

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

Estudio de factibilidad de una planta refinadora de glicerina a escala piloto en Ecuador enfocada a cubrir la demanda de la industria jabonera nacional.

Luis Esteban Vela Donoso

Ingeniería química

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito
para la obtención del título de
Ingeniero Químico

Quito, 5 de mayo de 2020

**Universidad San Francisco de Quito
USFQ**

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**HOJA DE CALIFICACIÓN
DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA**

Estudio de factibilidad de implantar una planta piloto refinadora de glicerina en Ecuador, enfocada a cubrir la demanda de la industria jabonera nacional.

Luis Esteban Vela Donoso

Nombre del profesor, Título académico

Juan D. Fonseca, PhD.

Quito, 5 de mayo 2020

DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Nombres y apellidos: Luis Esteban Vela Donoso

Código: 00130028

Cédula de identidad: 1716181845

Lugar y fecha: Quito, mayo de 2020

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UNPUBLISHED DOCUMENT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

Este trabajo estudia la posibilidad de instalar una planta refinadora de glicerina en el parque industrial “El Sauce” en la ciudad de Guayaquil, respondiendo a la necesidad de la industria jabonera nacional sobre la demanda de glicerina para la producción de jabones. Se propone un tratamiento sobre la mezcla denominada “glicerol sucio”, la materia prima principal a partir de la cual se purificará la glicerina; esta mezcla es el producto de las reacciones de transesterificación en los procesos de producción de biodiesel que producen una mezcla de aproximadamente 40% en peso de glicerol que no tiene un valor industrial excepto si es tratada y purificada. Se utilizará la destilación al vacío como procedimiento principal para producir una glicerina del 96.6% de pureza en peso.

Palabras clave: Glicerol, destilación al vacío, glicerol sucio, glicerina USP, purificación.

ABSTRACT

This work studies the possibility of installing a glycerin refining pilot plant in the "El Sauce" industrial park in the city of Guayaquil, responding to the need of the national soap industry regarding the demand for glycerin to produce soaps. The treatment of "dirty glycerol" mixture, which will be the main raw material from which the glycerin will be purified is proposed. This mixture is the product of the transesterification reactions in the biodiesel production processes, which produces a mixture of approximately 40% by weight of glycerol, which does not have an industrial value unless treated and purified. Vacuum distillation is planned to be used as the main procedure to produce a glycerin of 96.6% purity by weight.

Key Words: Glycerol, vacuum distillation, dirty glycerol, glycerin USP, purification.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	12
1.1 Antecedentes	12
1.2 Importancia de la glicerina como materia prima de bienes manufacturados.....	13
1.3 Materia prima del proceso.	14
1.4 Mercado de la glicerina según su grado.....	15
2. BASES DEL DISEÑO.....	16
2.1 Definición y limitaciones del proyecto	16
2.2 Definición de términos y conceptos.....	16
2.3 Descripción de producto	17
2.4 Descripción de materias primas.....	18
2.5 Limitaciones y normas.....	20
3. DETERMINACIÓN DEL CAUDAL DE PRODUCCIÓN EN BASE AL MERCADO NACIONAL. 21	21
3.1 Industria jabonera en Ecuador.....	21
3.2 Información recopilada de empresas	21
3.3 Abastecimiento de glicerina que llega al Ecuador	22
3.4 Producto final.	22
4. DEFINICIÓN DE LA TECNOLOGÍA A UTILIZARSE.....	23
4.1 Vías de tratamiento de la glicerina.....	23
4.2 Ventajas y desventajas de cada proceso	24
4.3 Justificación del proceso seleccionado	25
4.4 Tratamiento.....	26
4.5 Tratamiento de desechos y subproductos.....	30
5. REALIZACIÓN DEL DISEÑO DE LA PLANTA.....	32
5.1 Determinación de la planta.....	32
5.2 Diseño de los equipos	35
5.3 Ubicación de la Planta.....	37
6. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO	38
6.1 Costos del proyecto.....	38
7. CONCLUSIÓN	41

8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	42
9. ANEXOS	45
Anexo A: Ecuaciones para el balance de masa de la reacción de saponificación.....	45
Anexo B: Cantidad y costos reales de Materia prima después del balance de masa.	45
Anexo C: Balance de energía de los equipos principales y costo de electricidad.	47
Anexo D: Subproductos.	48
Anexo E: Bases del diseño de equipos.....	49
Anexo F: Descripción de las corrientes.....	51
Anexo G: Calculo de los costos de producción.....	52
Anexo H: Procedimiento para el cálculo de los costos de los equipos.....	52
Anexo I: Tablas de precio detallado de cada equipo.	53
Anexo J: Estimación del costo ISBL por Método de Hand y por Método Factorial Detallado.....	53
Anexo K: Cálculos del análisis económico.	55

INDICE DE TABLAS

Tabla 1: Materias primas, costos y usos.

Tabla 2: Resumen de la cantidad y el costo de materia prima necesaria por día y mes.

Tabla 3: Ventajas y desventajas de los métodos de refinación de glicerina.

Tabla 4: Ganancia estimada considerando costo de materia prima de cada proceso.

Tabla 5: Nomenclatura de los equipos.

Tabla 6: Balance de masa del proceso de refinación de glicerina.

Tabla 7: Balance de energía de los equipos.

Tabla 8: Diseño de los reactores y tanques del proceso.

Tabla 9: Diseño de los intercambiadores de calor.

Tabla 10: Diseño del filtro rotatorio.

Tabla 11: Diseño de la torre de destilación.

Tabla 12: Costo calculado de los equipos.

Tabla 13: Costos ISBL según Método de Hand y Método factorial Detallado y Costo de Inversión Fija.

Tabla 14: Total de costos y ganancias, tiempo de retorno de la inversión según Método de Hand y Método Factorial Detallado.

Tabla 15: Descripción de las corrientes en el diagrama de flujo.

Tabla 16: Detalle de costos mediante el Método de Sinnott.

Tabla 17: Factor de instalación de Hand para distintos equipos.

Tabla 18: notación de los distintos factores de instalación para el Método Factorial Detallado.

INDICE DE FIGURAS

Figura 1: Estructura molecular de la glicerina.

Figura 2: Diagrama de bloques del proceso de refinación de glicerina.

Figura 3: Diagrama de flujo del proceso de refinación de glicerina.

Figura 4: Simulación en COCO Simulator donde se sacan los datos de la torre de destilación.

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

Desde el año 2007, que el antiguo presidente Rafael Correa inició su mandato, se prometió que el Ecuador se impulsaría desde ser un país que exporta bienes primarios a ser un país productor y exportador de bienes manufacturados con un alto valor agregado. Hasta el día de hoy no puede decirse que este objetivo se ha cumplido; las principales fuentes de ingreso del Ecuador siguen siendo la exportación de bienes primarios como el banano, las rosas, el cacao y el camarón [1]. En el Ecuador existen empresas dedicadas a la producción de bienes manufacturados; el problema de la gran mayoría de éstas es que requieren de importar su materia prima.

Hay una distinción entre la materia prima del sector primario y la materia prima del sector secundario. La primera es la materia prima extraída directamente de la naturaleza, sin ningún tipo de procesado más que su recolección y venta; la del sector secundario es la materia prima que usan las empresas de la industria manufacturera en sus procesos. Debido a que ya ha pasado por algún tipo de procesamiento, esta materia prima secundaria posee un valor agregado.

Una de las materias primas secundarias más versátiles es la glicerina. Este compuesto tiene más de 21.000 usos en una infinidad de industrias tales como la de productos sanitarios, cosmética, tabacalera y de cigarrillo electrónico, de ganado bovino, de lacas y pinturas, de explosivos, farmacéutica, alimenticia, textil, entre otras.

La glicerina es un alcohol de fórmula molecular $C_3H_8O_3$ y tiene la siguiente estructura molecular:

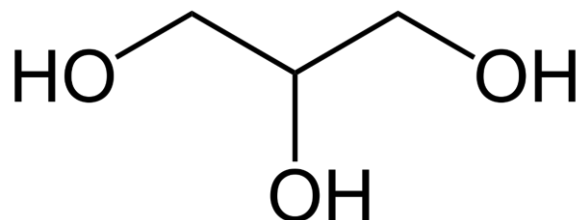


Figura 1: Estructura molecular de la glicerina.

Su consistencia es la de un líquido viscoso e inoloro que tiene propiedades higroscópicas y es de un sabor dulce, al igual que otros polialcoholes. Además se ha visto que la glicerina tiene ciertas características antimicrobianas. Sin embargo, es su propiedad higroscópica la que hace que la glicerina tenga la gran mayoría de usos que se le atribuye, en especial en las industrias cosméticas y de productos sanitarios, ya que es demostrado que la glicerina humecta y repara la piel.

1.2 Importancia de la glicerina como materia prima de bienes manufacturados.

Las industrias jabonera y de productos sanitarios son aquellas donde la glicerina tiene mayor utilización. Los jabones tienen el objetivo de eliminar las suciedades de la piel; aparte deben hacer que tras usarlo tenga un buen olor y que no lastime a la piel. Debido a ciertos compuestos como el triclosán que se encuentran en algunos jabones, en especial los antibacteriales, estos pueden llegar a lastimar e irritar la piel si su uso es excesivo [2]. La glicerina humidifica las manos y evita que éstas se lastimen, debido a esto muchos de los jabones de marcas reconocidas indican el porcentaje de glicerina que contienen.

