohamad *et al.*, “Physiochemical and Electrical Properties of Refined, Bleached and Deodorized Palm Oil under High Temperature Ageing for Application in Transformers,” 2018, doi: 10.3390/en11061583.
- [8] S. O. Oparanti, A. A. Khaleed, and A. A. Abdelmalik, “Nanofluid from Palm Kernel Oil for High Voltage Insulation,” *Mater. Chem. Phys.*, vol. 259, no. July 2020, 2021, doi: 10.1016/j.matchemphys.2020.123961.
- [9] A. A. Abdelmalik, “Chemically modified palm kernel oil ester: A possible sustainable alternative insulating fluid,” *Sustain. Mater. Technol.*, vol. 1, pp. 42–51, 2014, doi: 10.1016/j.susmat.2014.06.001.
- [10] R. O’Brien, *Fats and Oils: Formulating and Processing for Applications*, Third. 2009.
- [11] C. P. Tan and I. A. Nehdi, *The Physicochemical Properties of Palm Oil and Its Components*. AOCS Press, 2012.
- [12] C. MacCarthy and S. Adusei, “Reduction of Free Fatty Acids in Palm Kernel Oil Using Bagasse Adsorbent of Varying Masses,” *IPTEK J. Technol. Sci.*, vol. 32, no. 2, p. 74, 2021, doi: 10.12962/j20882033.v32i2.9489.
- [13] V. Gibon, *Palm Oil and Palm Kernel Oil Refining and Fractionation Technology*. AOCS Press, 2012.
- [14] D. K. Mahanta and S. Laskar, “Electrical insulating liquid : A review,” *J. Adv. Dielectr.*, vol. 7, no. 4, pp. 1–9, 2017, doi: 10.1142/S2010135X17300018.
- [15] GAD Municipal La Concordia, “Geografía - Datos Generales,” 2016.

- <http://www.laconcordia.gob.ec/laconcordia/index.php/la-ciudad/geografia/datos-generales>.
- [16] Agencia de Regulación y Control de Electricidad, “Estadística Anual y Multianual del Sector Eléctrico Ecuatoriano,” Quito, 2016. [Online]. Available: <https://www.regulacioneolica.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2017/08/Estadística-anual-y-multianual-sector-eléctrico-2016.pdf>.
- [17] Index Mundi, “Aceite de palmiste Precio Mensual - Dólares americanos por tonelada métrica,” 2022. <https://www.indexmundi.com/es/precios-de-mercado/?mercancia=aceite-de-palmiste&meses=60> (accessed Dec. 17, 2022).
- [18] M. K. Gupta, “Chapter 6 - Bleaching,” in *Practical Guide to Vegetable Oil Processing*, Second., 2017, pp. 129–169.
- [19] M. K. Gupta, “Chapter 8 - Deodorization,” in *Practical Guide to Vegetable Oil Processing*, 2017.
- [20] A. Bouaid, R. Vázquez, M. Martinez, and J. Aracil, “Effect of free fatty acids contents on biodiesel quality. Pilot plant studies,” *Fuel*, vol. 174, pp. 54–62, Jun. 2016, doi: 10.1016/J.FUEL.2016.01.018.
- [21] M. K. Gupta, “Refining,” *Pract. Guid. to Veg. Oil Process.*, pp. 79–128, Jan. 2017, doi: 10.1016/B978-1-63067-050-4.00005-2.
- [22] A. A. Abdelmalik, A. P. Abbott, J. C. Fothergill, S. Dodd, and R. C. Harris, “Synthesis of a base-stock for electrical insulating fluid based on palm kernel oil,” *Ind. Crops Prod.*, vol. 33, no. 2, pp. 532–536, 2011, doi: 10.1016/j.indcrop.2010.11.019.
- [23] M. Tabatabaei, M. Aghbashlo, M. Dehghani, and M. Mojarab, “Reactor technologies for biodiesel production and processing: A review,” vol. 74, pp. 239–303, 2019, doi: 10.1016/j.pecs.2019.06.001.
- [24] S. Ab Ghani, N. A. Muhamad, Z. A. Noorden, H. Zainuddin, N. Abu Bakar, and M. A. Talib, “Methods for improving the workability of natural ester insulating oils in power transformer applications: A review,” *Electr. Power Syst. Res.*, vol. 163, pp. 655–667, 2018, doi: 10.1016/j.epsr.2017.10.008.
- [25] D. Gnanasekaran and V. P. Chavidi, *Vegetable Oil based Bio-lubricants and Transformer Fluids*. Springer, 2018.
- [26] M. C. Menkiti, C. M. Agu, P. M. Ejikeme, and O. E. Onyelucheya, “Chemically improved Terminalia catappa L. oil: A possible renewable substitute for conventional mineral transformer oil,” *J. Environ. Chem. Eng.*, vol. 5, no. 1, pp. 1107–1118, 2017, doi: 10.1016/j.jece.2017.01.037.
- [27] Direct Industry, “Static mixer PMQ,” 2023. <https://www.directindustry.com/prod/primix-bv/product-104869-1862344.html>

(accessed Feb. 10, 2023).

