

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**Estudio de prefactibilidad técnico-económico de una biorrefinería
a partir de cáscara de naranja para la industria cosmética y
alimenticia**

Paola Alejandra Muñoz Briones

Ingeniería Química

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito
para la obtención del título de
Ingeniera Química

Quito, 21 de diciembre de 2020

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

**Estudio de prefactibilidad técnico-económico de una biorrefinería a partir
de cáscara de naranja para la industria cosmética y alimenticia**

Paola Alejandra Muñoz Briones

Nombre del profesor, Título académico

José Álvarez, Ph.D.

Nombre del profesor, Título académico

Juan Diego Fonseca, Ph.D.

Quito, 21 de diciembre de 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 la Ley Orgánica de Educación Superior del Ecuador.

Nombres y apellidos: Paola Alejandra Muñoz Briones

Código: 00137782

Cédula de identidad: 1725654428

Lugar y fecha: Quito, 21 de diciembre 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UNPUBLISHED DOCUMENT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

La cáscara de naranja es un residuo orgánico abundante que pueden ser aprovechados y transformados en productos de alto valor agregado. Por ello, el presente estudio analiza la prefactibilidad técnico-económica de una biorrefinería a partir de cáscara de naranja para la obtención de aceite esencial, pectina y/o bioetanol destinados a las industrias cosmética y alimenticia. Primero, se establece que la biorrefinería más conveniente es la que produce aceite esencial y pectina, con una producción anual de 8.7 toneladas de aceite esencial y 44.4 toneladas de pectina cítrica. El diseño del proceso de esta biorrefinería consiste en 3 secciones: el pretratamiento de la materia prima, la extracción del aceite y la extracción de la pectina. La sección de extracción de pectina cuenta con la recuperación y recirculación del etanol empleado para reducir los costos de materia prima. A continuación, se realizan los balances de materia y energía del proceso. Posteriormente, se seleccionan y dimensionan los equipos de acuerdo con la metodología especificada. Finalmente, se realiza el análisis económico a partir de los costos teóricos y los costos del mercado de los equipos. Se encuentra que el tiempo de recuperación de la inversión es de 6 años y que el proyecto es rentable. La implementación de la biorrefinería generaría un impacto positivo a nivel económico, ambiental y social en el país.

Palabras clave: biorrefinería, naranja, aceite esencial, pectina, arrastre de vapor, hidrólisis ácida, bioetanol.

ABSTRACT

Orange peel is an abundant organic waste that can be used and transformed into products with high added value. For this reason, this study analyzes the technical-economic pre-feasibility of a biorefinery from orange peel to obtain essential oil, pectin and/or bioethanol for the cosmetic and food industries. First, it is established that the most suitable biorefinery set-up is the one which produces essential oil and pectin, with an annual production of 8.7 tons of essential oil and 44.4 tons of citrus pectin. The process design of this biorefinery consists of 3 sections, namely, raw material pretreatment, oil extraction and pectin extraction. The pectin extraction section features the recovery and recirculation of the ethanol used to reduce raw material costs. Then, the mass and energy balances of the process are calculated. Subsequently, the equipment is selected and dimensioned according to the specified methodology. Finally, the economic analysis is carried out from the theoretical costs and the market costs of the equipment. It is found that the payback time of the investment is 6 years and that the project would be profitable. The implementation of the biorefinery would generate a positive economic, environmental, and social impact in the country.

Key words: biorefinery, orange, essential oil, pectin, steam distillation, acid hydrolysis, bioethanol.

TABLA DE CONTENIDO

1.	INTRODUCCIÓN	14
1.1.	Antecedentes	14
1.2.	Justificación	16
1.3.	Objetivos y Resultados esperados.....	18
2.	BASES DEL DISEÑO.....	20
2.1.	Descripción de producto	20
2.2.	Descripción de materias primas	20
2.3.	Selección de la Biorrefinería.....	22
2.4.	Selección de procesos de extracción.....	24
2.5.	Costos por unidad de materia prima.	25
2.6.	Ubicación	25
2.7.	Limitaciones y normas	26
2.8.	Terminología especializada.	27
3.	CAPÍTULO 3: DISEÑO DEL PROCESO	29
3.1.	Caudal de Producción	29
3.2.	Diagrama de Flujo.....	29
3.3.	Condiciones de Operación	31
3.4.	Balances de masa.	32
4.	CAPÍTULO 4: DISEÑO DE LA PLANTA.....	34
4.1.	Selección y Dimensionamiento de los equipos de pretratamiento.....	35
4.2.	Selección y Dimensionamiento de los equipos de extracción de aceite esencial	37
4.3.	Selección y Dimensionamiento de los equipos de extracción de pectina	38
4.4.	Selección y Dimensionamiento de los equipos adicionales.....	41
4.5.	Balance de Energía y Consumo energético de los equipos.....	42
5.	CAPÍTULO 5: ANÁLISIS ECONÓMICO	44
5.1.	Estimación de costos de la planta	44
5.2.	Inversión de capital fijo, capital de trabajo y costos de producción.	45

5.3.	Estimación de ingresos y flujo de caja.....	46
5.4.	Análisis de recuperación.....	47
6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	50
7.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	53
8.	ANEXO A: METODOLOGÍA.....	57
9.	ANEXO B: BASES DEL DISEÑO.....	82
10.	ANEXO C: DISEÑO DEL PROCESO	90
11.	ANEXO D: CÁLCULOS Y RESULTADOS CAPITULO 2.....	93
12.	ANEXO E: COTIZACIONES	118
13.	ANEXO F: CÁLCULOS Y RESULTADOS CAPITULO 3	128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Materias primas y costos por unidad de producción del proceso seleccionado.....	25
Tabla 2. Balance de masa de la biorrefinería.....	33
Tabla 3. Especificaciones de los equipos empleados en el pretratamiento.....	36
Tabla 4. Especificaciones de los equipos empleados en la extracción de aceite esencial	37
Tabla 5. Especificaciones de los equipos empleados en la extracción de pectina.....	39
Tabla 6. Especificaciones de los equipos adicionales requeridos para el proceso.....	42
Tabla 7. Balance de energía y requerimiento energético por extracción.	43
Tabla 8. Resumen del costo ISBL calculado para los costos teóricos y reales de los equipos empleando los métodos factoriales.	45
Tabla 9. Resultados de la inversión de capital fijo, capital de trabajo y costos de producción.	46
Tabla 10. Cálculo de Ingresos por ventas	47
Tabla 11. Resultados de parámetros empleados para el análisis de recuperación.	48

ÍNDICE DE TABLAS ANEXOS

Tabla A- 1. Espesores mínimos en función del diámetro del recipiente.	64
Tabla A- 2. Espaciamiento entre plato en función del diámetro de la columna de destilación	73
Tabla A- 3. Costos de la materia prima para las tres biorrefinerías planteadas.....	83
Tabla A- 4. Matriz de decisión de las dos biorrefinerías propuestas.....	86
Tabla A- 5. Matriz de decisión del subproceso de extracción de aceite esencial.....	87
Tabla A- 6. Matriz de decisión del subproceso de hidrólisis para la obtención de pectina.....	88
Tabla A- 7. Balance de masa de la biorrefinería aceite-pectina.....	91
Tabla A- 8. Pérdidas consideradas en el balance de materia.....	93
Tabla A- 9. Dimensionamiento del secador 1.....	94
Tabla A- 10. Dimensionamiento del tanque de Cáscaras.....	95
Tabla A- 11. Dimensionamiento del condensador.....	97
Tabla A- 12. Constantes para el cálculo de $C_p\Delta T$	97
Tabla A- 13. Dimensionamiento del tanque Agua-Aceite.....	98
Tabla A- 14. Dimensionamiento del decantador.....	99
Tabla A- 15. Dimensionamiento del tanque de aceite.....	101
Tabla A- 16. Dimensionamiento del reactor.....	102
Tabla A- 17. Dimensionamiento del tanque de precipitación.....	104
Tabla A- 18. Dimensionamiento del tanque de lavado.....	106
Tabla A- 19. Cálculo preliminar de las composiciones de la columna 1.....	107
Tabla A- 20. Dimensionamiento de la columna de destilación.....	110
Tabla A- 21. Dimensionamiento del tanque de almacenamiento de etanol.....	111
Tabla A- 22. Dimensionamiento del secador 2.....	113
Tabla A- 23. Dimensionamiento del tanque de almacenamiento de pectina.....	114
Tabla A- 24. Dimensionamiento de la caldera.....	116
Tabla A- 25. Cálculos de las bombas.....	117
Tabla A- 26. Requerimiento y consumo eléctrico por extracción.....	117
Tabla A- 27. Cálculo de los costos teóricos de los equipos.....	128

Tabla A- 28. Cálculo de costos con el método de Lang	130
Tabla A- 29. Cálculo de costos con el método de Hand.....	132
Tabla A- 30. Cálculo de costos con el método factorial detallado	135
Tabla A- 31. Factores de instalación para el método factorial detallado de acuerdo al tipo de proceso	138
Tabla A- 32. Cálculos para el costo de producción.	139
Tabla A- 33. Resumen de costos de capital fijo, costos de producción y capital de trabajo.	141
Tabla A- 34. Flujo de caja de la planta	142
Tabla A- 35. Análisis de rentabilidad de la planta.....	143

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de flujo de la Biorrefinería.....	30
--	----