En América Latina la industria de productos sanitarios está muy desarrollada. Los tres países con más industria nacional en su territorio son México, Brasil y Colombia. Estos

tres países son los principales productores de productos de sanitarios y de aseo personal en el continente. Al ser un país limítrofe con Colombia, Ecuador es vecino de uno de los países más competitivos en la industria de productos sanitarios y de aseo personal a nivel regional. Ante esto, la necesidad de una fuente de materia prima para este tipo de mercado no solo es una necesidad a nivel nacional, sino también una posible oportunidad de establecer una relación de proveedor para la manufactura de estas industrias.

1.3 Materia prima del proceso.

La obtención de la glicerina se puede realizar principalmente de dos maneras: ya sea mediante la saponificación de grasas o mediante el proceso de transesterificación. En el primer caso se obtiene glicerol como un subproducto de la producción de jabones; en el segundo caso se obtiene como un subproducto de la producción de biodiesel.

En el Ecuador no hay plantas productoras de jabón que produzcan mediante un proceso de saponificación. Sin embargo, desde hace algún tiempo en el Ecuador se ha estado dando especial importancia a la producción de biodiesel.

Desde el año 2010 el gobierno del Ecuador ha puesto especial importancia en la producción de una gasolina más amigable con el medio ambiente; por eso, en tal año empezó la producción de la gasolina “Ecopaís”, la misma que consiste en una mezcla del 95% de gasolina común y un 5% de biodiesel. Desde ese año, se propuso la producción y distribución de 1 millón de galones diarios de la gasolina Ecopaís a lo largo del territorio nacional. Se sabe que de la producción total del biodiesel se obtiene un 10% en masa de una mezcla de “glicerol sucio” [3]; aplicado al caso de Ecopaís, implica que cada mes se produce un total de 500,000 kg de mezcla de glicerol sucio.

Otro caso es el caso de la empresa “La Fabril”, que en el año 2012 estableció dos plantas productoras de biodiesel con una capacidad de producción total de 12.000 toneladas al mes. Esto implica una producción de más de 1.2 millones de kg de mezcla de glicerol sucio mensuales.

Es a partir de estas mezclas de glicerol sucio obtenidas como subproducto en la producción de biodiesel que se plantea obtener la materia prima para la refinación y producción de glicerina que propone este proyecto.

1.4 Mercado de la glicerina según su grado.

Para definir bien cuál es el producto que se debe proveer como materia prima a la industria de bienes sanitarios y aseo personal, se deben conocer los distintos tipos de glicerina.

Glicerol crudo: Se refiere a una glicerina con un grado de pureza entre 70-90% en peso de glicerol. [4]

Glicerina grado técnico: Glicerina con una pureza entre el 90-95% en peso de glicerol. [4]

Glicerina USP: Glicerina con una pureza superior a 95% en peso de glicerol. [4]

Por lo general el glicerol crudo se usa en industrias que producen productos que no tienen contacto directo con las personas, como la industria de fertilizantes o de lacas y pintura. La glicerina de grado técnico se puede utilizar en productos como los de la industria de bienes sanitarios, donde sí hay un contacto directo del producto con el usuario. La glicerina USP, es el más alto nivel de pureza de este producto, se utiliza para productos farmacéuticos y en la industria alimenticia, donde el usuario ingerirá productos que contengan glicerina.

2. BASES DEL DISEÑO

2.1 Definición y limitaciones del proyecto

Este proyecto busca la posibilidad de implantar una planta refinadora de glicerol a escala piloto y analizar su factibilidad económica. Para ello se considerará únicamente cubrir la demanda del sector de la industria jabonera nacional para definir el caudal de producción.

La mayor limitación dentro del proyecto será el tipo de información requerida. Específicamente para el análisis de costos se tendrá que realizar cambios en los precios acomodando a la fecha y lugar actual (Ecuador, 2020); para ello se requerirán índices y demás información que deberá ser pagada para poder obtenerse. Por lo tanto, se trabajará con los índices e información disponible para poder hacer los ajustes tanto económicos como de diseño de los equipos.

2.2 Definición de términos y conceptos

Glicerol: Alcohol con tres grupos hidroxilos, su fórmula molecular es $C_3H_8O_3$.

Glicerina: Se refiere al producto de la refinación de la corriente de glicerol sucio con un grado de pureza apto para su comercialización.

Glicerol sucio: Materia prima que sale de los procesos de producción de biodiesel mediante transesterificación de grasas. Es glicerol que no ha sido sometido a ningún tipo de tratamiento; es la materia prima a partir de la cual se obtendrá la glicerina purificada.

Glicerol crudo: Glicerina con un grado de pureza entre 70-90% en peso de glicerol.

[5]

Glicerina grado técnico: Glicerina con una pureza entre el 90-95% en peso de glicerol.

[5]

Glicerina USP: Glicerina con una pureza superior a 95% en peso de glicerol. [5]

Pretratamiento: Primera sección del proceso de purificación en donde se refina el glicerol sucio hasta un glicerol crudo.

Purificación: Segunda sección del proceso, que inicia con la destilación del glicerol crudo y finaliza enfriando la muestra del producto; al finalizar esta sección se obtiene la glicerina USP.

Fase orgánica: Mezcla de ácidos carboxílicos separadas por decantación de la corriente principal.

Fase de glicerol: Mezcla separada de la fase orgánica en donde se encuentra el glicerol que será refinado.

Jabón: Producto de la reacción de saponificación, donde un ácido carboxílico esta anexado a un metal proveniente de la base utilizada en dicha reacción.

2.3 Descripción de producto

El producto propuesto en este trabajo es un caudal de glicerina USP. Una vez instalada la planta se tendrá la capacidad para producir 10,000kg de glicerina USP al mes. Esto se obtendrá produciendo 343kg de glicerina USP diarios.

Aparte de la glicerina USP se obtendrán principalmente 3 subproductos mayoritarios: metanol, una fase orgánica que consta de ácidos carboxílicos y cloruro de potasio. Por cada

343kg de Glicerina USP producida al día, se obtendrá diariamente 709kg de metanol, 478kg de fase orgánica y 150kg de sal cloruro de potasio.

El metanol recuperado se puede aprovechar de dos maneras: recirculándolo nuevamente al proceso como materia prima o vendiéndolo como subproducto. El método de recuperación de metanol, evaporación al vacío, permite que se lo extraiga con una pureza del 99% [9], así que se lo venderá como un subproducto del proceso.

Las sales de cloruro de potasio se las tratará igualmente como un subproducto que se venderá, dado que este compuesto es requerido para el uso de fertilizantes de suelos y es adquirido como materia prima para la fabricación de éstos.

La fase orgánica se tratará como un desecho, debido a que no se conoce con precisión que tipo de ácidos se obtendrán una vez separada la fase orgánica. Esto es porque el glicerol sucio, al ser una sustancia tan heterogénea, presenta una dificultad al caracterizar los tipos de triglicéridos que contiene.

2.4 Descripción de materias primas

Las materias primas utilizadas en este proceso y sus usos se detallan en la tabla 1 a continuación.

Tabla 1: Materias primas: costos y usos.

Reactivo	Uso	Costo de producir 1kg de G.USP (\$)	Costo de producir un barril (277.8kg) (\$)
<i>"Glicerol Sucio"</i>	Materia prima principal. Esta será la mezcla que refinaremos hasta obtener glicerina USP.	0.20	56.08
<i>Metanol</i>	Dilución de reactivos.	0.21	58.88
<i>Hidróxido de Potasio 99%</i>	Componente básico para la reacción de saponificación.	0.12	33.65
<i>Ácido Clorhídrico 35%</i>	Componente ácido para la reacción de neutralización.	0.05	15.14
<i>Carbón Activado</i>	Adsorbente en el proceso de adsorción de color e impurezas.	0.06	17.16
<i>Agua</i>	Disolvente y refrigerante	0.01	3.43
		0.65	184.34

Para producir 10,000kg de glicerina USP al mes, se deben producir diariamente 343kg de glicerina diarios. Conociendo eso, la tabla 2 muestra las cantidades y costos de materia prima necesarias para tener una producción diaria de 343kg y una producción mensual de 10,000kg de glicerina USP.

Tabla 2: Resumen de la cantidad y el costo de materia prima necesaria por día y por mes.

Reactivo	Cantidad necesaria para un día de producción (kg)	Promedio de precios para producir 333.33kg de glicerina USP (\$)	Cantidad necesaria para un mes de producción (kg)	Promedio de precios para producir 10000kg de glicerina USP (USP) (\$)
"Glicerol Sucio"	674.00	67.40	20220.00	2022.06
Metanol	709.04	106.16	21271.20	3184.75
Hidróxido de Potasio 99%	135.00	47.18	4050.00	1415.44
Ácido Clorhídrico 35%	199.08	22.04	5972.40	661.21
Agua	1850	3.432	55,500.00	102.96
Electricidad	78.63 (kWh)	5.02	2,358.90 (kWh)	150.73
			Total costo MP	7,537.16

2.5 Limitaciones y normas.

Normas y legislación.