- [28] R. R. Hemrajani and G. B. Tatterson, "Mechanically Stirred Vessels," in *Handbook of Industrial Mixing*, no. 1, S. M. K. Edward L. Paul, Victor A. Atiemo-Obeng, Ed. New Jersey: John Wiley & Sons, Ltd, 2003, pp. 345–390.
- [29] S. M. W. James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair, "Mixing and Agitation," in *Chemical Process Equipment (Third Edition)*, vol. 3, no. 3, S. M. W. James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair, Ed. 2012, pp. 277–323.
- [30] S. M. Hall, "Blending and Agitation," *Rules Thumb Chem. Eng.*, pp. 99–124, 2018, doi: 10.1016/b978-0-12-811037-9.00006-0.
- [31] J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair, and S. M. Walas, "Rules of Thumb: Summary," *Chem. Process Equip.*, pp. xi–xvii, Jan. 2012, doi: 10.1016/b978-0-12-372506-6.00008-3.
- [32] R. Sinnott, *Diseño en Ingeniería Química*, Quinta. Barcelona: Editorial Reverté, 2012.
- [33] S. O. Egbuna, U. J. Nwachukwu, C. M. Agu, C. O. Asadu, and B. Okolo, "Production of biolubricant samples from palm kernel oil using different chemical modification approaches," *Eng. Reports*, vol. 3, no. 11, pp. 1–19, 2021, doi: 10.1002/eng2.12422.
- [34] P. Ramasamy, Beemkumar N, G. Subbiah, Y. Devarajan, and R. Mishra, "Exploration of non-edible palm kernel oil as a potential heat transfer fluid for higher temperature applications," *Biomass Convers. Biorefinery*, 2021, doi: 10.1007/s13399-021-02048-x.

8. ANEXOS

8.1 ANEXO A: Nomenclatura

VDO: Aceite dieléctrico vegetal

PKO: Aceite crudo de palmiste

BFD: Diagrama de bloques de proceso

PFD: Diagrama de flujo del proceso.