ÍNDICE DE FIGURAS ANEXOS

Figura A- 1. Tipo de agitadores	70
Figura A- 2. Costos de la materia prima para las tres biorrefinerías planteadas.	82
Figura A- 3. Diagrama de bloques de la biorrefinería para la obtención de aceite, pectina y bioetanol.....	84
Figura A- 4. Diagrama de bloques de la biorrefinería para la obtención de aceite esencial y pectina	85
Figura A- 5. Diagrama de bloques de la biorrefinería para la obtención de aceite y bioetanol	85
Figura A- 6. Selección de componentes de la simulación	108
Figura A- 7. Selección del paquete termodinámico.....	108
Figura A- 8. Condiciones de operación y especificaciones de la alimentación.....	108
Figura A- 9. Composición de la alimentación	109
Figura A- 10. Conexiones de la columna de destilación	109
Figura A- 11. Parámetros de funcionamiento de la columna.....	109
Figura A- 12. Resultados de la simulación	110
Figura A- 13. Especificaciones de la balsa de lavado.....	119
Figura A- 14. Especificaciones de la picadora.....	120
Figura A- 15. Especificaciones del molino de rodillos.....	121
Figura A- 16. Especificaciones del extractor	122
Figura A- 17. Especificaciones de la centrífuga	123
Figura A- 18. Especificaciones de los filtros de prensa.....	125
Figura A- 19. Especificaciones del molino de bolas.....	126
Figura A- 20. Especificaciones del destilador de agua	127
Figura A- 21. Cotización de la balsa de lavado	144
Figura A- 22. Cotización de la picadora	145

Figura A- 23. Cotización del molino de rodillos	145
Figura A- 24. Cotización del filtro prensa	146
Figura A- 25. Cotización del tanque de almacenamiento de pectina.....	146
Figura A- 26. Cotización del molino de bolas	147
Figura A- 27. Cotización de la columna de destilación	147
Figura A- 28. Cotización del secador 2	148
Figura A- 29. Cotización de la caldera	148
Figura A- 30. Cotización de las bombas	149

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

La naranja (*Citrus sinensis*) es una de las frutas más cultivadas en el mundo, con una producción de más de 52 millones de toneladas anuales (Statista Research Department, 2020); en el Ecuador, su producción anual bordea las 142 mil toneladas (INEC, 2016). De manera general, la naranja está constituida por: azúcares, fibra, calorías, carbohidratos, grasas y agua. Su cáscara, en particular, presenta: azúcares, lignina, pectina, fibra, aceites, etc. (Ahmed et al. 2015). Debido a su alto contenido de vitaminas y minerales, el principal uso de la naranja es el consumo alimenticio ya sea como fruta, jugo, y mermeladas, entre otros. Sin embargo, las aplicaciones de la naranja no son únicamente como alimento; también sus desechos pueden ser transformados en productos naturales de alto valor como: aceite esencial, pectina, harinas cítricas, bioetanol, y biogás, entre otros.

Una de las tecnologías que permiten obtener estos productos a través de residuos como la cáscara de naranja son las biorrefinerías. Estas surgen con el propósito de obtener productos químicos, biocombustibles y materiales a partir de distintos tipos de biomasa como las cáscaras de naranja, generando una economía circular (González, 2008). De manera que una biorrefinería permite no sólo una gestión adecuada de los residuos orgánicos, sino también el aprovechamiento de estos. La implementación de estas tecnologías contribuye con el desarrollo sostenible pues sus objetivos abarcan el crecimiento económico y la reducción del impacto ambiental. Por ello, el presente proyecto propone diseñar una biorrefinería a partir de cáscara

de naranja para la obtención de aceite esencial, pectina y/o bioetanol como productos para su aplicación en la industria cosmética y alimenticia.

El aceite esencial, la pectina y el bioetanol presentan una gran variedad de aplicaciones en las industrias cosmética y alimenticia. El aceite esencial es un líquido aromático conformado por varias sustancias como el limoneno, su principal componente. El aceite es ampliamente utilizado en la industria cosmética y del cuidado personal para la fabricación de cremas, aceites corporales, y desodorantes, entre otros productos. En cuanto a la pectina, esta es un polisacárido de ácido galacturónico que es empleada en la industria alimenticia como aditivo gelificante, espesante y estabilizante. Por otro lado, el bioetanol es un producto químico de origen vegetal que presenta la misma composición química que el etanol y es altamente requerido para los protocolos de bioseguridad y desinfección de ambas industrias. De esta manera, la cáscara de naranja es un desecho orgánico del cual se puede genera un sinnúmero de productos y permiten satisfacer las necesidades de la industria cosmética y alimenticia.

Las industrias cosmética y alimenticia están entre las industrias más importantes tanto a nivel mundial como nacional. Se registra que alrededor del 40% del mercado global del aceite esencial es destinado a la industria cosmética y del cuidado personal (Grand View Research, 2019). Por otra parte, cerca del 40% del mercado de pectina es empleado en la industria alimenticia (Market Intellica, 2019) y más del 3% del mercado mundial del bioetanol es destinado a los protocolos de bioseguridad de las industrias (Mordor Intelligence, 2020). En cuanto al mercado nacional, cabe mencionar que la industria alimenticia representa alrededor del 38% de la manufactura del país (Ekos, 2018) y la industria cosmética ecuatoriana, por su parte, está en constante desarrollo con un crecimiento anual elevado. (El Telégrafo, 2017). Por

esta razón, se establece que el aceite esencial se destinaría a la industria cosmética, la pectina a la industria alimenticia, y el bioetanol a ambas industrias.

1.2. Justificación

La necesidad de disminuir y revalorizar los desechos de naranja surge de la gran cantidad de estos que se producen cada año. Sólo alrededor del 50% de la naranja es aprovechada, mientras que el otro 50% constituye el residuo, lo que implica una generación de desechos de aproximadamente 71 mil toneladas anuales en el Ecuador. Una alternativa constituye el compostaje de la cáscara; no obstante, este presenta un tiempo de descomposición largo debido a las características fisicoquímicas de la cáscara de naranja como su alto contenido de humedad, acidez, y la presencia de aceite esencial (Dávila y Sierra, 2018). Al no ser tratados, los desechos de naranja constituyen un problema ambiental dado que contaminan tanto el suelo como el agua y el aire (Alvarado y Hernandez, 2018). Por ello, este proyecto analiza la posible implementación una biorrefinería para obtener: aceite esencial, pectina y/o bioetanol, para de esta manera tener un proceso que simultáneamente trate y revalorice los desechos.

Ecuador es un país exportador de aceite esencial, lo que indica que, implementar una biorrefinería resultaría viable. En la actualidad, existen 18 empresas dedicadas a la producción y exportación de aceite esencial. Una de ellas es la transnacional Young Living Essential Oils, la cual exporta más de 5.6 toneladas de aceite esencial al año, en especial, al mercado estadounidense (Vistazo, 2018). La exportación de aceite esencial contribuiría con los ingresos del país y permitiría a las empresas locales ganar mayor presencia en el mercado, frente a las transnacionales.

Por otro lado, la pectina es un polisacárido sumamente empleado en la industria alimenticia que es importado al país. El número de importaciones y la demanda de pectina en Ecuador reflejan la necesidad de producirla a nivel nacional. En el país, no se cuenta con producción de pectina, por lo que se importan alrededor de 50 toneladas al año desde países como Brasil, Dinamarca y México (SENAE, 2020). Se registra que más de 23 empresas en el Ecuador importan pectina para realizar sus procesos (Rivadeneira y Lok, 2016). Por ello, la producción de pectina a través de la biorrefinería permitiría cubrir casi en su totalidad la demanda local.

En la actualidad, hay una creciente demanda de etanol para protocolos de seguridad y para combustibles, lo cual muestran la necesidad de aumentar la producción de bioetanol. La producción nacional de bioetanol alcanza los 83 MM litros/año; no obstante, hay una creciente demanda de etanol debido a la emergencia sanitaria (USDA, 2018). Las industrias cosmética y alimenticia, en especial, requieren protocolos de limpieza y desinfección sumamente estrictos dado que se relacionan directamente con la salud del consumidor. Por ello, la implementación de la biorrefinería permitiría cubrir esta demanda de etanol.

Por otro lado, se estima inicialmente un margen bruto de ganancias para determinar si el proyecto es potencialmente rentable. Para este cálculo preliminar, se estima la cantidad requerida de materia prima y su costo, así como el precio de venta del producto en el mercado y su caudal de producción anual. Para ello, primeramente, se establece el tipo de biorrefinería y combinación de productos finales más conveniente en la sección 2.3 y se realiza el cálculo respectivo. Al comparar los costos de las materias primas y los ingresos por la venta de los

productos, se encuentra un margen bruto favorable de alrededor de \$1.1 MM, por lo cual se esperaría que el proyecto sea rentable.

1.3. Objetivos y Resultados esperados

1.3.1. Objetivo general.

Realizar el estudio de prefactibilidad técnico-económico de una planta para la valorización de la cáscara de naranja a través de una biorrefinería para la obtención de productos con aplicación en las industrias cosmética y alimenticia.

1.3.2. Objetivos específicos.

A continuación, se plantean los objetivos específicos definidos para alcanzar el objetivo general, los cuales serán desarrollados en los capítulos 2, 3, 4 y 5, respectivamente.

1. Establecer los bioproductos más adecuados a ser obtenidos por medio de la biorrefinería y en base a esto definir el proceso a implementar.
2. Realizar el diseño conceptual de la planta mediante la selección de los equipos y su dimensionamiento.
3. Realizar el análisis económico de la planta para evaluar la rentabilidad de su implementación.

1.3.3. Impacto esperado del proyecto.

Al alcanzar los objetivos previamente descritos, se esperaría generar un impacto a nivel económico, social y medio ambiental en el Ecuador. La biorrefinería generaría beneficios económicos al diversificar la matriz productiva del país, aumentar las exportaciones de aceite

esencial, evitar la importación de pectina y/o cubrir la demanda de etanol. Por otro lado, uno de los impactos medio ambientales más importantes del proyecto es la reducción y valorización de desechos de cáscaras de naranja en el Ecuador. El impacto a nivel social consiste en la generación de plazas de trabajo, puesto que podrá generar múltiples plazas laborales a nivel de producción, distribución y ventas. Por estas razones, la implementación de la biorrefinería tendría un impacto positivo para el país en varios aspectos.