Las leyes nacionales respecto al uso de químicos influyen en la compra de los reactivos a utilizar. Según el artículo 149, 79 y 80 de la Normativa Ambiental No.061 existen algunos reactivos que se usan en este trabajo que hay que tomar en consideración. [6]

- El metanol es considerado una sustancia química peligrosa.
- El ácido clorhídrico es considerado una sustancia química peligrosa.
- Aparte de esto, la SETED (Secretaría Técnica de Drogas) regulan la compra de ácido clorhídrico y de hidróxido de potasio.

Para el metanol, ácido clorhídrico e hidróxido de potasio se requeriría un permiso especial emitido por el gobierno para poder importar estos reactivos sin que haya problemas.

3. DETERMINACIÓN DEL CAUDAL DE PRODUCCIÓN EN BASE AL MERCADO

NACIONAL.

3.1 Industria jabonera en Ecuador

La industria jabonera en Ecuador es una de las industrias más establecidas a nivel nacional. Según Fernando Sáenz, presidente financiero de Corporación La Favorita, las perchas de jabones de todos los Supermaxis y Megamaxis tienen un 75% de producto fijo, siendo el otro 25% de productos para marcas nuevas o para productos de tipo artesanales.

Varios de los productos de esta industria no son producidos dentro del territorio nacional, sino que son importados y únicamente distribuidos a escala nacional. A pesar de esto, existen varias empresas nacionales que si producen sus jabones dentro del país.

Actualmente dentro del territorio ecuatoriano existen más de 40 empresas oficiales dedicadas como actividad económica principal a la producción de jabones y un sinnúmero de productores artesanales; todos ellos requieren glicerina en menor o mayor cantidad para su producción. [7]

3.2 Información recopilada de empresas

Para la obtención de la información necesaria para estimar un caudal de producción se realizaron entrevistas a varios empresarios de empresas jaboneras. El promedio de los resultados indica que las empresas adquieren mensualmente 292 kilogramos de glicerina al mes, y la forma más común de venta es en barriles de 220 litros de glicerina, que equivaldría a que un barril pese 277 kilogramos.

El grado más común adquirido por las empresas para la compra de glicerina es el USP e incluso grado alimenticio. En el Ecuador actualmente existe una empresa dedicada a la refinación y comercialización de glicerina; sin embargo, el grado de pureza que esta empresa ofrece es de alrededor de 80-85% en peso de glicerina, lo cual corresponde a una glicerina cruda, no eficiente ni apta para satisfacer las necesidades de las empresas jaboneras. El hecho de que exista una planta refinadora en el Ecuador, indica que es posible refinar la glicerina al grado necesario para satisfacer a la industria jabonera nacional, únicamente se debe mejorar procesos y tecnologías para aumentar el grado del producto final.

3.3 Abastecimiento de glicerina que llega al Ecuador

La opción por la que optan las empresas nacionales para abastecerse de glicerina es mediante la compra de glicerina importada y distribuida por empresas dentro del país. Las dos distribuidoras de las cuales la mayoría de las empresas compran la glicerina son Dissan y Quimatec. Estas empresas importan la glicerina desde Brasil, y al contrario de la glicerina nacional, esta sí cumple con los parámetros de pureza necesarios para las empresas de jabones.

El producto que se adquiere a través de Disan y Quimatec es glicerina de grado USP, en su mayoría, y justamente en la presentación de barriles de 220 litros. Actualmente, es mediante la importación y distribución de glicerina importada que se abastece a la industria jabonera nacional de glicerina para la elaboración de sus productos.

3.4 Producto final.

El objetivo de este proyecto es cubrir la demanda nacional de glicerina para suplir la industria jabonera nacional. Para ello, se ha propuesto un caudal de producción de 10,000kg

de glicerina de grado USP mensual, lo que será distribuida en barriles de 220 litros. Esto da una producción de 36 barriles de glicerina USP al mes.

El precio que se ha establecido, tomando en cuenta la comparación con el de la competencia internacional es de \$2.00 por kilogramo de glicerina USP. Eso equivale a que cada barril de glicerina USP será vendido en 554.40\$. Esto debería cubrir de cierta manera la demanda nacional de la gran mayoría de las empresas jaboneras establecidas dentro del país.

4. DEFINICIÓN DE LA TECNOLOGÍA A UTILIZARSE

4.1 Vías de tratamiento de la glicerina

Varios estudios se han realizado respecto al tratamiento del “glicerol sucio” proveniente como subproducto del proceso de transesterificación de biodiesel. Distintos tratamientos, procesos y tecnologías para poder procesar este residuo y transformarlo en un producto de valor agregado. Los siguientes son los más relevantes.

Extracción liquido-liquido con solventes orgánicos

En este proceso se plantea la purificación del glicerol sucio mediante unas series de extracciones liquido-liquido con solventes orgánicos. La mezcla de glicerol sucio pasa primero por una extracción con éter de petróleo en donde volúmenes similares de mezcla y de solvente interactúan para que se remueva la primera tanda de impurezas. Posteriormente la mezcla pasará por una segunda extracción liquido-liquido con una solución de tolueno, de igual manera a volúmenes similares. Una vez que acabado este proceso se limpia la mezcla mediante carbón activado para obtener el producto final. [3]

Purificación mediante filtración por membranas

Consiste en una purificación mediante procesos fisicoquímicos; esto incluye un proceso de saponificación, seguido de un proceso de acidificación, decantación del producto y posteriormente neutralización.

Llegado a este punto se tendría una pureza que permite la filtración por una membrana a 60°C y 375KPa. Después de esta filtración se evapora el agua junto con el metanol y posteriormente la mezcla pasa a una limpieza con carbón activado. [8]

Purificación mediante destilación al vacío

Es la manera tradicional en la que se refina la glicerina a nivel industrial. Consiste en introducir a una torre de destilación al vacío una mezcla de glicerol crudo a una temperatura de 120-126°C para producir glicerina con un alto nivel de pureza [9]. La presión al vacío será entre 4×10^{-1} y 4×10^{-2} mbar.

4.2 Ventajas y desventajas de cada proceso

A continuación, se presenta una tabla que resume las ventajas y desventajas de cada uno de los procesos mencionados anteriormente.

Tabla 3: Ventajas y desventajas de los métodos de refinación de glicerina.

<i>Técnica</i>	<i>Ventajas</i>	<i>Desventajas</i>
<i>Destilación al vacío</i>	Producto de elevada pureza.	Requiere alta cantidad de energía.
	No requiere de muchos reactivos.	Difícil escalamiento.
	Método estándar establecido en la industria.	Mantenimiento y limpieza constante. La corriente de ingreso será glicerina cruda.
<i>Filtración por membrana</i>	No requiere de mucha energía.	Mayor cantidad de reactivos. No es un proceso óptimo a gran escala.
	Operaciones unitarias sencillas.	Proceso limitado por la filtración por membrana.
		Vida útil de las membranas limitada.

		No existe bibliografía sobre su aplicación industrial.
Extracción líquido-líquido	Poco requerimiento energético en comparación a los otros procesos.	Reactivos de alto costos.
	Genera un producto de alto grado de pureza.	Uso de reactivos peligrosos.

[3] [8]

4.3 Justificación del proceso seleccionado

Para este trabajo se seleccionó el proceso de destilación al vacío para refinar la corriente de glicerol sucio. Un breve análisis económico de los tres diferentes procedimientos mencionados anteriormente demuestra la rentabilidad del proceso frente a los otros dos.

Para este análisis lo que se realizó fue establecer un precio fijo de venta al producto, el cual fue de \$2 el kilogramo de glicerina USP, y en base a esto analizar la ganancia que se obtendría si únicamente restáramos el valor de obtener la materia prima para cada tratamiento. Los resultados fueron los siguientes:

Tabla 4: Ganancia estimada considerando costo de materia prima de cada proceso.

	Destilación al Vacío	Filtración por Membranas	Extracción Líquido-Líquido
Reactivos a usar	Metanol, KOH, HCl	Metanol, KOH, NaOH, HCl, Eter de Petróleo, carbón activado	Eter de petróleo, Tolueno
Costo de reactivos por kg de glicerina refinada	0.93 – 1.42 \$	2.02-2.85 \$	2.72\$
Costo de reactivos por barril	257.78 – 393.62 \$	559.94-790.02 \$	755.34\$
Ganancia con precio de \$2/kg por barril (277.7kg)	147.14 – 282.97 \$	(-5.54) – (-235.62) \$	-199.94\$

La primera sección, también conocida como pretratamiento, es la sección donde se realizan todas las reacciones químicas del proceso; entre éstas se encuentran una reacción de saponificación y una reacción de neutralización. El objetivo de este pretratamiento es la de convertir el glicerol sucio en glicerol crudo mediante eliminar impurezas, recuperar y separar todos los elementos posibles que están presentes en la corriente de glicerol sucio de nuestro glicerol crudo. Este pretratamiento termina con la separación de una fase orgánica de la fase de interés, que será la que ingrese a la torre de destilación para pasar al proceso de purificación.

Pretratamiento

Saponificación

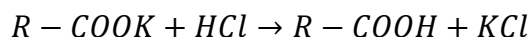
La primera reacción que ocurre es la de saponificación, que convertirá los triglicéridos presentes en la corriente de glicerol sucio en jabón y en más glicerol. Para esto se requiere una reacción con una base fuerte, en este caso hidróxido de potasio. Por cada mol de triglicérido que reaccione con tres moles de base, se producirán un mol de glicerol y tres moles de jabón.