TIR: Tasa interna de retorno

VAN: Valor actual neto

8.2 ANEXO B: Metodología

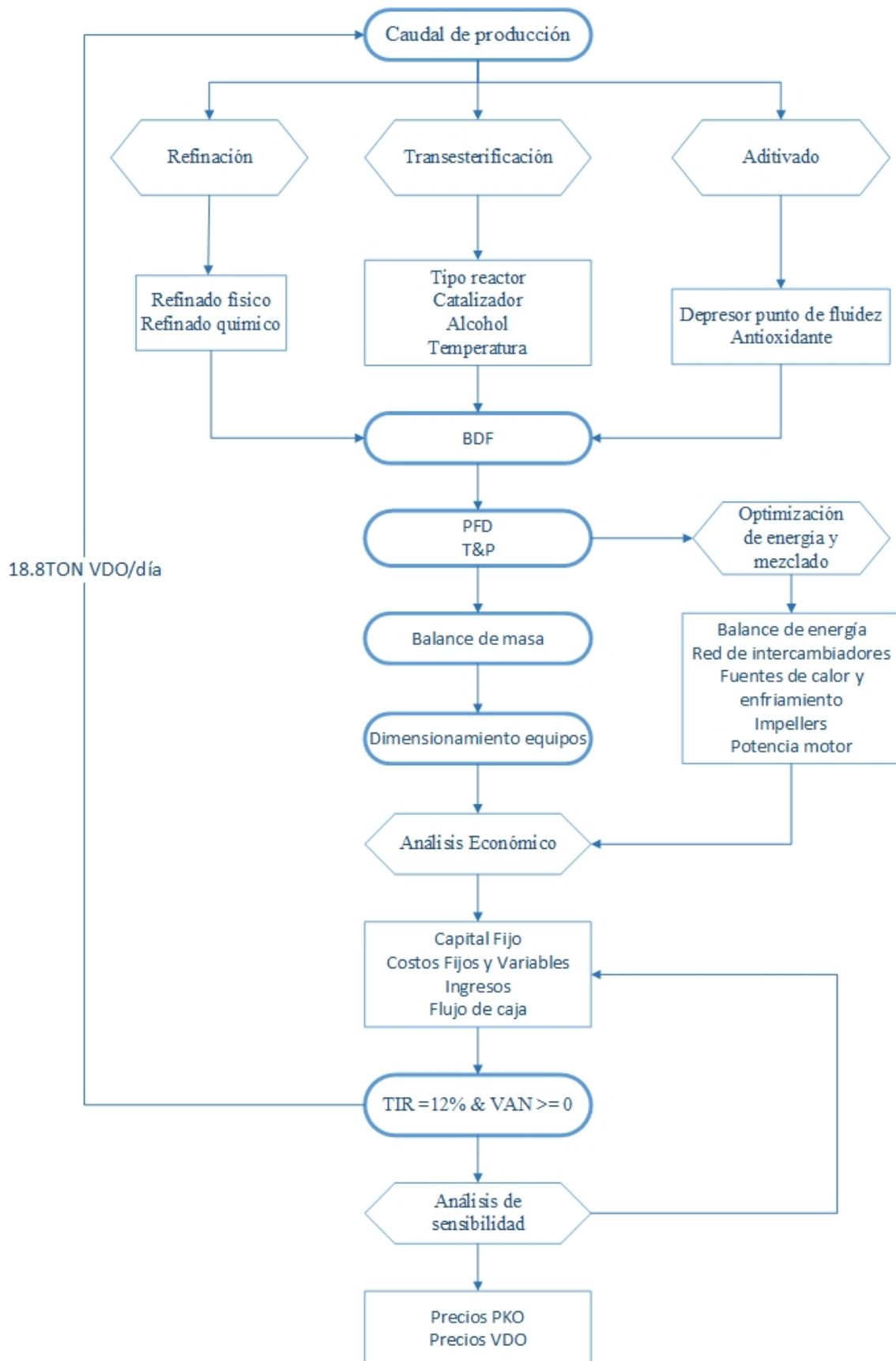
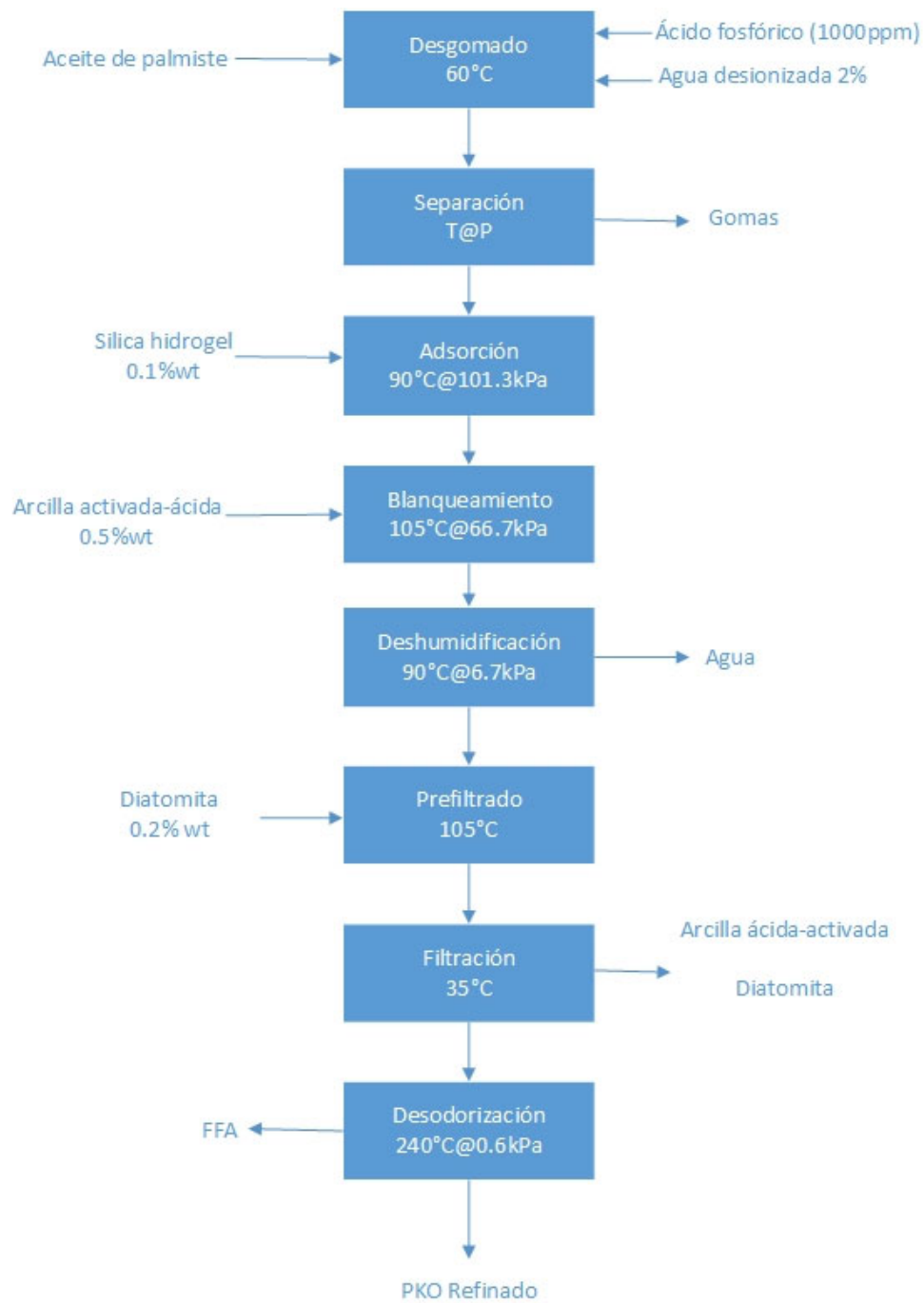


Figura 13. Esquema de Metodología

La Figura 13 resume la metodología utilizada para realizar el proyecto.