2. BASES DEL DISEÑO

2.1. Descripción de producto

Se plantea que los principales productos de la biorrefinería sean: aceite esencial al 100% de pureza, pectina de grado alimenticio, con un contenido de ácido galacturónico mínimo de 65%, y/o bioetanol al 96%.

Su presentación y precio se fijaron de acuerdo con los establecidos actualmente en el mercado ecuatoriano. La presentación comercial del aceite y del bioetanol es líquida, y su envasado consiste en botellas de polietileno de 1.2 litros y 1 galón, respectivamente. La presentación de la pectina es en polvo y su envasado consiste en fundas de 1 kg.

En cuanto a los precios de los productos, se establecen como:

- Aceite esencial: 1 kg a aproximadamente \$46
- Pectina: 1 kg a un costo aproximado de \$34
- Bioetanol: 1 galón a aproximadamente \$16.

Los productos deben ser almacenados y transportados en lugares secos y frescos. El aceite y el bioetanol deben permanecer lejos de cualquier fuente de ignición debido a su carácter inflamable.

2.2. Descripción de materias primas

La materia prima principal del proceso es la cáscara de naranja. Esta se obtendrá como subproducto de la extracción de jugos de naranja de una cadena de supermercados a nivel

nacional. Adicionalmente, se requieren otras materias primas adicionales de acuerdo con el proceso del producto que se desea obtener, ya sea aceite esencial, pectina y bioetanol, o solo dos de los tres productos.

A continuación, se describen las materias primas necesarias para cada una de las etapas del proceso. Primeramente, se requiere vapor de agua o un solvente como el cloroformo para la extracción del aceite esencial. En cuanto a la hidrólisis de la pectina, se puede realizar con un ácido fuerte o ácido débil. Cuando se desea extraer únicamente pectina, o pectina y posteriormente bioetanol, es recomendable utilizar ácido cítrico. Para la precipitación de la pectina y su lavado se necesita alcohol al 70% v/v. Cuando únicamente se desea obtener bioetanol y no pectina, se debe emplear ácido sulfúrico para la hidrólisis. Por otro lado, la obtención de bioetanol posterior a la hidrólisis de la pectina requiere hidróxido de sodio para la neutralización, agua y enzimas para la hidrólisis, cepas de levadura para la fermentación, ciclohexano para la destilación del alcohol y carbón activado para su purificación. En la sección X de Anexos, se encuentra de manera gráfica un algoritmo sobre la definición de las materias primas en función de las distintas combinaciones de procesamiento posibles.

Finalmente, cabe mencionar que las materias primas previamente descritas no forman parte de los productos finales.

2.2.1. Costos y Proveedores

Se obtendrán los desechos de naranja de los establecimientos Supermaxi y Megamaxi de Corporación Favorita a nivel nacional, como se mencionó previamente. Por otro lado, se plantea obtener el resto de las materias primas a través de los proveedores de Alibaba mediante importación y otros proveedores nacionales como Novachem y Provequim. Los costos

generales de las materias primas se indican en el Anexo B 9.1, para los procesos descritos. Una vez seleccionada la biorrefinería y los productos a obtenerse, se especifica el costo y el proveedor de las materias primas del proceso en la sección 2.3.4.

2.3. Selección de la Biorrefinería

El diseño y los equipos de la biorrefinería dependen del producto que se desea obtener; se plantea ya sea una biorrefinería para aceite esencial, pectina y bioetanol, o una biorrefinería para la extracción de aceite esencial y pectina o bioetanol. Esta última opción sólo difiere en la producción de pectina o bioetanol dado que para la obtención de ambos productos es necesario extraer el limoneno, principal componente del aceite esencial, de la cáscara de naranja. A continuación, se evaluará el tipo de biorrefinería más conveniente para la planta.

2.3.1. Biorrefinería para aceite, pectina y bioetanol

Inicialmente, se planteó diseñar una biorrefinería para el procesamiento de cáscara de naranja para obtener aceite esencial, pectina y bioetanol. A partir de un caudal de 365 toneladas/año de cáscara seca, se podrían obtener aproximadamente 9.1 toneladas de aceite esencial, 50 toneladas de pectina y 76.5 toneladas año de bioetanol al año. Primero, se realiza la extracción del aceite esencial de la cáscara de naranja, posteriormente la extracción de pectina a partir de los residuos sólidos, y finalmente, la obtención de bioetanol a partir de los residuos sólidos de la hidrólisis. Las operaciones unitarias del proceso de esta opción de biorrefinería se indica en la figura de Anexos B 9.2.1.

Tras comparar la cantidad de etanol requerida para el proceso de extracción de pectina y la producción de bioetanol, se determinó que esta biorrefinería no sería rentable pues la

cantidad necesaria para la extracción es mayor a la que produce la biorrefinería. Entonces, se proponen las siguientes opciones: una biorrefinería para la obtención de aceite esencial y pectina, o una biorrefinería para aceite esencial y bioetanol.

2.3.2. Biorrefinería para aceite y pectina

La biorrefinería aceite-pectina produciría aproximadamente 9.1 toneladas de aceite esencial anuales y cerca de 50 toneladas de pectina anuales. El proceso es el mismo que el de la primera biorrefinería salvo que no cuenta con la sección de producción de etanol. Como resultado, se generan 306 toneladas de residuo al año. Las operaciones unitarias de esta opción de biorrefinería se encuentran en el diagrama de bloques de la figura de Anexos B 9.2.2.

2.3.3. Biorrefinería para aceite y bioetanol

La biorrefinería aceite-etanol tendría una producción alrededor de 9.1 toneladas anuales de aceite y 89 toneladas anuales de bioetanol. El proceso es el mismo de la primera biorrefinería salvo que no se obtiene pectina y se realiza una hidrólisis con ácido sulfúrico a partir de los residuos de la extracción de aceite, para posteriormente trabajar con la mezcla de líquidos y sólidos y producir el bioetanol. Entonces, se generan 267 toneladas de residuo anuales. Se puede observar las operaciones unitarias que conforman esta opción de biorrefinería en la figura de Anexos 9.2.3.

Para definir cuál de las dos alternativas de biorrefinerías propuestas se va a diseñar, se realizó una matriz de decisión tomando en cuenta factores como: la disponibilidad y costo de la materia prima, costos y pertinencia de los productos, y la complejidad del proceso. Las matrices y su respectiva explicación se encuentran adjuntas en el Anexos 9.3. Como resultado

de este análisis, se establece que la biorrefinería para la producción de aceite esencial y pectina es más conveniente debido a su mayor pertinencia, menor complejidad y mayor disponibilidad de las materias primas.

2.4. Selección de procesos de extracción.

Una vez seleccionada la biorrefinería, se identifican los subprocesos a definir para la extracción de aceite esencial y la extracción de pectina. Para ello, se plantean 2 opciones de tecnologías entre cuales seleccionar para la obtención de aceite esencial: extracción por arrastre de vapor, o extracción con solvente. Se realizó una matriz de decisión y se evaluaron criterios como costos y rendimientos del proceso, riesgos y la pureza del producto. La matriz y el respectivo análisis se encuentra en la sección Anexos 9.3. Como resultado, se determinó que el proceso más adecuado es la extracción por arrastre de vapor debido a su rendimiento aceptable, mayor pureza, menores costos y riesgos en la operación.

De igual manera, se identifican los posibles 2 subprocesos para la extracción de pectina: hidrólisis con ácido cítrico, o ácido clorhídrico. Para ello, se realiza una matriz de decisión para evaluar factores como el rendimiento, costo del proceso y la disponibilidad y toxicidad del ácido. Entonces, se establece que el proceso de hidrólisis ácida con ácido cítrico es más conveniente por su baja toxicidad, mayor disponibilidad y menores costos. La matriz se encuentra adjunto en la sección de Anexos 9.3.

2.5. Costos por unidad de materia prima.

Después de seleccionar la biorrefinería aceite esencial-pectina, y el proceso para obtener ambos productos, se determina que las materias primas requeridas son ácido cítrico, etanol y vapor de agua. Para la extracción de aceite esencial, se empleará 4 L de agua por cada 300 g de cáscara seca. Para la extracción de pectina, se empleará una relación cáscara seca-ácido cítrico en solución de 1:15 (w/v). La concentración de la solución será de 0.1 M. En cuanto a la relación etanol-ácido cítrico en solución, esta será de: 1:1.5. De manera que, se obtendrá un costo de materia prima por kilo de aceite esencial de \$0.22 y un costo total por kilo de pectina de \$19.69, como se muestra a continuación:

Tabla 1. Materias primas y costos por unidad de producción del proceso seleccionado

Producto	Materia Prima	Costo por Kilo	Proveedor
Aceite Esencial	Vapor de Agua	\$ 0.22	EPMAPS (Vapor generado por la planta)
Pectina	Ácido Cítrico	\$ 1.30	Novachem/Alibaba
	Etanol	\$ 18.34	Novachem/Alibaba
	Agua	\$ 0.05	EPMAPS y Destilador de la planta

2.6. Ubicación

Se propone que la planta esté ubicada en la ciudad de Quito, específicamente en el parque industrial de Quito (PIQ) en la zona de Itulcachi. Esta ubicación se plantea dado que se trabajará con los desechos del jugo de naranja producido en los establecimientos de Corporación Favorita y, 23 de los 54 establecimientos a nivel nacional, se encuentran localizados en Quito. Esta zona está dentro del distrito Metropolitano de Quito y tiene facilidad de acceso puesto que está localizada en el kilómetro 4.8 de la vía Pifo-Pintag y cuenta con las

principales vías de acceso. Se encuentra a 12 km del aeropuerto Mariscal Sucre (Orozco, Benítez y Gómez, 2013).