Un inconveniente es que no se puede saber con exactitud qué tipo de triglicéridos están presente en la mezcla de glicerol sucio, esto hace que no conozcamos su peso molar. Sin embargo, se asumirá en este trabajo una masa molar promedio de los triglicéridos de 502.57 g/mol [10]. El mismo problema surge con los jabones, sin embargo, realizando un balance de masa de la reacción de saponificación sabremos que la masa molar que tomarán los jabones es de 236.00 g/mol.

Neutralización

El siguiente paso es el proceso de neutralización. En este proceso se busca bajar el pH de la mezcla añadiendo ácido clorhídrico. El objetivo al neutralizar la mezcla es generar una reacción en los jabones, para que estos al reaccionar se conviertan en ácidos carboxílicos y sales inorgánicas.

Se generarán ácidos carboxílicos y sal inorgánica a partir de los jabones. La sal será cloruro de potasio (KCl); esto se da debido a la reacción entre el hidróxido de potasio (KOH) y el ácido clorhídrico (HCl) para generar la sal.



Ecuación 1: Reacción de neutralización presente en el proceso.

Filtración de sales

A partir de este punto no se realizarán más reacciones químicas. Tanto los procedimientos restantes del pretratamiento como los procesos de la sección de purificación se dan mediante procesos de separación físicos.

Después de la neutralización ocurre la filtración de las sales inorgánicas formadas en la etapa anterior; dicha sal será cloruro de potasio (KCl). Una vez filtradas las sales y separadas de la mezcla se tendrá la corriente de cloruro de potasio y la mezcla sin sales que continuará el proceso.

Evaporación

La mezcla, una vez filtradas las sales, pasa a un proceso de evaporación de metanol donde lo que se busca es recuperar el metanol utilizado en la dilución de la mezcla inicial de

glicerol sucio. Una vez evaporado el metanol, se tendrá una corriente de metanol de la misma pureza con la que se diluyó el glicerol sucio y otra corriente que será la mezcla sin éste.

Separación de Fase Orgánica y Fase de Glicerol

Una vez evaporado y separado el metanol de la mezcla se realiza la separación de fases. Esta operación consiste en dejar la mezcla en reposo en un tanque decantador. Una vez pasado un tiempo la mezcla se separará en dos fases: una fase orgánica pesada y una fase de glicerol ligera.

La fase orgánica pesada, de mayor densidad, se asentará al fondo del tanque mientras que la fase que contiene el glicerol se mantendrá en la parte superior del tanque de decantación por su menor densidad. Una vez que mediante la fuerza gravitatoria se separen estas dos fases, se decantará la fase orgánica como un residuo, mientras que la fase de glicerol será la fase que continúe el proceso de purificación.

Al finalizar esta operación se termina la sección del pretratamiento y se procede con la segunda sección del proceso que será sección de purificación.

Purificación

Destilación al vacío

Una vez separadas las fases en el equipo decantador, la fase de glicerol ingresa a la torre de destilación, al momento de entrar la mezcla ya tiene la pureza necesaria para ser glicerol crudo. Una vez destilada la fase de glicerol el producto de dicha operación será una corriente de glicerina de grado USP aproximadamente del 96.7% [9].

Esta torre de destilación estará al vacío, con una presión entre 4×10^{-1} y 4×10^{-2} mbar de presión y operará en un rango de temperaturas entre 120°C y 126°C. Se

trabaja en este rango de temperaturas ya que si al glicerol se lo somete a una temperatura mayor a 200°C, este empieza a degradarse [9]; generar vacío en la torre de destilación reduce la temperatura necesaria para separar las fases mediante destilación y por tanto se evita llegar a una temperatura en donde esto ocurra [11].

Enfriamiento

Por último, la corriente que sale de la torre de destilación ingresa a un intercambiador en donde se enfriará el producto hasta una temperatura manejable de 25°C.

4.5 Tratamiento de desechos y subproductos

En este proceso de refinación se obtendrán tres diferentes subproductos: cloruro de potasio, metanol y una fase orgánica compuesta en su mayoría de ácidos carboxílicos. El primero es obtenido por la filtración de la salida del reactor de neutralización, el metanol es recuperado en la fase de evaporación y la fase orgánica se obtiene como producto de la decantación de la fase de glicerol en el tanque de decantado.

Como se mencionó en secciones anteriores, las leyes nacionales no implican un impedimento al momento de tratar con los subproductos obtenidos. Por este motivo se puede aprovechar económicamente de éstos.

Cloruro de Potasio

No tendrá una pureza suficiente para ser vendido como reactivo de laboratorio o para usos en donde requiera una alta pureza. Sin embargo, el cloruro de potasio es un importante ingrediente en los abonos y fertilizantes de suelos; así que a este subproducto se lo venderá justamente a empresas de la industria de producción de fertilizantes.

Metanol

Debido al método de evaporación utilizado para recuperar el metanol, este es recuperado con la misma pureza con la que entró al proceso [9], gracias a esto el metanol puede ser vendido como un producto con una pureza del 99%.

Fase orgánica

La fase orgánica que se obtiene tras la decantación de la mezcla que entra al tanque decantador, será en gran mayoría compuestos de ácidos carboxílicos, el problema es que no se puede conocer con exactitud que ácidos carboxílicos son los que están presentes, debido a la heterogeneidad del glicerol sucio.

Para poder conocer los compuestos presentes en esta fase, se tendría que saber que compuestos se obtienen en la mezcla de glicerol sucio al salir del proceso de producción de biodiesel. Sin embargo, el glicerol sucio es muy heterogéneo y eso dificulta la categorización de compuestos.

Dado que no podemos asegurar con certeza cual es la composición exacta de la fase orgánica, ésta será tratada como un desecho.

Desecho de la fase orgánica

Una opción para el tratamiento de la fase orgánica será la de desecharla por el sistema de alcantarillado. Para que esto ocurra sin que exista un peligro tanto para las tuberías ni para el medio ambiente a donde vaya a parar, se diluirá en una enorme cantidad de agua para que de esta manera el desecho eliminado tenga muy poca concentración acida. Se diluirá la fase orgánica en una relación másica de 3:1 en agua para poder ser desechada al alcantarillado sin riesgo alguno.

5. REALIZACIÓN DEL DISEÑO DE LA PLANTA.

5.1 Determinación de la planta

El siguiente diagrama de flujo demuestra el proceso más a detalle.

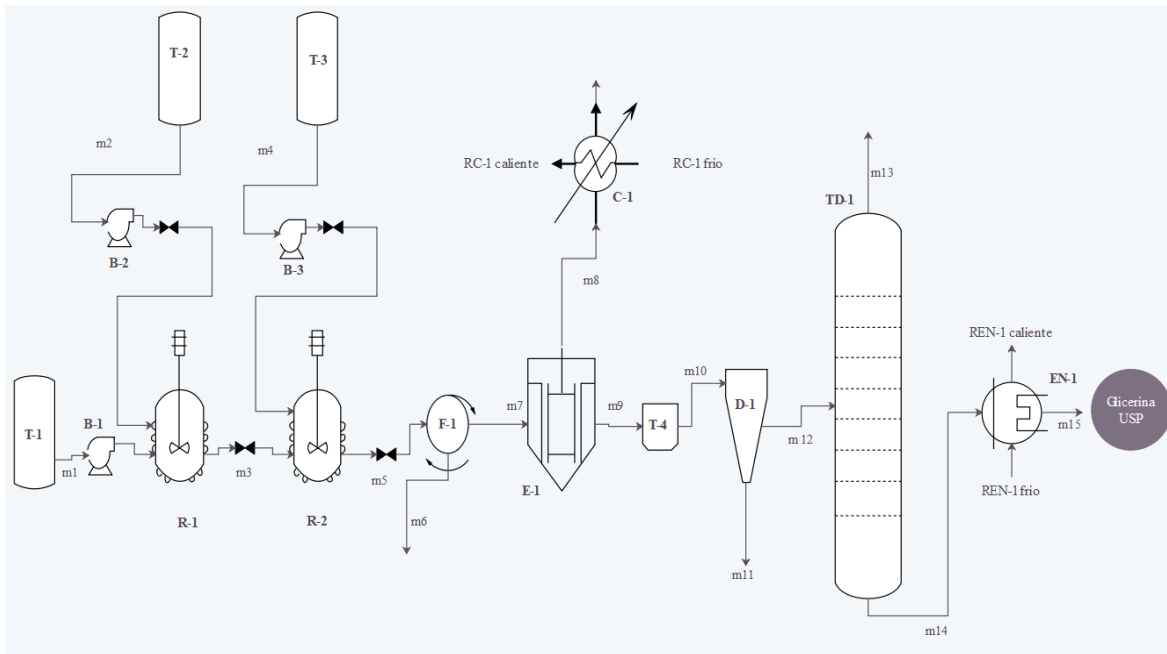


Figura 3: Diagrama de flujo del proceso de refinación de glicerina.

La siguiente tabla muestra el nombre y nomenclatura de cada equipo.

Tabla 5: Nomenclatura de los equipos.