- Se estimó un caudal de producción de acuerdo a la necesidad nacional de VDO.
- Se analizó y escogió el proceso para refinar el PKO
- Se analizó y escogió el proceso de transesterificación
- Se analizó y escogió los aditivos
- Se dibujó el BFD definitivo de la planta
- Se dibujo el PFD con las condiciones temperatura y presión de los equipos principales
- Se realizó el balance de masa.
- Se dimensionó los equipos principales
- Se realizó unos análisis económicos
 - Estimando inversiones en capital fijo, capital de trabajo, costes fijos y variables.
 - Realizando un flujo de caja con un TIR del 10%
- El VAN del proyecto es menor que 0 por lo tanto se varió el caudal de producción hasta que el VAN sea 0.
- Los balances de masa y dimensionamiento de equipos se recalcularon.
- Se realizó la optimización de la energía y el mezclado mediante:
 - Balance de energía
 - Red de intercambiadores de calor.
 - Fuentes de calor y enfriamiento
 - Impellers de equipos
 - Cálculo de potencia de motores.
- Se recalculó el análisis económico.
- Se realizó análisis de sensibilidad.

8.3 ANEXO C: Diagrama de bloques del proceso



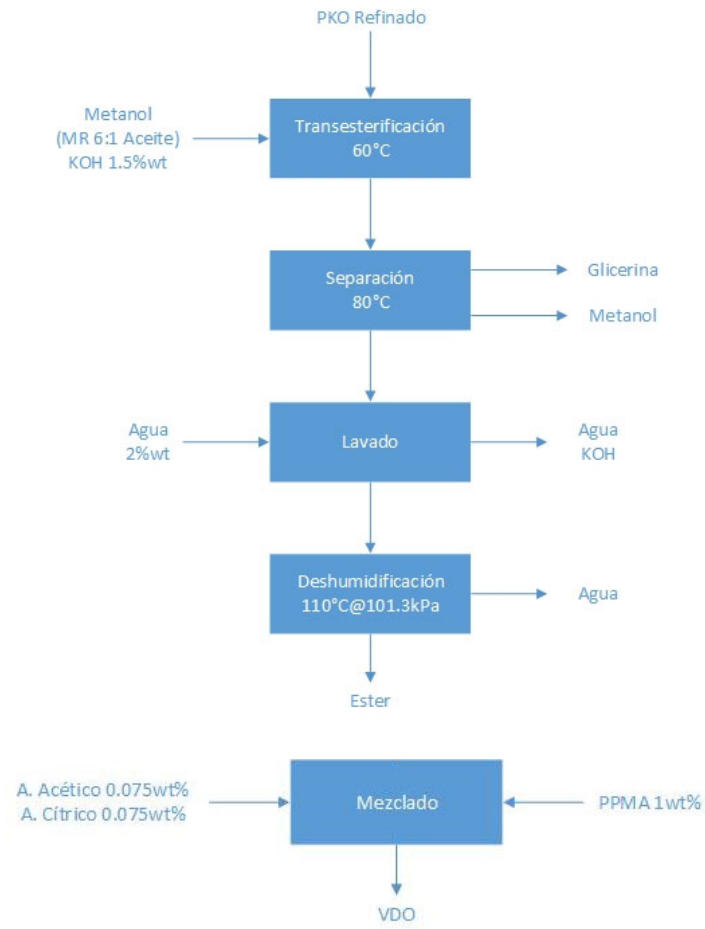


Figura 14. BFD del proceso escogido para obtención de VDO.

8.4 ANEXO D: Propiedades de las materias primas

Peso molecular

El peso molecular del PKO se calculó con la Tabla 1. Composición ácidos grasos PKO con un peso de 236g/mol

Densidad

La densidad fue función de la temperatura para todas las corrientes. Las mezclas se calcularon con la composición másica de la mezcla. Las densidades del PKO se obtuvieron de estudios previos [33].

Viscosidad

La viscosidad fue función de la temperatura. Se obtuvo viscosidades de agua, PKO [33] y VDO. Además, se calculó la viscosidad de las mezclas donde la fracción másica x_i afectaba la mezcla con la ecuación de Kendall-Monroe

(6)

$$\mu_m^{1/3} = \sum_{i=1}^n x_i \mu_i^{1/3}$$

Calor específico (cp)

El calor específico se tomó como una función constante para el calentamiento y enfriamiento de las diferentes mezclas.

Tabla 31. Calores específicos.

Sustancia	cp (kJ/kg.°C)
PKO	2.25 [34]
VDO	2.21

Agua	4.186
Metanol	2.53

8.5 ANEXO E: Materia prima y reactivos

Tabla 32. Materias primas utilizadas en el proceso

	Precio (\$/TM)	Procedencia	Función	Partida Arancelaria
VDO	\$2,652	USA, Corea del Sur	Producto final	2710.19.33.00
PKO	\$1,756	Ecuador	Principal materia prima	1513.21.10.00
PPMA	\$4,600	China	Depresor punto de fluidez	3906.10.00.00
A. Cítrico	\$2,759	China	Antioxidante	2918.14.00.00
A. Acético	\$1,166	Corea del Sur	Antioxidante	2915.21.00.00
Agua	\$5		Agente de lavado	
Hidróxido de potasio (KOH)	\$2,190	China, Corea		2815.20.00.00
Glicerol			Subproducto transesterificación	2905.45.00.00
Metanol	\$657	Trinidad y Tobago	Reactivo transesterificación	2905.11.00.00-
A. Fosfórico	\$2,645	Alemania	Reactivo desgomado	
Sílica	\$1,593	Brasil	Preadorbente	2811.22.10.00
Arcilla	\$1155	China	Adsorbente	2811.22.10.00
Diatomita	\$1113	USA	Prefiltrado	2512.00.00.00