El parque industrial de Quito tiene una ubicación estratégica pues cuenta con todos los servicios básicos como servicio de alcantarillado, energía eléctrica, iluminación y agua potable (Orozco, Benítez y Gómez, 2013). El costo del agua potable está alrededor de los \$0.42 por metro cúbico (Pacheco, 2014), y el costo de energía eléctrica es de \$0.08 kWh. Además, en cuanto a condiciones climáticas, se tiene que la temperatura es de entre 12 y 18 °C y presenta una precipitación media de 1,000 a 2,000 mm al año (CAPSERVS MEDIOS, 2015). También, la población aledaña que comprende la comunidad de Itulcachi, la cual tiene cerca de 3,500 habitantes, está de acuerdo con la industrialización de la zona pues se considera en parte una fuente de empleo (Pacheco, 2014).

2.7. Limitaciones y normas

En cuanto a las limitaciones, se identifica principalmente como limitación interna el residuo sólido de la extracción y como limitación externa a la temporada baja de naranjas en el Ecuador. El residuo se podría considerar a futuro en la fabricación de carbón activado pues presenta un contenido considerable de carbón (Tovar, 2017). Por otro lado, la temporada alta de cosechas de naranja, no representa un problema pues supermercados como Supermaxi y Megamaxi cuentan con disposición de naranjas durante todo el año. De esta manera, la única limitación pertinente sería el residuo sólido, para el cuál a futuro se plantea dar una aplicación para tener un proceso “zero waste”.

Por otro lado, las normas por considerar abarcan normas de requerimiento de los productos, normas generales de calidad, manejo de químicos y residuos, así como permisos de funcionamiento de la planta. Las normas para aceites esenciales abarcan la norma ISO 3120: 2019, ISO/TC 54 y la ISO/TS 210: 2014. Las normas para pectina abarcan la norma ISO 22000 y los reglamentos establecidos por la FAO. La especificación de las normas previamente mencionadas se encuentran en la sección de Anexos 9.6 . Estas permitirán verificar que los productos cuenten con la calidad requerida para su venta en el mercado y que el funcionamiento y manejo de la planta sea el correcto.

2.8. Terminología especializada.

2.8.1. Acrónimos.

USP: United States Pharmacopeia

FDA: Administración de Medicamentos y Alimentos (Food and Drug Administration)

2.8.2. Términos.

Aceite esencial: es una mezcla de sustancias volátiles, aromáticas y naturalmente sintetizadas que se encuentran en las plantas o los órganos de estas (López, 2004).

Pectina: es un polisacárido natural que se encuentra en la pared celular de frutas y verduras (Thakur, Singh, y Handa, 1997).

Grado de esterificación: es un parámetro que viene dado por el porcentaje de grupos carboxilos esterificados y permite identificar el tipo de pectina (Mellinas, et al, 2020).

Limoneno: es un monoterpeno cíclico encontrado naturalmente en los cítricos, siendo uno de los principales componentes del aceite esencial de naranja (Castellanos, Villamil, y López, 2007).

Arrastre de vapor: método para la extracción de aceites que consiste en el uso de vapor para extraer sus componentes volátiles (Casado, 2018).

Hidrólisis ácida: reacción dada por la adición de agua y ácido que resulta en la descomposición de sustancias complejas en sustancias sencillas. (Tejeda, Quintana, Pérez y Young, 2011).

3. CAPÍTULO 3: DISEÑO DEL PROCESO

El diseño del proceso de extracción de aceite esencial y pectina de la biorrefinería se basa en la metodología del Anexo A. En el presente capítulo, se fijará el caudal de producción, las condiciones de operación del proceso seleccionado, y su balance de masa con las composiciones de las corrientes principales.

3.1. Caudal de Producción

El caudal de producción del proceso fue establecido en base a la cantidad de desechos generados por los establecimientos Supermaxi y Megamaxi de la Corporación Favorita a nivel nacional. Se registra que se producen alrededor de 5 toneladas diarias de cáscara de naranja como desecho que resulta de la producción de jugo de naranja marca Supermaxi. Por lo tanto, se fija el caudal de alimentación anual en 365 toneladas de cáscara seca tomando en cuenta un 80% de humedad en la cáscara recién desechada. Los rendimientos de extracción fueron establecidos como 2.5% w/w para el aceite y 14% w/w para la pectina, en base seca. A partir de estos, se establece que el caudal de producción es de aproximadamente 9 toneladas anuales de aceite esencial de naranja y cerca de 50 toneladas anuales de pectina.

3.2. Diagrama de Flujo.

El diagrama de flujo se realizó en base al diagrama de bloques de la sección 2.3.1 e indica las operaciones unitarias del proceso con la representación de su equipo respectivo.

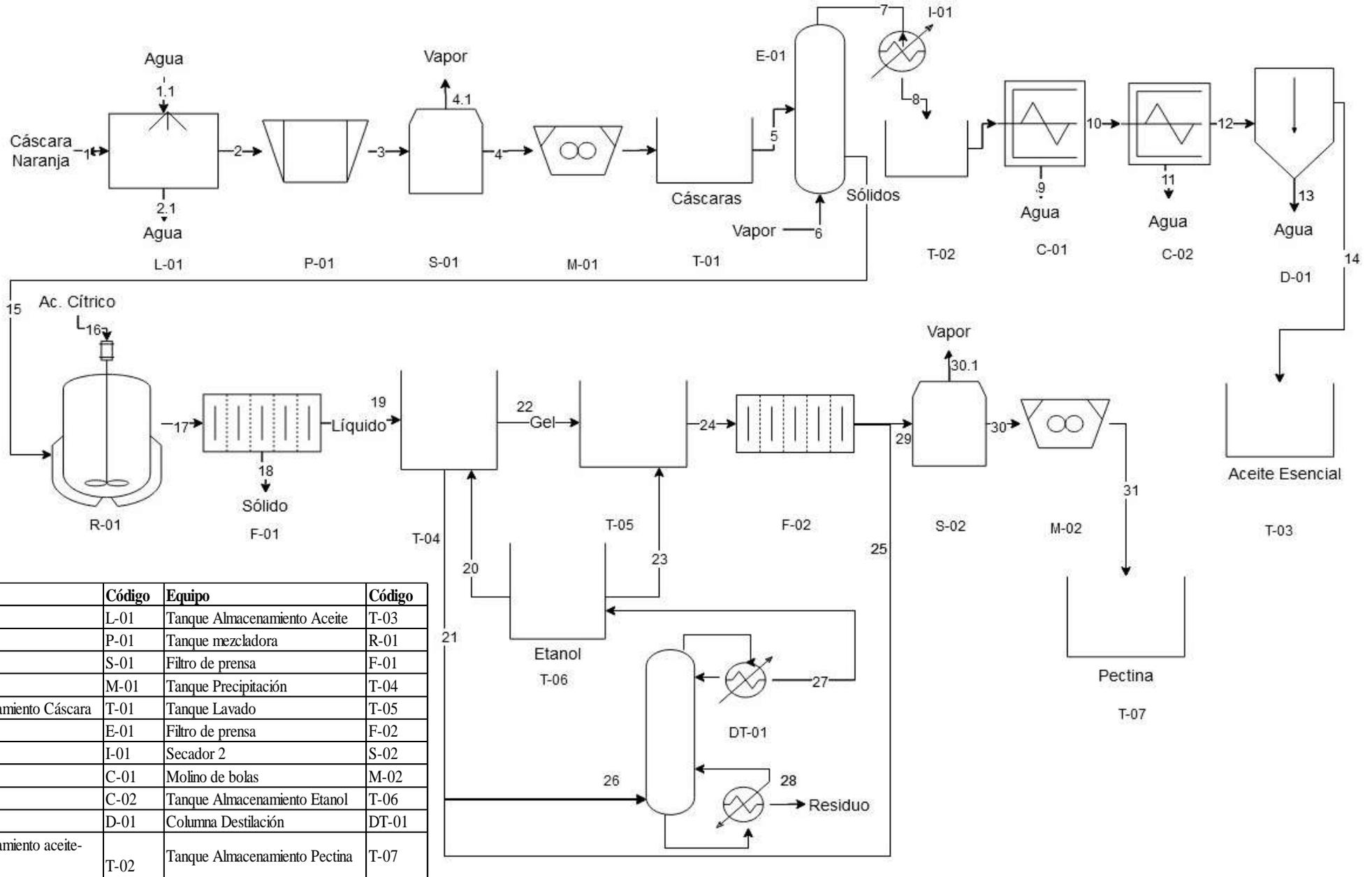


Figura 1. Diagrama de flujo de la Biorrefinería

3.3. Condiciones de Operación

Tras definir el proceso, se establecen las condiciones de procesamiento para la extracción del aceite y la pectina. El proceso se define como una combinación de continuo y batch, y consta de 2 etapas:

La primera etapa comprende las corrientes (1-5) consiste en el pretratamiento de las cáscaras de naranja, el cual se realiza conforme estas llegan hasta completar la cantidad de cáscara seca requerida para una extracción. Las cáscaras de naranja ingresan a la balsa de lavado (L01), pasan a la picadora (P01) y se secan durante 12 horas a 40 °C en el horno (S01). Posteriormente, pasan al molino de rodillos (M01) y son almacenadas en el tanque de almacenamiento (T-01).