Nomenclatura	Equipo
T-1	Tanque de almacenamiento de glicerol sucio.
T-2	Tanque de almacenamiento de KOH.
T-3	Tanque de almacenamiento HCl.
T-4	Tanque de enfriamiento.
R-1	Reactor de saponificación.
R-2	Reactor de neutralización.
F-1	Filtro de tambor rotatorio al vacío.
E-1	Evaporador de metanol.
C-1	Condensador de metanol.
D-1	Tanque decantador.

TD-1	Torre de destilación.
EN-1	Enfriador.
B-1	Bomba de glicerol sucio
B-2	Bomba de KOH + Metanol
B-3	Bomba de Ácido Clorhídrico

Balance de Masa

Una vez obtenido el diagrama de flujo se pudo realizar el balance de masa en cada una de las corrientes. A continuación, se muestra el resultado del balance de masa.

Tabla 6: Balance de masa del proceso de refinación de glicerina, del proceso mostrado en el diagrama de flujo.

Corriente	Flujo másico (kg/día)	Composición	Fracción másica
m1	894.23	Metanol	0.2063
		Glicerol	0.3175
		Triglicéridos	0.4762
m2	668.80	Metanol	0.7981
		KOH	0.2019
m3	1,517.89	Metanol	0.4671
		Glicerol	0.2185
		Jabón	0.3144
m4	199.08	HCl	0.3501
		H ₂ O	0.6499
m5	1,716.96	Metanol	0.4130
		Glicerol	0.1932
		H ₂ O	0.0754
		SAL (KCl)	0.0878
		RCOOH	0.2307
m6	150.70	SAL (KCl)	1.0000
m7	1,566.26	Glicerol	0.2118
		H ₂ O	0.0826
		Metanol	0.4527
		RCOOH	0.2529
m8	709.04	Metanol	1.0000

m9	857.22	Glicerol	0.3869
		H ₂ O	0.1509
		RCOOH	0.4622
m10	857.22	Glicerol	0.3869
		H ₂ O	0.4622
		RCOOH	0.4622
m11	478.18	H ₂ O	0.1715
		RCOOH	0.8285
m12	379.05	Glicerol	0.8750
		H ₂ O	0.1250
m13	35.71	H ₂ O	1.0000
m14	343.34	Glicerol	0.9660
		H ₂ O	0.0340
m15	343.34	Glicerol	0.9660
		H ₂ O	0.0340
RC-1 frío	585.20	H ₂ O	1.0000
RC-1 caliente	585.20	H ₂ O	1.0000
REN-1 frío	204.72	H ₂ O	1.0000
REN-1 caliente	204.72	H ₂ O	1.0000

Balace de Energía

En el balance de energía hay que diferenciar dos posibles casos en relación a lo que ocurre con el equipo. El primer caso es que el equipo requiera energía para poder calentar la muestra o cumplir con alguna función mecánica, y el segundo en donde el equipo libera calor debido a una reacción exotérmica.

La siguiente tabla muestra el balance de energía en todos los equipos en donde ocurre alguno de estos dos casos, en donde el signo positivo denota el primer caso y el signo negativo denota el segundo caso.

Tabla 7: Balance de energía de los equipos.

<i>Equipo</i>	<i>Energía en KJ/día</i>	<i>Energía en kWh/día</i>	<i>Energía en kWh/mes</i>
E-1	44,862.40	12.46	373.80
TD-1	151,960.00	42.21	1,266.30
B-1	15,297.80	4.25	127.48
B-2	5,282.25	1.47	44.02
B-3	16,422.88	4.56	136.86
F-1	49,268.64	13.69	410.57
C-1	-85,737.12	-23.83	-715.05
EN-1	-81,410.41	-22.63	-678.96
T-4	-44,862.40	-12.47	-374.15
R-1	-533,0807.50	-1,481.96	-4,458.93
R-2	-2,193,738.28	-609.86	-18,295.78

5.2 Diseño de los equipos

Una vez seleccionado los equipos que se utilizarán en el proceso es necesario diseñar cada uno de estos. Para lograrlo, se realizó el procedimiento de diseño según Sinnott [12]. Este procedimiento consiste en analizar una característica de diseño particular de cada equipo y en base a dicha característica diseñarlo en su totalidad.

Algunos equipos, a pesar de cumplir diferentes funciones, tienen las mismas características de diseño. Tanto los reactores como los tanques tienen el volumen de almacenamiento como característica de diseño, para cualquier intercambiador de calor y los filtros es el área de contacto y para la torre de destilación es el número de platos y la masa de su carcasa.

Tabla 8: Diseño de los reactores y tanques del proceso.

	Volumen (m^3)	Diámetro (m)	Altura (m)
T-1	1.24	0.92	1.85
T-2	1.03	0.87	1.74
T-3	0.24	0.53	1.07
T-4	1.01	3.00	0.14
R-1	2.20	1.04	2.60
R-2	2.36	1.06	2.66
D-1	1.24	0.92	1.84

Tabla 9: Diseño de los intercambiadores de calor.

	Característica	Medida	Unidad
EN-1	Diámetro de la tubería	2.00	pulgadas
	Longitud de tubería	135.68	m
	Área superficial	21.65	m^2
E-1	Diámetro de la tubería	2.00	pulgadas
	Longitud de tubería	765.73	m
	Área superficial	122.20	m^2

Tabla 10: Diseño del filtro rotatorio.

F-1		
Característica	Medida	Unidad
Diámetro	0.92	m
Longitud	3.68	m
Volumen	2.45	m^3
Área	10.64	m^2
Presión al vacío	4.72E-07	N

Tabla 11: Diseño de la torre de destilación.

TD-1		
Característica	Medida	Unidad
Número de etapas (incluyendo rehervidor)	4	-
Número de platos	3	-
Entrada de alimentación (etapa)	3	-
Diámetro de platos	0.67	m
Altura	5.97	m
Masa de la carcasa	2010.57	kg

5.3 Ubicación de la Planta

Varios de los reactivos a utilizar son productos importados desde el exterior, por lo que la planta debe estar situada en un lugar cercano al punto de llegada de estos productos. También hay que considerar que las empresas productoras de biodiesel se encuentran en la región costa del Ecuador.

Frente a estas consideraciones, se ha decidido que la planta se localice en el parque industrial “El Sauce”, localizado en la vía Daule en la ciudad de Guayaquil. Desde esta ubicación se minimiza el transporte, tanto del glicerol sucio como de los reactivos que deben ser importados, hacia nuestra planta. Al ser un parque industrial, estará equipado con los requerimientos necesarios para una planta química; tales como servicios auxiliares, protocolos de seguridad, entre otros.

6. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

6.1 Costos del proyecto

Costos de Producción

Los costos de producción se refieren a los costos mensuales para que la planta opere. Se tiene un estimado que el 75% de éstos serán únicamente los costos de las materias primas [13], por lo que una vez calculado el costo de las materias primas podremos conocer la totalidad de los costos de producción

En la tabla 2 de la sección de Descripción de Materias Primas, se describen las cantidades y precios necesarios de cada una. Sabiendo sus costos y con la información bibliográfica [13], podemos calcular los costos de producción.

En el Anexo G se muestran los cálculos realizados para obtener esta información. Los costos de producción mensuales serán de \$9421.45

Costos de los equipos

El Anexo H muestra el procedimiento para el calculo del precio de los equipos. Este proceso depende de las características de diseño anteriormente mencionadas en la sección Diseño de los Equipos. Se utilizan los valores presentados en las tablas 9 a 12 para que con esos valores de la característica de diseño de cada equipo, se obtengan sus respectivos precios.

Las siguiente tablas muestra el costo de cada uno de los equipos.

Tabla 12: Costo calculado de los equipos.

<i>Equipo</i>	<i>Costo (\$)</i>
T-1	6,513.01
T-2	6,415.96
T-3	5,955.82
T-4	6,404.89
R-1	40,767.09
R-2	42,093.95
F-1	68,833.61
E-1	258,316.25
C-1	6,432.54
D-1	6,513.75
TD-1	22,127.38
EN-1	4,008.24

Costos ISBL y Costo de Inversión Fija

Para el análisis de los costos ISBL se realizó una estimación mediante el método de Hand y el Método Factorial Detallado propuesto por Sinnot [12]. A los precios de los equipos, obtenidos anteriormente, se les multiplico los factores adecuados para hallar una estimación por estos dos métodos. Esto se ilustra en el Anexo J.

Una vez obtenido el costo ISBL por ambos métodos, podremos obtener el Costo de Inversión Fija para el Método de Hand y Factorial Detallado aplicando la ecuación [12]:

Ecuación 2: Calculo del Costo de Inversión Fija a partir del Costo ISBL.

$$\text{Costo de Inversión Fija} = 1.82x \text{ Costo ISBL}$$

De esta manera, se muestra la información anterior en la tabla 13.

Tabla 13: Costos ISBL según Método de Hand y Método factorial Detallado y Costo de Inversión Fija.