8.6 ANEXO F: Balances de masa

Tabla 33. Balances de masa de cada corriente y componente (2036kg/día)

Línea N° Componente	1	2	3	4	5	6	7	7.1	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Ester																			
PPMA																			
A. Cítrico																			
A. Acético																			
Agua	10.7		10.7	10.7	43.6	54.3	27.2	188.9	27.2	377.7	350.5	188.9	122.8	66.1		66.1	66.1		66.1
KOH																			
Glicerol																			
Metanol																			
Triglicérido	2014		2014	2014		2014			2014	2014		2014		2014		2014	2014		2014
FFA	111.2		111.2	111.2		111.2			111.2	111.2		111.2	11.1	100.0		100.0	100.0		100.0
Fosfolípidos	1.50		1.50	1.50		0.12	0.08	0.04	0.04	0.04									
A. Fosfórico		0.87		0.87															
Gomas						2.25	1.57	0.67	0.67	0.67									
Sílica															22.02	22.02	22.02		22.02
Arcilla																		11.07	5.44
Diatomita																			
Otros	0.07		0.07	0.07		0.07	0.01	0.01	0.06	0.06		0.05		0.05		0.05	0.05		0.05
Temperatura (°C)	24		60	60		60			82	82	82	90	90	90		90	105	24	90
Total (kg/h)	2138	1	2138	2139	44	2182	29	190	2153	2504	351	2314	134	2180	22	2202	2202	11	2214

Línea N° Componete	19	20	21	22	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	23	34	35	36	37
Ester													1985.1			1985.1		1985.1	1985.1
PPMA																			
A. Cítrico																			
A. Acético																			
Agua	52.88	10.58		10.58		10.58		10.58	10.57	0.00					20.44		30.41	30.41	9.98
KOH												39.00	39.00	37.83	1.17	1.17		1.17	
Glicerol													262.0	262.0					
Metanol												547.0	273.5	262.5	10.94	10.94		10.94	
Triglicérido		2014		2014		2014		2014		2014	2014								
FFA	10.00	90.04		90.04		90.04		90.04	89.86	0.18	0.18								
Fosfolípidos																			
A. Fosfórico																			
Gomas																			
Sílica		22.02		22.02	18.72	3.30	3.27	0.03											
Arcilla		5.44		5.44	4.62	0.82	0.81	0.01											
Diatomita			4.29	4.29	3.65	0.64	0.64	0.01											
Otros		0.05		0.05	0.04	0.01	0.01	0.00					40.59	40.59					
Temperatura (°C)	90	90								140	140								
Total (kg/h)	63	2142	4	2147	27	2120	5	2115	100	2014	2014	586	2600	603	33	1997	30	2028	1995

Línea N° Componente	38	39	40	41	42	43
Ester		1985	1985			1985
PPMA					20.36	20.36
A. Cítrico				15.27		15.27
A. Acético				15.27		15.27
Agua	9.98					
KOH						
Glicerol						
Metanol						
Triglicérido						
FFA						
Fosfolípidos						
A. Fosfórico						
Gomas						
Sílica						
Arcilla						
Diatomita						
Otros						
Temperatura (°C)		82	24	24	24	24
Total (kg/h)	10	1985	1985	31	20	2036

8.7 ANEXO G: Equipos

En este anexo se presentan solo resultados de diseño de equipos con caudal de producción de 18.8TM/día

Impellers

Tabla 34. Régimen de flujo de acuerdo a Re

Re	Régimen de Flujo
10	Laminar
10-1000	Transición
10000	Turbulento

Tabla 35. Parámetros y variables para calcular la potencia del motor

Código	Impeller	Densidad (kg/m ³)	Diámetro impeller (m)	Velocidad (rpm)	Viscosidad cinemática (mm ² /s)	Re	Np	Potencia (kW)
R-100	Hydrofoil	890	0.4	110	12.6	25342	0.3	0.02
M-101	6BD	900	0.4	120	5.0	75320	4.4	0.50
M-102	Hydrofoil	920	0.4	80	7.0	33380	0.3	0.01
BL-100	Marino-6BF-6BF	930	0.3	100	7.0	26373	9.1	0.16
M-103	Paravisc	910	1.2	60	45.0	32529	0.3	0.71
R-101	Hydrofoil	890	0.4	120	8.0	49290	4.4	0.54
M-104	6BD	880	0.4	120	8.0	41462	4.4	0.35
M-105	Hydrofoil	920	0.4	100	50.0	5623	0.3	0.01

Secadores

El diámetro del recipiente debe ser lo suficientemente grande como para reducir la velocidad del gas por debajo de la velocidad a la que se depositarán las gotas u_t . Entonces el diámetro mínimo permisible estará dado por D_v

$$u_t = 0.07[(\rho_L - \rho_V)/\rho_v]^{1/2}$$

Donde ρ_L densidad del líquido, ρ_V densidad del gas

$$D_v = \sqrt{\frac{4V_v}{\pi u_s}}$$

Donde V_v flujo volumétrico de vapor, $u_s = 0.15u_t$ cuando se tiene un demister.