La segunda etapa comprende las corrientes (5-31) y comprende la extracción de los productos. Esta sección inicia con la extracción de aceite esencial por arrastre de vapor en el extractor (E-01) con vapor a 90 °C. Posteriormente, se condensa en el I-01 y se separa el aceite del agua al pasar por las centrifugas (C-01 y C-02) y el decantador (D-001). El aceite se almacena en el tanque (T-02). Tras la extracción del aceite, se procede a la extracción de la pectina, que consiste en la hidrólisis ácida de los residuos sólidos con la solución de ácido cítrico por alrededor de 1 hora en el reactor agitado a 60 °C (R-01). Se separan los sólidos de los líquidos a través de un filtro prensa (F-01) y se realiza la precipitación de la pectina por 12 horas en el tanque de precipitación (T-03) con etanol al 70%. Se separa el etanol de la mezcla. Posteriormente, la mezcla pasa al tanque de lavado (T-04) donde se emplea nuevamente alcohol al 70%. Luego, se separan los sólidos a través del filtro prensa (F-02). El líquido

recuperado junto con el líquido separado del tanque de precipitación se dirige a una columna de destilación (CD-01) donde se obtiene alcohol al 70% y se almacena en el tanque respectivo (T-05). Finalmente, la pectina pasa al secador (S-02) durante 12 horas a 40 °C. Posteriormente, se muele en un molino de bolas (M-02) y se almacena en el tanque de almacenamiento respectivo (T-06).

3.4. Balances de masa.

El balance de masa se realizó en sistemas constituidos por las siguientes tres secciones: el pretratamiento, la extracción de aceite y la extracción de pectina. Por medio de los balances de masa, se determinan el flujo másico y la composición de las corrientes principales, las cuales vienen dadas en kilogramos por extracción. Para establecer el caudal de alimentación del balance, se considera una disponibilidad de materia prima de 1,825 toneladas de cáscara húmeda anuales y un número de extracciones mensuales de 21. Además, para el cálculo se tomó en cuenta las pérdidas de masa correspondientes a los equipos, las cuales se encuentran detalladas en el Anexo C.

Tabla 2. Balance de masa de la biorrefinería

Kg/extracción	1. Pretratamiento		2. Extracción de Aceite Esencial			
	Entrada	Salida	Entradas		Salida	
Componentes	1	5	5	6	14	15
Cáscara	1448.41	1403.38	1403.38			
Vapor de Agua				18655.54		
Agua	5793.65					1075.09
sólidos						1368.29
Ácido Cítrico						
Etanol						
Aceite Esencial					34.42	
Pectina						
Caudal Total	7242.06	1403.38	1403.38	18655.54	34.42	2443.38
Kg/extracción	3. Extracción de Pectina					
	Entradas			Salidas		
Componentes	15	16	20	23	26	31
Cáscara						
Vapor de Agua						
Agua	1075.09	21140.66			20001.12	
Sólidos	1368.29					
Ácido Cítrico		406.99			389.18	
Etanol (70%)			25070.12	25070.12	48770.79	
Aceite Esencial						
Pectina						176.31
Caudal Total	2443.38	21547.66	25070.12	25070.12	69161.08	176.31

El balance de masa de todas las corrientes se encuentra adjunto en el Anexo C.

4. CAPÍTULO 4: DISEÑO DE LA PLANTA

Después de haber definido el proceso y calculado las capacidades de procesamiento de los equipos, se procede a realizar el diseño de la planta, el cual consiste en la selección del tipo de equipo a utilizar y su dimensionamiento de acuerdo a la metodología detallada del Anexo A. De esta manera, tras definir las operaciones unitarias del proceso, se selecciona el tipo de equipo más conveniente para llevarla a cabo. Luego, se procede a realizar el dimensionamiento del equipo. Para ello, se empieza por determinar las capacidades de los equipos a partir de balances de masa, donde se determinan los caudales de procesamiento de cada operación unitario y sus respectivos equipos. A continuación, se identifica el equipo y las especificaciones determinadas para las 3 secciones: pretratamiento, extracción de aceite esencial y extracción de pectina.

Varios de los equipos de las dos primeras secciones son equipos comunes que no requieren un dimensionamiento detallado y cuyas especificaciones se determinan mediante cotizaciones. Por otro lado, la sección de extracción de pectina requiere un dimensionamiento más detallado, pues contiene uno de los equipos más relevantes del proceso: el reactor donde se lleva a cabo la hidrólisis ácida.

Como consideración general, el dimensionamiento de los tanques del proceso se realizó con terminales planas para la base y terminales elípticas para las tapas. La terminal plana se selecciona dado la estabilidad del tanque y la elíptica puesto que requiere una menor cantidad de material que otras geometrías, lo cual disminuiría su costo. A continuación, se indicará la selección y dimensionamiento de acuerdo con las tres secciones nombradas previamente y una

sección de equipos adicionales. Los cálculos y cotizaciones consideradas para este análisis se encuentran en los Anexos D y E.

4.1. Selección y Dimensionamiento de los equipos de pretratamiento

Para comenzar el proceso, se deben eliminar las impurezas presentes en la cáscara de naranja mediante la balsa de lavado. Esta operará conforme lleguen los residuos de naranja para completar la cantidad requerida para una extracción como se indicó en la sección 3.3. El equipo debe procesar cerca de 5,227 kg/extracción. Posteriormente, se debe disminuir el tamaño de las cáscaras a través del triturado para aumentar el área de transferencia de calor en el secado posterior para lo cual se requiere una picadora. Luego, se requiere realizar el secado de la materia prima para lo cual se seleccionó un secador eléctrico de geometría rectangular para remover el agua de las cáscaras de naranja, las mismas que se componen de un 80% de humedad y un porcentaje adicional de agua retenida en el lavado. A continuación, se debe reducir los sólidos a un tamaño de partícula fina. Para esto, se utiliza un molino de rodillos que aplica una fuerza de compresión y alcanza el tamaño deseado. La cantidad de cáscaras que debe procesar es aproximadamente de 1,400 kg/extracción. Finalmente, para almacenar las cáscaras se emplea un tanque de almacenamiento con una capacidad de 3.4 m³ que equivalen a esta cantidad de procesamiento.

A continuación se indican las especificaciones de los equipos cotizados (Anexos E) y los equipos dimensionados para esta sección.

Tabla 3. Especificaciones de los equipos empleados en el pretratamiento

Pretratamiento					
Equipo	Parámetros				
	Modelo	Capacidad (kg/h)	Potencia (kW)	Parámetros Adicionales	
Balsa de Lavado	ACQP2500	100-500	4	Peso (kg)	400
Picadora	ACMQ400	300-400	1.5	Tamaño (mm)	950*700*1100
Molino de rodillo	JHM 40B	300-1000	15	Tamaño de partícula (malla)	40-120
				Peso	850
				Tamaño molino	1100*950*1960
Equipo	Masa Feed (kg)	Volumen Secador + 20% (m³)	Dimensiones (largoxanchoxaltura) (m)	Q neto (kW)	
Secador 1	7086.86	10.97	1.38 x 2.07 x 2.76	355.07	
Equipo	Volumen (m³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Espesores(m)	
Tanque Almacenamiento Cáscaras	4.11	1.30	3.11	Tanque	0.012
				Terminal plana	0.016
				Terminal elíptica	0.012

4.2. Selección y Dimensionamiento de los equipos de extracción de aceite esencial

Primeramente, se debe extraer el aceite esencial de los sólidos para lo cual se emplea un equipo de destilación por arrastre de vapor. Este operará con alrededor de 1,400 g/extracción. El aceite y el vapor de agua deben ser posteriormente condensados mediante un intercambiador de calor, para luego realizar la separación de aceite esencial y agua. Para ello, se emplea una centrifuga y un decantador. Para el caso de la centrifuga, se empleará el equipo por 2 ocasiones: la primera permite separar la mayoría de agua de la mezcla (alrededor del 70%) y la segunda para extraer parte del agua remanente (20%). Dado que la centrifuga presenta una capacidad de alrededor de 5 m³, se debe añadir un tanque de almacenamiento para que se reciba la mezcla aceite-agua del condensador mientras opera la centrífuga. Por otro lado, el decantador a utilizar consiste en un tanque cilíndrico de acero inoxidable 304 (SS 304). Una vez separado el aceite esencial en el decantador, se almacena en un tanque de SS 304. Las especificaciones de estos equipos se indican en la siguiente tabla.

Tabla 4. Especificaciones de los equipos empleados en la extracción de aceite esencial

Extracción de Aceite Esencial					
Equipo	Parámetros				
	Modelo	Capacidad	Potencia (kW)	Parámetros Adicionales	
Extractor	LSZL - 5000DL	1000 kg/batch	-	V efectivo	5000L
				P diseño	0.9MPa
				T diseño	110°C

Centrifuga	MT-400	5 m ³	22.5	Tamaño	350 x 1500 mm
Equipo	Caudal agua(kg/h)	Q (kW)			
Condensador	226482.40	2.96E+03			
Equipo	Vtanque (m³)	Diámetro (m)	Altura (m)	Espesores(m)	
Tanque Almacenamiento Aceite	5.62	1.44	3.45	Tanque	0.007
				Terminal plana	0.019
				Terminal eliptica	0.007
Decantador	2.24	1.06	2.54	Tanque	0.005
				Terminal plana	0.014
				Terminal eliptica	0.005
Tanque Almacenamiento Aceite	0.05	0.30	0.71	Tanque	0.005
				Terminal plana	0.005
				Terminal eliptica	0.002

4.3. Selección y Dimensionamiento de los equipos de extracción de pectina

La extracción de pectina se lleva a cabo en el equipo más relevante del proceso. Dado que se requiere realizar la hidrólisis ácida de la pectina en un reactor con agitación a 60 °C, se debe dimensionar un reactor CSTR con chaqueta de calentamiento. Para ello, se determina la capacidad volumétrica de acuerdo con el flujo másico del balance de masa. El dimensionamiento consiste en determinar las dimensiones del tanque del reactor (volumen, altura y diámetro), los espesores de pared de los componentes que conforman el reactor (tanque y terminales) las especificaciones del agitador (tipo, diámetro y potencia requerida) y el calor que se debe aplicar para alcanzar y mantener la temperatura adecuada.