<i>Equipo</i>	<i>Costo del equipo (\$)</i>	<i>Costo ISBL (Hand) (\$)</i>	<i>Costo ISBL (Método factorial) (\$)</i>
T-1	6,513.01	33,867.63	21,167.27
T-2	6,415.96	33,363.01	20,851.88
T-3	5,955.82	30,970.26	19,356.41
T-4	6,404.89	33,305.44	20,815.90
R-1	40,767.09	211,988.89	169,591.11
R-2	42,093.95	218,888.55	175,110.84
F-1	68,833.61	357,934.78	286,347.82
E-1	258,316.25	1,105,593.55	884,474.84
C-1	6,432.54	27,531.29	22,025.03
D-1	6,513.75	33,871.52	27,097.22
TD-1	22,127.38	115,062.38	92,049.91
EN-1	4,008.24	17,155.27	13,724.22
	Ce (ISBL) (\$)	2,219,532.57	1,752,612.45
	Inversión total fija (\$)	4,039,549.28	3,189,754.65

Total del Costo de Inversión y Tiempo de Retorno

Una vez que se conoce el costo ISBL se puede, mediante el método de Sinnot, asumir los demás costos necesarios para la inversión. Se enlistan las ecuaciones y los resultados con los que se sacó los demás costos del proyecto en el Anexo K.

De esta manera se puede hallar los costos totales de inversión, y saber el tiempo de retorno de la inversión. Conociendo esto, la siguiente tabla resume toda la inversión de la planta y el tiempo de retorno.

Tabla 14: Total de costos y ganancias, tiempo de retorno de la inversión según Método de Hand y Método Factorial Detallado.

	<i>Método Hand</i>	<i>Método factorial</i>
Inversión de capital fijo (\$)	4,039,549.28	3,189,754.65
Capital de trabajo (\$)	15,074.31	15,074.31
Costos de producción (\$)	9,421.45	9,421.45
Ingreso venta de productos (\$)	20,600.00	20,600.00
Ingreso venta de subproductos (\$)	5,829.24	5,829.24
INVERSION TOTAL (USD)	4,054,623.59	3,204,828.97
GANANCIA NETA (USD)	17,007.79	17,007.79
TIEMPO DE RETORNO (años)	19.87	15.70

7. CONCLUSIÓN

Este trabajo estudió y analizó la viabilidad y rentabilidad de instaurar una planta refinadora de glicerina a escala piloto dentro del territorio ecuatoriano. Para eso se evaluaron las necesidades del mercado nacional de la industria jabonera respecto a la demanda de este producto, se estudió y analizó los diferentes posibles procesos para este fin y por último se realizó un análisis económico sobre el proyecto.

Para cubrir la demanda nacional de la industria jabonera se estableció un caudal de 10,000kg de glicerina USP al mes. Con este caudal mensual se podrá abastecer a todas las empresas nacionales productoras de jabones, que requieran glicerina en su proceso de fabricación.

El proceso de purificación por destilación al vacío resultó ser el proceso más viable para cumplir el objetivo. Su mayor ventaja reside en que no requiere de una gran cantidad de reactivos que deben ser importados; sin embargo, requerirá de una gran cantidad de energía eléctrica para suministrar a los equipos. Mediante este proceso, se logrará producir un

producto con una pureza de 96.7% la cual es el nivel requerido por las empresas productoras de jabones.

El análisis económico demostró que una vez instaurada la planta, las ganancias netas mensuales serán de aproximadamente \$17,000 mensuales, considerando las pérdidas por los costos de producción. Mediante el método de Hand y el método Factorial detallado, se calculó que la inversión total para este proyecto se encuentra alrededor de 3.2 y 4.1 millones de dólares. De igual manera, se encontró que el tiempo de retorno de la inversión será entre 15.7 y 19.8 años.

Con esta información se puede asegurar que a pesar de ser rentable, el proyecto no es viable. Si bien las ganancias netas generarán un retorno de inversión a largo plazo, este retorno de inversión se dará en un tiempo muy prolongado considerando la escala de la planta. Para un proyecto de este tipo, el tiempo de retorno no debería superar los 10 años y este proyecto oscila entre los 15 y 20 años. Esto implica un riesgo muy grande para invertir la cantidad necesaria en una planta de escala piloto, y por tanto se concluye que este proyecto no es viable económicamente para ser puesto en marcha.

8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Senplades, “Cambio De La Matriz Productiva,” pp. 1–32, 2012.
- [2] M. Garres, “Triclosan, factsheet https://www.cdc.gov/biomonitoring/triclosan_factsheet.html,” pp. 5–7.
- [3] I. Contreras-Andrade, E. Avella-Moreno, J. F. Sierra-Cantor, C. A. Guerrero-Fajardo, and J. R. Sodr , “Purification of glycerol from biodiesel production by sequential extraction monitored by 1H NMR,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 132, pp. 99–104, 2015, doi: 10.1016/j.fuproc.2014.12.016.
- [4] M. S. Ardi, M. K. Aroua, and N. A. Hashim, “Progress, prospect and challenges in

- glycerol purification process: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 42, pp. 1164–1173, 2015, doi: 10.1016/j.rser.2014.10.091.
- [5] H. W. Lim *et al.*, “Optimization of methanol synthesis reaction on Cu/ZnO/Al₂O₃/ZrO₂ catalyst using genetic algorithm: Maximization of the synergetic effect by the optimal CO₂ fraction,” *Korean J. Chem. Eng.*, vol. 27, no. 6, pp. 1760–1767, 2010, doi: 10.1007/s11814-010-0311-7.
- [6] W. Castro, E. Fuentes, and F. Urbana, “Las Funciones y Atribuciones de la Secretaría Técnica de Drogas (SETED) Ecuador,” *Rev. Científica Mundo la Investig. y el Conoc.*, vol. 1, no. 5, pp. 303–334, 2017, doi: 10.26820/recimundo/1.5.2017.303-334.
- [7] G. Towler and R. Sinnott, *Chemical Engineering Design. Principles, practice and economics of plant and process design*. 2008.
- [8] D. Guaman, *Exportacion de jabon de tocador artesanal a Portugal*, vol. 53, no. 9. 2017.
- [9] R. Dhabhai, E. Ahmadifeijani, A. K. Dalai, and M. Reaney, “Purification of crude glycerol using a sequential physico-chemical treatment, membrane filtration, and activated charcoal adsorption,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 168, pp. 101–106, 2016, doi: 10.1016/j.seppur.2016.05.030.
- [10] K. . Yong, W. Yunus, T. . Ooi, K. Dzulkefly, and a. . Hazimah, “Refining of crude glycerine recovered from glycerol residue by simple vacuum distillation,” *J. Oil Palm Res.*, vol. 13, no. 2, p. 2001, 2001.
- [11] J. García-Serna, L. Pérez-Barrigón, and M. J. Cocero, “New trends for design towards sustainability in chemical engineering: Green engineering,” *Chem. Eng. J.*, vol. 133, no. 1–3, pp. 7–30, 2007, doi: 10.1016/j.cej.2007.02.028.
- [12] J. A. Hernández Mora, J. C. Acevedo Páez, C. F. Valdés Rentería, and F. R. Posso Rivera, “Evaluation of using alternative routes of glycerin obtained in the biodiesel production: a review,” *Ing. y Desarro.*, vol. 33, no. 1, pp. 126–148, 2015, doi: 10.14482/inde.33.1.5573.
- [13] J. Alexander Posada-Duque and C. Ariel Cardona-Alzate, “Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiésel Validation of Glycerin Refining Obtained as a by-Product of Biodiesel Production Análise do refino da glicerina obtida como subproduto na produção de biodiesel,” *Univ. Bogotá (Colombia)*, vol. 14, no. 141, pp. 9–27, 2010.
- [14] C. A. G. Quispe, C. J. R. Coronado, and J. A. Carvalho, “Glycerol: Production, consumption, prices, characterization and new trends in combustion,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 27, pp. 475–493, 2013, doi: 10.1016/j.rser.2013.06.017.
- [15] D. J. Woloj, “Nuevas aplicaciones de la glicerina un análisis preliminar,” pp. 1–105, 2011.
- [16] R. G. D. França, P. A. Souza, E. R. A. Lima, and A. L. H. Costa, “An extended techno-economic analysis of the utilization of glycerol as an alternative feedstock for methanol production,” *Clean Technol. Environ. Policy*, vol. 19, no. 7, pp. 1855–1865,