El volumen V_r será calculado con el tiempo de permanencia (10 minutos) y el flujo volumétrico del líquido V_l y a partir de esta la altura requerida h_v .

$$V_r = t \times V_l$$

$$h_v = V_r / \pi \frac{D_i^2}{4}$$

El grosor de los tanques cilíndricos que funcionan bajo presión y otras cargas fue calculado con el código ASME BPV

(7)

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2P_i}$$

Donde: P_i presión máxima de operación, D_i diámetro interno, S esfuerzo máximo permisible obtenido de la Figura 15. Esfuerzo máximo permisible.

Los cálculos de todas estas variables se presentan en la Tabla 36

Tabla 36. Cálculos secadores

T (°C)	90
P (kPa)	6.67
Vv [12] (m3/s)	0.03
Vl [13]	0.00084
dL (kg/m3)	720
dv (kg/m3)	1.12
ut	1.77344298
Dv (m)	0.1543934
us (m/s)	1.77344298
Vr (m3)	0.50472676
hv (m)	6.73983099
t (m)	6.6202E-05
Pi (Pa)	103421
Di (m)	0.1543934
S (Pa)	120658253
E	1
t corrosion	0.0025
Grosor t total	0.0025662

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Figura 15. Esfuerzo máximo permisible

Filtros



Features of Leaf Filter

1. Reasonable structure, covering less area.
2. Efficient filtration, higher precision, lower loss of material (no need the filter cloth, filter paper or paper element, but only consume the filter aid)
3. Discharging the slag by automatic vibrating. Easy operation and reduce the labor intensity.
4. The mesh is made of stainless steel. No need to be changed. The production can be continuous.



Model	Filtration Area (M2)	Volume of Filter Tank (L)	Processing Capacity (T/H)		
			Oil	Resin	Drinks
JYBL-2	2	30	0.4---0.6	1--1.5	1--3

Specifications			
Material:	Housing	Stainless Steel 304 and 316L for Choice	
	O-Ring	Silicone, EPDM, etc	
Surface Finish:	Interior/Exterior	Electro polished, Ra≤0.2um	
Connections:	Inlet/Outlet	Tri Clamp	1" to 10" Or as your request
		Flange	
		Thread	
		DIN 11851	
	Vent	¼" female	
	Drain	1" male or as your request	
Lid/Cover Type:	Swing Bolts or Tri Clamp(only for single round)		
Length:	5, 10, 20, 30 40 inch		
Operating Pressure:	Max. 6 bar(87 psi)		
Temperature:	Max. 95 °C (sterilization 150 °C)		
Cartridge Adapter:	220(DOE), 222, 226, etc		
Cartridge Capacity:	1, 3, 5, 7, 8, 9, 10, 12, 15, 20, 24, 30, 36, 45, etc		

Grosor cilindro blanqueador, desodorizador y transesterificador

Se calculó el grosor de los tanques de la Tabla 37 mediante la ecuación (7)

Tabla 37. Cálculos de grosor de tanques cilíndricos

	Blanqueador	Desodorizador	Transesterificador
T (°C)	105	240	82
P (kPa)	66.7	6.67	101325
t (m)	0.000458641	0.00054846	0.000651133
Pi (Pa)	103421	103421	116523.7
Di (m)	1.039039799	0.95001511	1.386220469
S (Pa)	117210874	89631844.8	124105631.3
E	1	1	1
t corrosión (m)	0.003	0.003	0.003
t tot (m)	0.003458641	0.00354846	0.003651133

8.8 Anexo H: Consumo energético

En este anexo se presentan solo resultados con caudal de producción de 18.8TM/día

Balance de energía

Tabla 38. Resultados balance de energía

	1	8	10	11	15	18	22	27	29	31	37	39
Total (kg/día)	19687	19831	3228	21314	20284	20385	19725	19477	18552	5397	18374	18282
CP (kW/°C)	0.76	0.76	0.28	0.88	0.79	0.80	0.80	0.75	0.71	0.23	0.69	0.69
dT (°C)	45	17	62	8	15	-15	-65	215	-158	63	8	-65.00
Q (kW)	34.0	13.0	17.3	7.0	11.9	-12.0	-51.9	160.9	-112.6	14.7	5.5	-44.85

Red de intercambiadores de calor

1. Se escogió las corrientes de la Tabla 38 de las cuales debe extraerse o añadir más calor.
2. Se calculó las temperaturas de intervalo T_{int} con las siguientes ecuaciones

Cold

$$T_{int} = T_{i-f} + \frac{T_{min}}{2}$$

Hot

$$T_{int} = T_{i-f} - \frac{T_{min}}{2}$$

Donde $\frac{T_{min}}{2} = 5^{\circ}\text{C}$. Los resultados se presentan en la Tabla 39.

Tabla 39. Cálculos de temperaturas de intervalo

Corriente	Tipo	Ti	Tf	Tint	Tint	CP
1	Cold	20	65	25	70	0.75641
10	Cold	20	82	25	87	0.27952
22	Hot	90	25	85	20	0.79806
27	Cold	25	240	30	245	0.74835
29	Hot	240	82	235	77	0.7128
39	Hot	90	25	85	20	0.68994

3. Se ordenó las temperaturas de intervalo de mayor a menor sin repetir ninguna como se muestra en la primera fila de la Tabla 40.
4. Se construye un diagrama del intervalo de temperaturas de cada corriente. Por ejemplo, la corriente 1 de 25 a 70°C. (Fila 2-7)
5. Se realiza un balance de energía con cada uno de los intervalos con la ecuación (8). (Fila 2-9).