Posteriormente, para la separación de sólidos y líquidos antes de la precipitación y después del lavado, se opta por un filtro de prensa dada su alta eficiencia de separación de 98%, lo que permite una buena recuperación tanto de sólidos como de líquidos. La precipitación de la pectina, así como su lavado, debe llevarse a cabo en tanques de SS 304 que presenten la capacidad volumétrica requerida. El tanque de precipitación a diferencia de los otros tanques debe contar con ambas terminales planas para evitar la evaporación del etanol. Adicionalmente, requiere un tamiz para la retención del gel de pectina. Por otro lado, la recuperación del etanol para su reutilización en la precipitación y lavado requiere una columna de destilación de SS 304. Sus especificaciones se determinaron con la ayuda de Hysys, como se indica en la metodología del anexo A. Para realizar el secado de la pectina, se optó por un secador de geometría rectangular. Finalmente, para obtener un tamaño de partícula sumamente fino, se realiza la molienda con un molino de bolas cuyos principios son las fuerzas de impacto y fricción. Entonces, la pectina en polvo es almacenada en un tanque cilíndrico de SS 304.

Tabla 5. Especificaciones de los equipos empleados en la extracción de pectina.

Extracción de Pectina					
Equipo	Parámetros				
	Modelo	Capacidad (kg/h)	Potencia (kW)	Parámetros Adicionales	
Filtro de Prensa 1	KZG200/1500-U	24,000	2.6	Dimensiones (m)	9.82X3.15X2.87
Filtro de Prensa 2	KZG150/1500-U	18,000	2.6	Dimensiones (m)	11.6X3.15X2.87
Molino de Bolas	MQG	50-100	2.2	Tamaño de partícula (mm)	0.074-0.4

Equipo	Volumen (m3)	Diámetro (m)	Altura (m)	Espesores(m)	
Tanque Mezclador	31.41	2.55	6.13	Tanque	0.009
	Parámetros Adicionales	Potencia del Agitador (kW): 723.23		Terminal plana	0.036
		Área de Chaqueta (m2): 7.68		Terminal elíptica	0.009
Tanque Precipitación	61.70	3.20	7.68	Tanque	0.010
				Terminal plana	0.045
				Terminal plana	0.045
Tanque Lavado	36.85	2.69	6.47	Tanque	0.010
				Terminal plana	0.033
				Terminal elíptica	0.010
Columna Destilación	95.27	4.52	5.94	Espesor(m)	0.012
	Parámetros Adicionales	NºPlatos	6		
Tanque Almacenamiento Etanol	61.55	3.20	7.67	Tanque	0.010
				Terminal plana	0.047
				Terminal elíptica	0.010
Tanque Almacenamiento Pectina	0.31	0.54	1.31	Tanque	0.005
				Terminal plana	0.008

				Terminal elíptica	0.005
Equipo	Masa (kg)	Volumen Secador (m³)	Dimensiones (largoxanchoxaltura) (m)	Qneto (kW)	
Secador 2	1920.23	2.44	0.85 x 1.7 x 1.28	63.1	

4.4. Selección y Dimensionamiento de los equipos adicionales

Por otro lado, se tienen como equipos adicionales al proceso la caldera responsable de la generación de vapor de agua, tanto para la extracción del aceite como para el calentamiento del reactor en la hidrólisis. También se toma en cuenta el uso de un destilador de agua empleado para preparar la solución de ácido cítrico de la extracción de pectina.

Además, se identifica la necesidad de integrar 4 bombas en el proceso general: la primera para el transporte de la mezcla de la centrifuga al decantador, la segunda para el transporte del filtro prensa 1 al tanque de precipitación, la tercera desde la prensa 2 a la alimentación de la columna de destilación, y la última del tanque de la columna al tanque de etanol. De acuerdo con el tipo de fluido que transportan, se selecciona el tipo de bomba. La primera y última bomba transportan fluidos por lo que se opta por bombas centrífugas. La segunda y tercera transportan fluidos con sólidos suspendidos por lo que se seleccionó trabajar con bombas de diafragma. A continuación, se indican las especificaciones de los equipos adicionales previamente descritos.

Tabla 6. Especificaciones de los equipos adicionales requeridos para el proceso.

Equipos adicionales				
Equipo	Capacidad (kg/h)	Potencia (kW)	Parámetros Adicionales	
Destilador de Agua	140 L/h	84	Dimensiones (m)	0.6 x 0.81 x 1.42
Equipo	Caudal de agua (kg/h)	Q_{fuel} (kW)	m_{fuel} (kg)	m_{aire}(kg)
Caldera	1,214-4,664	3,628.47	298.15	5,403.95
Equipo	Tipo	Caudal (kg/s)	Potencia (kW)	
Bomba 1	Centrifuga	18.64	0.38	
Bomba 2	Diafragma	6.58	0.59	
Bomba 3	Diafragma	4.80	0.12	
Bomba 4	Centrifuga	3.48	0.22	

4.5. Balance de Energía y Consumo energético de los equipos.

Para definir los requerimientos energéticos de cada equipo, se realizó el balance de energía a partir de la metodología de Anexos D 11.5. Además, al tomar en cuenta el número de horas de operación de cada equipo, se determinó su consumo energético en kW. A continuación, se muestra la energía requerida y la energía liberada de los equipos de acuerdo con el tipo de operación en la Tabla 7.

Mediante el balance, se determina que se requerirá 1.55E08 kJ por extracción, lo que implica un consumo mensual de 798,693 kWh de la biorrefinería. El requerimiento total de la tabla únicamente considera la cantidad de energía que debe ser aplicada al sistema, es decir, no considera el calor liberado por el condensador. Tras realizar el balance de energía para

determinar el requerimiento energético, se determina el mecanismo por el que se le otorga energía a cada uno de los equipos. Todos los equipos trabajan con energía eléctrica a excepción de la caldera que trabaja a diesel

Tabla 7. Balance de energía y requerimiento energético por extracción.

Equipos	KJ	KW
Balsa de Lavado	7.20E+04	4.00
Picadora	3.51E+04	1.50
Secador	1.53E+07	256.55
Molino rodillo	5.40E+04	15.00
Condensador	-4.26E+07	-2,958.27
Centrifuga	1.62E+05	22.50
CSTR	2.60E+06	723.23
Filtro de prensa	9.36E+03	2.60
Prensa	9.36E+03	2.60
Secador	1.97E+06	45.56
Molino de bolas	1.03E+04	2.20
Columna Destilación	8.11E+07	5,633.09
Caldera	5.22E+07	2,647.57
Destilador Agua	1.66E+06	84.00
Bomba 1	1.12E+03	0.38
Bomba 2	2.14E+03	0.59
Bomba 3	1.72E+03	0.12
Bomba 4	3.19E+03	0.22
TOTAL	1.55E+08	9,441.71

Una vez obtenidas las dimensiones y especificaciones de cada uno de los equipos, se procede a realizar su estimación de costos y la consecuente estimación de costos de la planta.

5. CAPÍTULO 5: ANÁLISIS ECONÓMICO

En la presente sección, se identifican los componentes de costos de la planta: la inversión de capital fijo, los costos de producción, el capital de trabajo y los ingresos anuales. Con estos se procederá a estimar el flujo de caja de la biorrefinería y, finalmente, determinar el tiempo de recuperación de la inversión y la rentabilidad de la planta. La estimación de costos de la planta parte del costo teórico de los equipos, el cual emplea las correlaciones sugeridas en la Tabla 6.6 del libro “Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” de Sinnott y Towler, y del costo real, el cual se basa en precios de cotizaciones.

5.1. Estimación de costos de la planta

La estimación del costo de la planta se realiza a partir del dimensionamiento de los equipos realizado en el capítulo previo. El costo de la planta parte del cálculo del costo ISBL para los costos teóricos y reales de los equipos. El costo ISBL (Inside Battery Limits) constituye el costo de la planta en sí, para lo cual parte del costo de los equipos y considera sus factores de instalación respectivos, de acuerdo al método factorial de Lang, el método de Hand, y el método factorial detallado.

El método de Lang considera únicamente el tipo de proceso que se lleva a cabo para determinar el valor de los factores de instalación. Por otro lado, el método de Hand considera el material y el tipo de equipo. Finalmente, el método factorial detallado abarca factores de instalación de: tuberías, trabajo eléctrico, estructuras, instrumentación, etc, los cuales son distintos de acuerdo al tipo de proceso (líquido, sólido o mixto).

A continuación, se presenta un resumen de los costos ISBL obtenidos para los costos teóricos y reales.

Tabla 8. Resumen del costo ISBL calculado para los costos teóricos y reales de los equipos empleando los métodos factoriales.

		Costos teóricos	Costos reales
Métodos	Lang	\$ 5,382,100.45	\$ 2,565,584.63
	Hand	\$ 5,045,673.11	\$ 2,182,221.04
	Factorial Detallado	\$ 4,615,758.76	\$ 2,365,192.10
Promedio		\$ 5,014,510.77	\$ 2,370,999.26

La estimación de costos obtenido a partir de los costos teóricos de los equipos es un costo sobreestimado, mientras que el costo calculado a partir de los costos reales está subestimado. Se puede observar que tienen relación aproximada de 2:1. Por ello, se opta definir el costo ISBL como un promedio de ambos casos, de manera que el costo ISBL es de: \$3,692.755.