- 2017, doi: 10.1007/s10098-017-1391-4.
- [17] L. Pérez Angueira and R. Redondo, “Producción de Glicerina USP,” pp. 45–50, 2014.
- [18] B. Week, “Renewable Energy ; Investigators from Federal University Have Reported New Data on Renewable Energy,” pp. 1–3, 2013.
- [19] F. Cardeño, L. J. Gallego, and L. A. Rios, “Refinación de la fase glicerina del biodiesel de aceite de palma empleando ácidos minerales,” *Inf. Tecnol.*, vol. 22, no. 6, pp. 15–24, 2011, doi: 10.4067/S0718-07642011000600003.
- [20] C. G. Chol, R. Dhabhai, A. K. Dalai, and M. Reaney, “Purification of crude glycerol derived from biodiesel production process: Experimental studies and techno-economic analyses,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 178, no. December 2017, pp. 78–87, 2018, doi: 10.1016/j.fuproc.2018.05.023.
- [21] T. D. E. F. I. N. De, D. D. E. Qu, and M. Org, ““ GLICEROL : SÍNTESIS Y APLICACIONES ,”” 2017.
- [22] IICA, *Ii. Biodiesel*. 2010.
- [23] J. Pedro and R. Álvarez, “Caracterización del sector de la palma aceitera en Ecuador,” *Esc. Agric. Panam.*, p. 13,14, 2012.
- [24] J. A. Posada, L. E. Rincón, and C. A. Cardona, “Design and analysis of biorefineries based on raw glycerol: Addressing the glycerol problem,” *Bioresour. Technol.*, vol. 111, pp. 282–293, 2012, doi: 10.1016/j.biortech.2012.01.151.
- [25] A. Hiremath, M. Kannabiran, and V. Rangaswamy, “1,3-Propanediol production from crude glycerol from jatropha biodiesel process,” *N. Biotechnol.*, vol. 28, no. 1, pp. 19–23, 2011, doi: 10.1016/j.nbt.2010.06.006.
- [26] J. P. Lange, “Methanol synthesis: A short review of technology improvements,” *Catal. Today*, vol. 64, no. 1–2, pp. 3–8, 2001, doi: 10.1016/S0920-5861(00)00503-4.
- [27] Y. T. Lung *et al.*, “Docosahexaenoic acid production from crude glycerol by *Schizochytrium limacinum* SR21,” *Clean Technol. Environ. Policy*, vol. 18, no. 7, pp. 2209–2216, 2016, doi: 10.1007/s10098-016-1126-y.
- [28] Y. Xiao, G. Xiao, and A. Varma, “A universal procedure for crude glycerol purification from different feedstocks in biodiesel production: Experimental and simulation study,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 52, no. 39, pp. 14291–14296, 2013, doi: 10.1021/ie402003u.
- [29] S. Kongjao, S. Damronglerd, and M. Hunsom, “Purification of crude glycerol derived from waste used-oil methyl ester plant,” *Korean J. Chem. Eng.*, vol. 27, no. 3, pp. 944–949, 2010, doi: 10.1007/s11814-010-0148-0.
- [30] A. Singhabhandhu and T. Tezuka, “A perspective on incorporation of glycerin purification process in biodiesel plants using waste cooking oil as feedstock,” *Energy*, vol. 35, no. 6, pp. 2493–2504, 2010, doi: 10.1016/j.energy.2010.02.047.
- [31] T. Peters, “Membrane technology for water treatment,” *Chem. Eng. Technol.*, vol. 33,

no. 8, pp. 1233–1240, 2010, doi: 10.1002/ceat.201000139.

- [32] K. D. Alotaibi and J. J. Schoenau, “Enzymatic activity and microbial biomass in soil amended with biofuel production byproducts,” *Appl. Soil Ecol.*, vol. 48, no. 2, pp. 227–235, 2011, doi: 10.1016/j.apsoil.2011.03.002.
- [33] R. Ciriminna, C. Della Pina, M. Rossi, and M. Pagliaro, “Understanding the glycerol market,” *Eur. J. Lipid Sci. Technol.*, vol. 116, no. 10, pp. 1432–1439, 2014, doi: 10.1002/ejlt.201400229.
- [34] M. Hájek and F. Skopal, “Treatment of glycerol phase formed by biodiesel production,” *Bioresour. Technol.*, vol. 101, no. 9, pp. 3242–3245, 2010, doi: 10.1016/j.biortech.2009.12.094.
- [35] A. Rodriguez, “Índice de saponificación de mayonesas,” vol. 1, no. 1, pp. 626–630, 2016.

9. ANEXOS

Anexo A: Ecuaciones para el balance de masa de la reacción de saponificación.

Ecuación N.3: Masa de jabón producida en la reacción de saponificación.

Masa producida de jabón

$$= \text{Masa de triglicéridos} + \text{Masa de KOH} - \text{Masa de glicerol producido} \quad (1)$$

Ecuación N.4: Masa molar del Jabón, calculada mediante el balance de masa de la reacción de saponificación.

$$\text{Masa molar de Jabón} = \frac{\text{Masa producida de Jabón} \left[\frac{\text{gramos}}{\text{mol}} \right]}{3} \quad (2)$$

Anexo B: Cantidad y costos reales de Materia prima después del balance de masa.

Cantidades para producir 494.59g de glicerina USP

Metanol: 1052g

Hidróxido de potasio: 200.30g

Ácido clorhídrico (35%): 295.37g

Glicerol sucio: 1000g

Cantidades para producir 10,000kg de glicerina USP (x)

$$x(\text{metanol}) = \frac{10,000 * 1.052}{0.49454} = 21,272.29kg$$

$$x(\text{hidroxido de potasio}) = \frac{10,000 * 0.2003}{0.49454} = 4,050.23kg$$

$$x(\text{acido lorhidrico}) = \frac{10,000 * 0.29537}{0.49454} = 5,972.62kg$$

$$x(\text{glicerol sucio}) = \frac{10,000 * 1.0}{0.49454} = 20,220.81kg$$

Precio de la tonelada de cada reactivo:

Metanol: 100-200\$

Hidróxido de potasio: 300-400\$

Ácido clorhídrico: 90-130\$

Glicerol sucio: 100\$

Precio de los reactivos en la cantidad necesaria para producir 494.59g de glicerina USP (x)

$$x = \frac{\text{Masa de reactivo necesaria} * \text{precio de la tonelada de reactivo}}{1,000,000}$$

$$x(\text{metanol}) = \frac{1052 * (100 \text{ ó } 200)}{1,000,000} = 0.105\$ - 0.210\$$$

$$x(\text{hidroxido de potasio}) = \frac{203.30 * (300 - 400)}{1,000,000} = 0.06\$ - 0.08\$$$

$$x(\text{acido clorhidrico}) = \frac{295.37 * (90 - 130)}{1,000,000} = 0.027\$ - 0.0384\$$$

$$x(\text{glicerol sucio}) = \frac{1000 * (100)}{1,000,000} = 0.10\$$$

Suma de precios de MP para producir 494.59g de glicerina USP

$$\sum \text{Precios de MP} = \sum x = 0.292\$ - 0.428\$$$

Precio de MP por kg de glicerina USP (x)

$$x = \frac{0.292 - 0.428}{0.49459} = 0.590\$ - 0.865\$$$

Promedio de precios MP por 10,000kg de glicerina USP (x)

$$x = \frac{0.590 + 0.865}{2} * 10,000 = 7,275.00\$$$

Anexo C: Balance de energía de los equipos principales y costo de electricidad.

Balance del evaporador

$$Cp (\text{metanol}) = 2.549 \frac{kJ}{kg * K}$$

Ecuación de calor necesario para calentar de 25 a 90 grados Celsius 704kg de metanol.

$$Q = 2.549 \frac{kJ}{kg * K} * 704kg * 65K$$

$$Q = 114,847.74 kJ$$

$$Q = 31.90 kWh$$

Balance del destilador

$$Cp (\text{glicerol}) = 2.430 \frac{kJ}{kg * K}$$

Ecuación de calor necesario para calentar de 25 a 190 grados Celsius 379kg de glicerol.

$$Q = 2.430 \frac{kJ}{kg * K} * 379kg * 165K$$

$$Q = 151,960.05 kJ$$

$$Q = 42.21 kWh$$

Cantidades mensuales de electricidad y su costo

Cantidad diaria de energía para los equipos:

$$Q_{Total}(diaria) = 42.21 + 31.90 \text{ kWh}$$

$$Q_{Total}(diaria) = 74.11 \text{ kWh}$$

$$Q(\text{mensual}) = Q_{Total}(\text{diaria}) * 30 = \frac{2,223.30 \text{ kWh}}{\text{Mes}}$$

$$\text{Precio mensual por electricidad} = 0.0649 \frac{\$}{\text{kWh}} * 2,223.30 \text{ kWh} = \frac{144.29\$}{\text{Mes}}$$

Anexo D: Subproductos.

Venta de KCl como subproducto para empresas fertilizantes: 0.35\$/kg

Metanol recuperado se vende como subproducto: 0.2\$/kg

La fase orgánica se disuelve en agua en una relación 3:1 en peso para ser tirada por el drenaje.

Ganancia de KCl

$$\text{Ganancia de venta de KCl (diario)} = 150 * 0.35 = 52.50\$$$

$$\text{Ganancia de venta de KCl (mensual)} = 52.50 * 30 = 1575.00\$$$

Ganancia de metanol

$$\text{Ganancia de venta de metanol (diario)} = 709.04 * 0.2 = 141.81\$$$

$$\text{Ganancia de venta de metanol (mensual)} = 141.81 * 30 = 4254.24\$$$

Tratamiento de fase orgánica

$$\text{Cantidad de agua necesaria (diaria)} = 478.18 * 3 = 1,434.54 \text{ kg}$$

$$\text{Cantidad de agua necesaria (mensual)} = 1,434.54 * 30 = 43,036.20 \text{ kg}$$

$$\text{Cantidad de agua necesaria (mensual)} = 1,434.54 * 30 = 43.04 \text{ m}^3$$

Precio del m^3 de agua en Guayaquil: 0.48\$

$$\text{Precio por tratamiento de fase organica} = 43.04 * 0.48 = 20.66\$$$

Anexo E: Bases del diseño de equipos.