(8)

$$\Delta H = \left(\sum CP_{hot} - \sum CP_{cold} \right) (T_i - T_{i+1})$$

El resultado del balance se lo observa en la fila 10.

6. Se realiza una cascada de calor restando descendentemente las entalpías de la anterior resta. (Fila 11)
7. El valor de energía más negativo será la cantidad de energía que se deberá proporcionar para que sea suministrada $Q_{in} = -H3 = 13.38kW$ y se realiza nuevamente la cascada de calor. La cantidad de calor que debe ser retirada está en la última columna H9 (Fila 12). $Q_{out} = 10.45kW$.
8. La temperatura de pliegue para las corrientes calientes será la suma de $\frac{T_{min}}{2}$ para las corrientes calientes y la resta de $\frac{T_{min}}{2}$ para las frías.
9. Se realiza el intercambio de calor. Encima del punto de pliegue solo se puede calentar y por debajo solo se puede enfriar. Teniendo en cuenta que los CP fríos deben ser mayores a los CP calientes encima del punto de pliegue y viceversa.

Encima pliegue (9)

$$CP_{hot} \leq CP_{cold}$$

Debajo pliegue (10)

$$CP_{hot} \geq CP_{cold}$$

Tabla 40. Cálculos de entalpías en cada intervalo y calor final añadido

1		245	235	87	85	77	70	30	25	20
2	1							0.76	0.76	
3	10				0.28	0.28	0.28	0.28	0.28	
4	22					-0.80	-0.80	-0.80	-0.80	-0.80
5	27		0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75		
6	29			-0.71	-0.71	-0.71				
7	39					-0.69	-0.69	-0.69	-0.69	-0.69
8		Q _{in}	H1	H2	H3	H4	H5	H6	H8	H9
9	$T_i - T_{i+1}$ (°C)		10	148	2	8	7	40	5	5
10	Q (kW)		7.48	5.26	0.63	-9.38	-3.22	11.85	-2.26	-7.44
11	(kW)		-7.48	-12.75	-13.38	-3.99	-0.77	-12.62	-10.36	-2.92
12	(kW)	13.38	5.89	0.63	0.00	9.38	12.60	0.75	3.01	10.45

10. Se realiza el intercambio de calor entre corrientes por ejemplo entre las corrientes 29-27.

(11)

$$Q_{27} = -Q_{29}$$

$$-Q_{29} = CP_{29}(T_{pinch,hot} - T_{i,29})$$

$$Q_{29} = -\left(\frac{0.71kW}{^{\circ}C}\right)(90 - 240)^{\circ}C = 106.9kW$$

Se calcula la temperatura hasta la que llega la corriente 27 despejando la ecuación (11).

$$CP_{27}(T_{o,27} - T_{pinch,cold}) = Q_{29}$$

$$T_{o,27} = (Q_{29}/CP_{27}) + T_{pinch,cold}$$

$$T_{o,27} = \left(\frac{106.9kW}{\frac{0.75kW}{^{\circ}C}} \right) + 80^{\circ}C = 222.9^{\circ}C$$

11. Como no existen más fuentes para calentar las corrientes frías se procede a la adición de calor. En las corrientes frías para que lleguen a temperatura final. Por ejemplos con la corriente 27. Se necesitará subirla de 222.9°C a 240°C.

$$Q_{in,29} = - \left(\frac{0.71kW}{^{\circ}C} \right) (240 - 222.9)^{\circ}C = 12.8kW$$

Se realiza los mismo con la corriente 10 para calentarla.

12. Se realiza lo mismo debajo del punto de pliegue. Los cálculos se presentan en la Tabla 41.

Tabla 41. Cálculos de intercambio, adición y extracción de calor debajo y encima de los puntos de pliegue

Corriente		240°C	90°C	82°C	80°C	65°C	25°C	20°C	CP	Qin-out
29	Hot	106.9							0.71	5.7
39	Hot					30.3			0.69	3.7
22	Hot				69.0	50.8	26.3		0.80	1.1
1	Cold					34.0			0.76	
10	Cold						16.8		0.28	0.6
27	Cold		222.87		41.2				0.75	12.8

La Figura 12 presenta el resultado final de la red de intercambiadores de calor.

Intercambiadores de calor de placas

Se dimensionó los intercambiadores de calor mediante la ecuación

(12)

$$A = \frac{Q}{F_t \Delta T_{ln} U}$$

Q transferencia de calor, F_t factor de corrección de temperatura, ΔT_{ln} temperatura media logarítmica, y U coeficiente global de transferencia de calor.

Q se determinó en la red de intercambiadores de calor.

La ΔT_{ln} se determina con la siguiente ecuación (13).