5.2. Inversión de capital fijo, capital de trabajo y costos de producción.

A partir de la estimación del costo de la planta se realiza el cálculo de la inversión de capital fijo que corresponde al componente físico de la planta. Para esta sección, se consideran: el costo ISBL, costo OSBL, costos de Ingeniería y costos por imprevistos. El costo OSBL abarca el gasto por modificaciones en la infraestructura; los costos de ingeniería, los relacionados al diseño de detalle y la construcción como la ingeniería de proceso y la

supervisión de construcción, y los costos por imprevistos abarcan las posibles variaciones de precios del mercado, modificación de alcance del proyecto, y otros. Por otro lado, se realiza el cálculo del capital de trabajo partiendo de los balances de masa y los requerimientos del proceso. El capital de trabajo está compuesto por los costos de materias primas y de producción que se requieren para la puesta en marcha y operación inicial.

Los costos de producción están constituidos por los costos de operación fijos y los costos de operación variables. Los costos variables están conformados por los costos que dependen del rendimiento y el caudal de producción de la planta, mientras que, los costos fijos no dependen de ello. A continuación, se presentan una tabla resumen de los costos totales.

Tabla 9. Resultados de la inversión de capital fijo, capital de trabajo y costos de producción.

Resumen de Costos	
Capital Fijo	\$ 7,496,292.68
Capital de Trabajo	\$ 889,407.54
Costos de Producción Fijos	\$ 417,252.77
Costos de Producción Variables	\$ 90,123.43

5.3. Estimación de ingresos y flujo de caja

A partir del caudal de producción y el precio de venta, se establecen los ingresos por ventas como se indica en la siguiente tabla.

Tabla 10. Cálculo de Ingresos por ventas

Ingresos	
Precio de venta Aceite	\$ 68
Precio de venta Pectina	\$ 34
Producción Aceite (kg)	8674.33
Producción Pectina (kg)	44,430.99
Ventas Anuales Totales	\$ 2,100,508.24

Una vez que se obtienen los ingresos y los costos de las secciones previas, se calculan el margen y beneficio bruto, el beneficio neto, y el ingreso imponible (descrito como el beneficio neto menos la depreciación), para plantear el flujo de caja. Para los cálculos es necesario considerar la depreciación y los impuestos. Finalmente, se obtiene el flujo de caja del proyecto, el cual a partir del sexto año presenta un saldo positivo de \$666,990.35; es decir, se empieza a generar una ganancia neta a partir del sexto año. El flujo de caja se encuentra en la sección 13.8 de Anexos F.

5.4. Análisis de recuperación.

Para realizar el análisis, se calcula el número de años de recuperación de la inversión en base al capital fijo, capital de trabajo y el beneficio neto. Tras conocer el tiempo de recuperación, se puede determinar la rentabilidad de la biorrefinería a corto, mediano o largo plazo.

El análisis consiste en comprobar el número de años de recuperación encontrado en el flujo de caja mediante el cálculo que emplea el capital fijo de inversión, el capital de trabajo y

el beneficio neto. Además, se calcula el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR).

Tabla 11. Resultados de parámetros empleados para el análisis de recuperación.

Análisis de Recuperación	
Tiempo de recuperación	5.62
Tasa de interés	10.00%
VAN	\$ 1,762,877.40
TIR	15.28%

A través de estos resultados, se puede establecer que la recuperación de la inversión se da a largo plazo, al ser de aproximadamente 6 años. A partir del VAN, se establece que el proyecto es rentable cuando se puede recuperar más del 15% de la inversión al año. Finalmente, se determina que el proyecto es rentable dado que el valor actual neto VAN es positivo y la tasa interna de retorno TIR es mayor a la tasa de interés del banco. Adicionalmente, se evaluó la rentabilidad del proyecto bajo la suposición de un precio menor de pectina al que se definió originalmente, dado que existen varios importadores de pectina a nivel nacional, con una variedad de precios de venta.

Tabla 12. Resultados de parámetros empleados para el análisis de recuperación alternativo

Análisis de Recuperación Alternativo	
Precio Pectina	\$ 29.00
Tiempo de recup	6.59
Tasa de interés	10.00%
VAN	\$ 419.829,42
TIR	11.3%

Entonces, se encontró que es posible disminuir el precio de venta de la pectina hasta \$27.5. No obstante, si se disminuye el precio, se disminuyen las ganancias y se alarga el tiempo de recuperación a 7 años. Por lo tanto, se podría considerar disminuir el precio de la pectina sólo temporalmente como estrategia de venta hasta posicionar el producto en el mercado.

Por otro lado, se debe considerar que existe una gran variedad de equipos en el mercado, de manera que se requiere un análisis de costos mucho más específico empleando cotizaciones y convenios de compra con empresas reales para determinar de una manera más precisa el costo de la planta. También, cabe mencionar que el costo de transporte de materia prima considerado en los costos de producción de ambos análisis podría representar un ahorro al emplearlo como argumento de negociación con el generador de desechos o una reducción de impuestos por parte del Estado.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este proyecto se logró realizar el estudio de prefactibilidad de la implementación de una biorrefinería para el procesamiento de cáscara de naranja para la producción de aceite esencial y pectina destinado a las industrias cosmética y alimenticia, respectivamente. El caudal de producción de la planta se fijó a partir del caudal de cáscaras de naranja disponibles y se definió en 8.7 toneladas anuales de aceite esencial y 44.4 toneladas de pectina. Esta producción sería destinada a la exportación de aceite esenciales y reducción de importaciones de pectina en el Ecuador.

Primeramente, se definió el proceso para lo cual se seleccionó el tipo de biorrefinería y el proceso de esta en función a los productos a ser obtenidos. Entonces, se estableció que la biorrefinería más conveniente y pertinente a realizar es la que produce aceite esencial y pectina. Se determinó que la extracción del aceite por arrastre de vapor y la extracción de la pectina por hidrólisis ácida empleando ácido cítrico son los más apropiados para el proceso. Además, se identificó la necesidad de una sección de recirculación de etanol dado las grandes cantidades requeridas.

El diseño de la planta se realizó satisfactoriamente. Este consistió en seleccionar el tipo de equipo para cada una de las operaciones unitarias y dimensionarlo en base a la metodología adjunta. Se dimensionaron los siguientes equipos: los secadores, los tanques de almacenamiento, sedimentadores, condensador, reactor agitado continuo, tanques de precipitación y lavado, la columna de destilación, la caldera requerida y las bombas. El resto de los equipos se trata de equipos comunes cuyas especificaciones se definieron en base a las capacidades y modelos disponibles en mercado. Entre ellos, están: la balsa de lavado, picadora,

molinos, destilador de agua, filtros prensa, centrífuga y extractor. Este dimensionamiento permitió identificar la necesidad de equipos adicionales como, en el caso del uso de la centrífuga cuya capacidad es limitada de manera que, se requiere un tanque de almacenamiento para la mezcla a ser centrifugada. Por otro lado, el balance de energía permitió identificar que se tiene un gran requerimiento energético en especial, debido a equipos como la caldera y la columna de destilación de etanol.

El análisis económico permitió identificar los componentes de costos e ingresos para establecer el costo de implementación del proyecto y el tiempo de recuperación de la inversión. Dado que se trabajó con los costos teóricos y costos del mercado de los equipos, se considera que se logró una estimación de costos de los equipos acertada. Además, el uso de factores específicos para cada equipo de acuerdo con el tipo de proceso (sólido, líquido o mixto sólido-líquido) en el cálculo del costo teórico arrojó una estimación más detallada. Finalmente, se encontró que el proyecto es rentable y el tiempo de recuperación de la inversión es de 6 años cuando se tiene un precio de venta del aceite esencial de \$68 y un precio de pectina de \$34. Adicionalmente se determinó que el proyecto es rentable siempre y cuando se mantenga el precio de la pectina por encima del \$27.5, de manera que, se podría mantener el precio del kilo de pectina en este rango. No obstante, se debe considerar que un precio menor implica un mayor tiempo de recuperación.

Se concluye que la implementación y operación de la biorrefinería para la producción de aceites esenciales y pectina a partir de cáscara de naranja es factible tanto a nivel técnico como económico. Adicionalmente, se establece que la metodología empleada para desarrollar el proyecto fue acertada pues se alcanzó los objetivos propuestos.

En cuanto al manejo de residuos sólidos, se recomienda analizar a fondo la posibilidad de emplear los residuos de la extracción de pectina para la fabricación de carbón activado con el fin de alcanzar un proceso “zero-waste”. Por otro lado, se recomienda a futuro analizar la posibilidad de ampliar la capacidad de procesamiento de la planta puesto que a nivel nacional la producción de naranjas y, por ende, la producción de residuos es excesivamente mayor a la capacidad de la planta.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Almeida, Cynthia. (2017). *Diseño de un proceso piloto de extracción de pectina como gelificante a partir de residuos de la naranja (citrus sinensis)*. Universidad Internacional SEK.
- Almeida, Cyntia, Carrillo, I., Chamorro, S., & Palacios, T. (2019). Diseño de una planta piloto de extracción de pectina como gelificante a partir de residuos de la naranja (Citrus Sinensis). *FIGEMPA: Investigación y Desarrollo*, 1(2), 23–29.
- Alvarado, T., & Hernández, A. (2018). Revisión de alternativas sostenibles para el aprovechamiento del orujo de naranja Resumen Introducción. *Revista Colombiana de Investigaciones Agroindustriales*, 5(2), 9–32. doi.org/10.23850/24220582.1393
- Casado, I. (2018). *Optimización de la extracción de Aceites Esenciales por destilación en Corriente de Vapor*. Universidad Politécnica de Madrid.
- Choi, I. S., Lee, Y. G., Khanal, S. K., Park, B. J., & Bae, H. J. (2015). A low-energy, cost-effective approach to fruit and citrus peel waste processing for bioethanol production. *Applied Energy*, 140, 65–74. https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.11.070
- De la Torre, I., Martin-Dominguez, V., Acedos, M. G., Esteban, J., Santos, V. E., & Ladero, M. (2019). Utilisation/upgrading of orange peel waste from a biological biorefinery perspective. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 103(15), 5975–5991. https://doi.org/10.1007/s00253-019-09929-2
- Deliha, A. (2016). *Design and fabrication of a cottage level steam distillation equipment for the production of essential oils*. University of Lagos.
- El Telégrafo. (29 de enero del 2017). La industria cosmética ecuatoriana crece en promedio 18%

anual.