Tanques

$$\text{Volumen (V)} = \text{Area (A)} * \text{Altura (h)}$$

Consideración:

$$h = 2D$$

D: Diámetro en metros.

$$V = \frac{\pi D^3}{2}$$

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

Reactores

Consideración:

$$h = 2.5D$$

$$D = \left(\frac{4V}{\pi * 2.5} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Filtro de tambor rotatorio

L: Longitud del tambor.

D: Diámetro del tambor.

$$L = 4D$$

Ecuación de diseño del filtro:

$$\frac{1}{2}(V^2 - V_1^2) + \frac{lA}{v}(V - V_1) = \frac{2A^2(-\Delta P)}{r\mu v}(t - t_1)$$

Donde:

l : Ancho de la torta

V : Volumen del filtrado que ha pasado en un tiempo t .

t : Tiempo de operación.

A : Área del tambor.

v : Volumen de torta depositada por volumen de unidad de filtrado.

r : Valores de resistencia específica.

μ : Viscosidad del filtrado

$-\Delta P$: Presión del vacío.

[12]

Evaporador e intercambiadores de calor

L = Longitud de tubería de intercambio.

A = Área de sección de intercambio de calor en tubería.

r = Radio de la tubería.

$$A = 2\pi * r * L$$

Tanque de enfriamiento

L : Longitud del tanque.

V : Volumen del tanque.

D : Diámetro del tanque.

r : Radio del tanque

Consideración:

$$2L = D$$

Ecuación de diseño:

$$L = \frac{V}{\pi * r^2}$$

Tanque decantador.

L : Longitud del tanque.

V : Volumen del tanque.

D : Diámetro del tanque.

r : Radio del tanque

$$L = 2D$$

$$D = \left(\frac{2V}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$$

Torre de destilación.

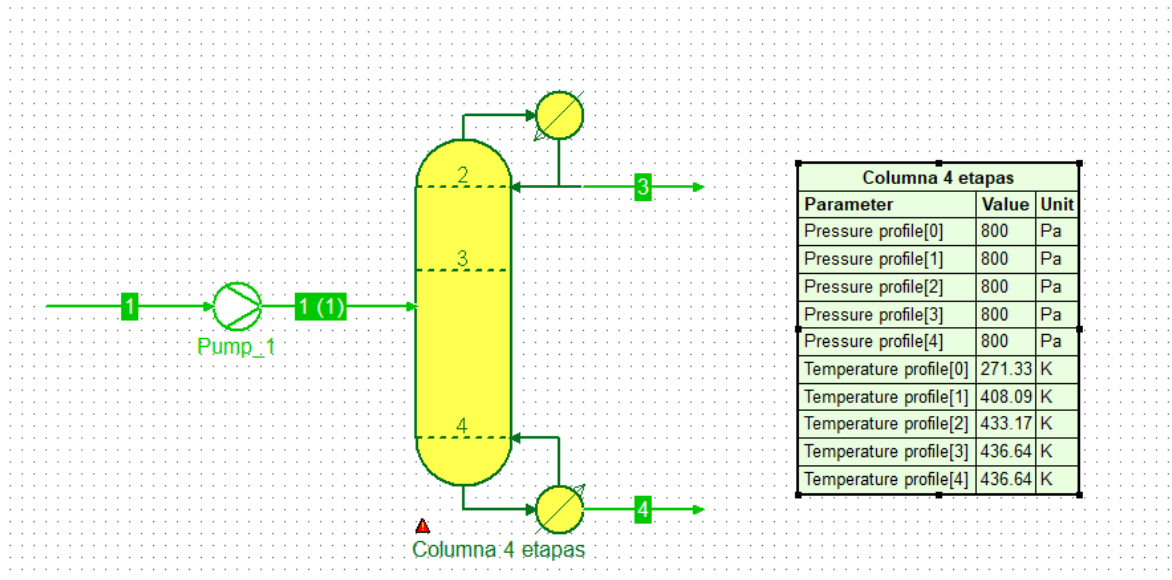


Figura 4: Simulación en COCO Simulator donde se sacan los datos de la torre de destilación.

Anexo F: Descripción de las corrientes.

Tabla 15: Descripción de las corrientes en el diagrama de flujo (para esta tabla TA:

Temperatura ambiente, que equivale a 25 °C).

Corriente	Descripción
m1	Entrada del glicerol sucio a TA.
m2	Entrada de la solución de metanol e hidróxido de potasio.
m3	Producto de la reacción de saponificación a TA.
m4	Ingreso del ácido clorhídrico 35%.
m5	Producto de la reacción de neutralización a TA.
m6	Sal de cloruro de potasio filtrada de la muestra.
m7	Mezcla filtrada a TA.
m8	Corriente de metanol en fase gaseosa.
m9	Mezcla sin metanol a 90 °C.
m10	Mezcla sin metanol a TA.
m11	Fase orgánica separada de la mezcla.
m12	Fase de glicerol.

m13	Agua eliminada por destilación de la muestra.
m14	Glicerina USP a 120 °C
m15	Glicerina USP a TA.
RC-1 frío	Entrada de agua refrigerante a 25 °C al condensador.
RC-1 caliente	Salida de agua refrigerante a 60 °C del condensador.
REN-1 frío	Entrada de agua refrigerante a 25 °C al enfriador.
REN-1 caliente	Salida de agua refrigerante a 120 °C del enfriador.

Anexo G: Calculo de los costos de producción.

Ecuación N.5: Costos de Producción de NO materias primas.

Costos de produccion que NO son materias primas

$$= 0.25 * \text{costo de produccion de materias primas}$$

Ecuación N.6: Costos de Producción de NO materias primas.

$$\text{Costos de produccion que NO son materias primas} = 0.25 * 7537.16$$

Ecuación N.7: Costos de Producción de NO materias primas.

$$\text{Costos de produccion que NO son materias primas} = \$1884.28$$

De esta manera obtenemos el Costo de Producción Total.

Ecuación N.8: Total de Costos de producción.

$$\text{TOTAL Costos de Producción} = \$9421.45$$

Anexo H: Procedimiento para el cálculo de los costos de los equipos.

Ecuación N.9: Ecuación de Sinnot para el cálculo del costo ISBL de los equipos.

$$C_e = a + b * S^{(n)}$$

Donde:

C_e : Es el costo del equipo

$a, b, y n$: Son factores que da las tablas de Sinnott [12]

S : Es la medida de cada equipo.

Anexo I: Tablas de precio detallado de cada equipo.

Tabla 16: Detalle de costos mediante el Método de Sinnott.

Detalle del costo de los equipos						
	Valor de S	a	b	n	Costo (\$)	Característica de S, unidad
T-1	1.24	5700	700	0.7	6513.01	Volumen, m ³
T-2	1.03	5700	700	0.7	6415.96	Volumen, m ³
T-3	0.24	5700	700	0.7	5955.82	Volumen, m ³
D-1	1.24	5700	700	0.7	6513.75	Volumen, m ³
R-1	2.20	14000	15400	0.7	40767.09	Volumen, m ³
R-2	2.36	14000	15400	0.7	42093.95	Volumen, m ³
F-1	10.64	-45000	56000	0.3	68833.61	Área de contacto, m ²
E-1	122.20	17000	13500	0.6	258316.24	Área de contacto, m ²
EN-1	21.65	1100	850	0.4	4008.24	Área de contacto, m ²
T-4	1.01	5700	700	0.7	6404.89	Volumen, m ³
C-1	98.58	1100	850	0.4	6432.54	Área de contacto, m ²
TD-1	0.67	100	120	2	153.87	Numero de platos, unidad
TD-1	2010.57	-400	230	0.6	21665.78	Masa de la carcasa, kg

Anexo J: Estimación del costo ISBL por Método de Hand y por Método Factorial Detallado.

Método de Hand.

Ecuación 10: Estimación del Costo ISBL por el método de Hand.

$$\text{Costo ISBL} = \text{Factor de instalación} \times \text{Costo del equipo}$$

Tabla 17: Factor de instalación de Hand para distintos equipos.

Equipo	Factor de instalación
Compresores	2.5
Columna de destilación	4
Calentadores a llama	2
Intercambiadores de calor	3.5
Instrumentos	4
Equipos misceláneos	2.5
Recipientes a presión	4
Bombas	4

Método Factorial Detallado

Ecuación 11: Estimación del Costo ISBL por el Método Factorial Detallado.

$$\text{Costo ISBL} = \text{Costo del equipo} \times [(1 + fp)fm + (fer + fel + fi + fc + fs + fl)]$$

Tabla 18: notación de los distintos factores de instalación para el Método Factorial

Detallado.

Notación	Factor
fp	tuberías
fm	Materiales
fer	Montaje
fel	eléctrico
fi	Instrumentación
fc	Obra civil
fs	Estructural
fl	Pintura y recubrimiento

Anexo K: Cálculos del análisis económico.

Ecuación N.10: Estimación de costo OSBL según Sinnot.

$$\text{Costo OSBL} = 0.4 * Ce(\text{ISBL})$$

Ecuación N.11: Estimación de Capital de trabajo según Sinnot.

Capital de trabajo

= Costo de producción de 2 meses

– Costo Materias primas de 2 semanas

Ecuación N.12: Fórmula de tiempo de retorno.

$$\text{Tiempo de retorno (años)} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Ganancia neta (mensual)}} * \frac{1}{12}$$