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_{h,in} - T_{c,out}) - (T_{h,out} - T_{c,in})}{\ln \frac{(T_{h,in} - T_{c,out})}{(T_{h,out} - T_{c,in})}} \quad (13)$$

El factor de corrección de temperatura se calcula con NTU ecuación (14) y la Figura 16.

$$NTU = \frac{T_{h,in} - T_{h,out}}{\Delta T_{ln}} \quad (14)$$

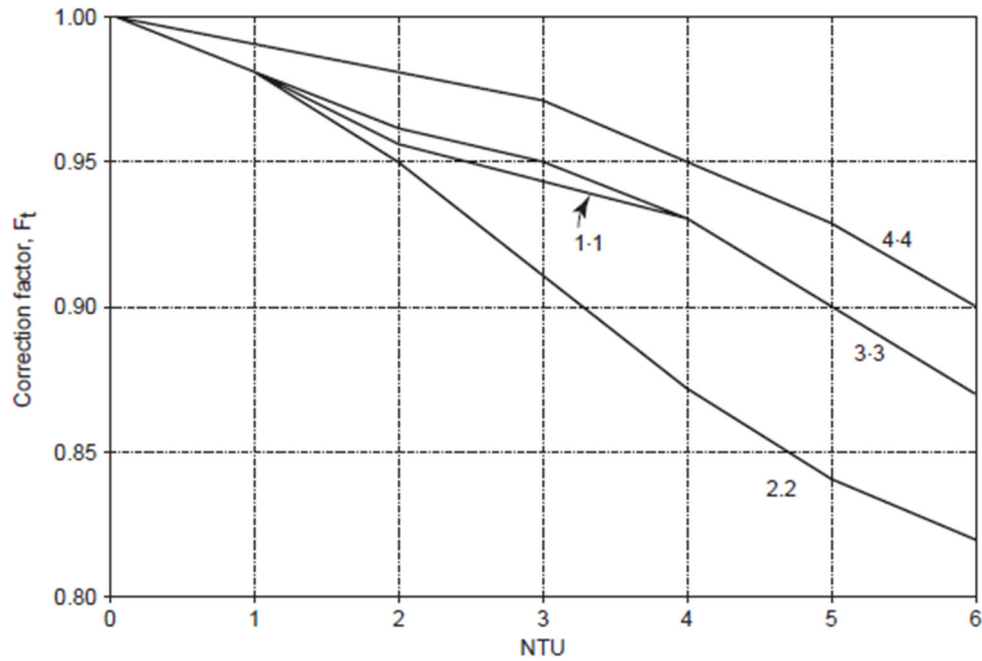


Figura 16. Factor de corrección vs NTU [32]

Los coeficientes globales de transferencia de calor se obtuvieron de Diseño en Química y se muestran en la Figura 17

Gasketed-plate Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	
Light organic	Light organic	2500–5000
Light organic	Viscous organic	250–500
Viscous organic	Viscous organic	100–200
Light organic	Process water	2500–3500
Viscous organic	Process water	250–500
Light organic	Cooling water	2000–4500
Viscous organic	Cooling water	250–450
Condensing steam	Light organic	2500–3500
Condensing steam	Viscous organic	250–500
Process water	Process water	5000–7500
Process water	Cooling water	5000–7000
Dilute aqueous solutions	Cooling water	5000–7000
Condensing steam	Process water	3500–4500

Figura 17. Coeficientes de transferencia global para diferentes sustancias

8.9 Anexo I: Análisis económico

Costos Equipos

Tabla 42. Estimación de costes de equipos 18TM/día

Nombre	Código	a	b	S	n	Ce (\$)	C (\$)
Intercambiador	E-1	1350	180	2.21	0.95	1732.92	4985.47
Mezclador Acido	M-100	500	1030	5.82	0.4	2583.56	9662.52
Desgomador	R-100	15000	990	5.00	1.05	20364.80	58587.97
Centrifugadora	S-100					30000.00	86307.69
Intercambiador	E-2	1350	180	1.11	0.95	1548.21	4454.08
Mezclador Lavado	M-101	15000	990	0.39	1.05	15366.87	44209.29
Secador	D-100	15000	68	214.36	0.85	21516.04	61899.98
Mezclador Silica	M-102	15000	990	0.35	1.05	15324.22	44086.60
Blanqueador	BL-100	15000	68	375.38	0.85	25490.79	73335.04
Secador	D-101	15000	68	214.36	0.85	21516.04	61899.98
Mezclador Diatomita	M-103	15000	990	0.33	1.05	15311.37	44049.64
Filtrador Precubierto	F-100					20000.00	57538.46
Filtrador	F-101					12000.00	34523.08
Intercambiador	E-3	1350	180	6.90	0.95	2477.82	7128.51
Desodorizador	T-100	15000	68	402.45	0.85	26130.47	75175.35
Mezclador Metóxido	M-106						
Transesterificador	R-101	15000	68	352.66	0.85	24948.71	71775.52
Centrifugadora	S-101					30000.00	86307.69
Mezclador Lavado	M-104	15000	990	0.32	1.05	15297.25	44009.02
Secador	D-102	15000	68	214.36	0.85	21516.04	61899.98
Intercambiador	E-4	1350	180	2.67	0.95	1807.45	5199.90
Mezclador aditivos	M-105	15000	990	0.33	1.05	15305.36	44032.35