Geankoplis, C. J. (1998). *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias* (3era Edición).

CECSA.

INEC. (2016). Encuesta de Superficie y Producción Agropecuaria Continua.

Koretsky, M. (2013). *Engineering and Chemical Thermodynamics* (2da Edición). Wiley.

Mellinas, C., Ramos, M., Jiménez, A., & Garrigós, M. C. (2020). Recent trends in the use of pectin from agro-waste residues as a natural-based biopolymer for food packaging applications. *Materials*, 13(3). <https://doi.org/10.3390/ma13030673>

Oberoi, H., Vadlani, P. V., Madl, R., Saida, L., & Abeykoon, J. (2010). Ethanol Production from Orange Peels : Two-Stage Hydrolysis and Fermentation Studies Using Optimized Parameters through Experimental Design. *J. Agric. Food Chem.*, 58(2010), 3422–3429. <https://doi.org/10.1021/jf903163t>

Ortiz-Sanchez, M., Solarte-Toro, J. C., Orrego-Alzate, C. ., Acosta-Medina, C. ., & Cardona-Alzate, C. . (2019). Integral use of orange peel waste through the biorefinery concept : an experimental , technical , energy , and economic assessment. *Biomass Conversion and Biorefinery*. <https://doi.org/10.1007/s13399-020-00627-y>

Peredo-Luna, H. A., Palou-García, E., & López-Malo, A. (2009). Aceites esenciales: métodos de extracción. *Temas Selectos de Ingeniería de Alimentos*, 3–1, 24–32.

Prasad, A., Singt, A., Charan, A., & Charan, A. (2016). cerevisiae Production of Bioethanol by Banana and Orange peel using *Sacchromyces cerevisiae*. *Trends in Biosciences.*, 7 (1), 904–907.

- Quintana, J., Pérez, J., & Young, H. (2011). Obtención De Etanol a Partir De Residuos De Poda, Mediante Hidrólisis Ácida E Hidrólisis Enzimática. *Revista U.D.C.A Actualidad & Divulgación Científica*, 14(1), 111–116.
- Ricaurte, L. E. (2016). Diseño y simulación de un tanque mezclador de 10,000 gal para la elaboración de aceites lubricantes. *Escuela Superior Politécnica Del Litoral Facultad de Ingeniería En Mecánica y Ciencias de La Producción*.
<http://www.dspace.espol.edu.ec/xmlui/handle/123456789/36620>
- Shawabkeh, R. (2007). Steps for design of Furnace/Fired Heater. *King Fahd University of Petroleum & Minerals, September*. <https://doi.org/10.13140/RG.2.1.4304.3049>
- Siles, J., Li, Q., & Thompson, I. (2010). Biorefinery of waste orange peel. *Critical Reviews in Biotechnology*, 30(1), 63–69. <https://doi.org/10.3109/07388550903425201>
- Stechina, D., Pauletti, M., & Cives, H. (2017). Estudios de aprovechamiento integral de cáscara de cítrico. *Ciencia, Docencia y Tecnología*, 7(7), 59–74.
- Thakur, B. R., Singh, R. K., & Handa, A. K. (1997). Chemistry and Uses of Pectin - A Review. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, 37(1), 47–73.
<https://doi.org/10.1080/10408399709527767>
- Tovar, A. (2017). Valorización integral de cáscaras de naranja mediante extracción de pectina y elaboración de carbón activado. CIDETEQ
- Towler, G., & Sinnott, R. A. Y. (2008). Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. In *Chemical Engineering Design*. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/b978-0-08-096659-5.00022-5>

- Tsukamoto, J., Durán, N., & Tasic, L. (2013). Nanocellulose and bioethanol production from orange waste using isolated microorganisms. *Journal of the Brazilian Chemical Society*, 24(9), 1537–1543. <https://doi.org/10.5935/0103-5053.20130195>
- Ulloa, C. (2012). *Estudio de las Opciones de Reutilización Energética o Material de Cáscaras de Naranja*. Universidad San Francisco de Quito
- Vistazo. (2018). Exportación de aceites esenciales crece en el Ecuador. Recuperado desde: <https://www.vistazo.com/seccion/enfoque/exportacion-de-aceites-esenciales-crece-en-el-ecuador>

8. ANEXO A: METODOLOGÍA

A continuación, se indica la metodología empleada en las bases del diseño, diseño del proceso, diseño de la planta y el análisis económico.

8.1. Bases del diseño

A) Selección del proceso

- i) Identificar el proceso pertinente a una biorrefinería que produzca aceite, pectina y bioetanol, una biorrefinería que genere aceite-pectina y otra que produzca aceite-bioetanol.
- ii) Comparación de los procesos en base a factores previamente definidos como disponibilidad y costos de la materia prima, costos de los productos, la complejidad del proceso, la pertinencia.
- iii) Definición de la biorrefinería más conveniente.
- iv) Comparación de los procesos de extracción de cada uno de los productos.
- v) Selección del proceso óptimo.

8.2. Capítulo 3:Diseño del proceso

A) Definición del caudal de producción

- i) Identificación de la disponibilidad de la materia prima y la demanda de los productos a nivel nacional.
- ii) Selección del caudal de alimentación.
- iii) Establecimiento de los rendimientos de extracción de los productos.
- iv) Cálculo del caudal de producción.

B) Selección de las condiciones de operación.

- i) Identificar las operaciones unitarias del proceso y las condiciones de operación más empleadas.
- ii) Establecer las condiciones de operación más adecuadas para las operaciones del proceso.

C) Cálculo del balance de masa

- i) Realizar el diagrama de flujo del proceso.
- ii) Definir las corrientes e identificar su composición.
- iii) Determinar las pérdidas de masa en cada operación unitaria.
- iv) Identificar las variables conocidas y las incógnitas del proceso.
- v) Plantear las ecuaciones de acuerdo con las leyes de conservación de masa y especificaciones del proceso.
- vi) Cálculo de los caudales másicos de cada una de las corrientes y su composición.

8.3. Capítulo 4: Diseño de la planta

A) Selección de los equipos

- i) Identificar las operaciones unitarias presentes en el proceso.
- ii) Determinar los equipos requeridos para cada una de las operaciones unitarias.
- iii) Seleccionar el tipo de material para los equipos.

B) Dimensionamiento de los equipos

- i) Identificar el caudal másico total que ingresa a cada uno de los equipos.

ii) Realizar el dimensionamiento en base al siguiente procedimiento para cada equipo del pretratamiento.

a Balsa de Lavado

- Buscar un equipo con la capacidad de procesamiento necesaria.

b Picadora

- Establecer el tipo de corte para la cáscara de naranja.
- Buscar un equipo con la capacidad de procesamiento y el corte deseado.

c Secador 1

- Determinar el volumen de la cáscara por extracción.
- Adicionar al volumen un sobredimensionamiento del 20%.
- Determinar la profundidad, alto y ancho del horno, tomando una geometría rectangular

$$P = \sqrt[3]{\frac{V}{3}}$$

$$H = 2 \times P$$

$$A = 1.5 \times P$$

Donde:

P = profundidad del horno

V =volumen del secador

H =altura del horno

A =ancho del horno

- Calcular el volumen del horno requerido

$$V_{\text{horno}} = P \times H \times A$$

El dimensionamiento de un secador también comprende su balance de energía pues su operación consiste en una transferencia de energía. Entonces, se realiza los siguientes cálculos:

- Cálculo del calor requerido

$$Q = m \times C_p \times \Delta T + m \times \Delta H$$

Donde:

m =masa de agua

C_p =capacidad calorífica

ΔT =diferencia de temperatura

ΔH =diferencia entalpía de evaporación

- Cálculo del calor del combustible

$$Q_{\text{fuel}} = \frac{Q}{\eta}$$

Q =calor requerido

η =eficiencia del secador

- Cálculo de la masa de combustible requerida

$$m_{\text{fuel}} = \frac{Q_{\text{fuel}}}{\text{Valor fuel}}$$

- Cálculo de la cantidad de aire requerida

$$m_{\text{aire}} = \frac{\text{aire}}{\text{combustible}} \times m_{\text{fuel}}$$

- Asumir un 25% de exceso de aire

(Shawabkeh, 2007)

d Molino de rodillos

- Determinar el tipo de corte deseado para las cáscaras.
- Buscar un equipo con la capacidad y el tipo de corte deseado.

e Tanque Almacenamiento 1: Cáscaras

- Determinar la capacidad volumétrica que ingresa al tanque a partir del balance de masa y la densidad.
- Calcular la longitud y el diámetro de acuerdo con una geometría cilíndrica, según: $L = 2D$
- Adicionar un 20% de sobredimensionamiento para la altura.
- Cálculo de la presión de diseño del tanque P_i a partir de la presión de operación +10%.

$$P_i = 1.1 P_o$$

$$P_o = P_h + P_{atm}$$

$$P_h = \rho \times g \times h$$

Donde:

P_o = presión de operación

P_h = presión manométrica

P_{atm} = presión atmosférica

ρ = densidad de la mezcla

g = gravedad

h =altura del tanque

- Cálculo del espesor de la pared del tanque

$$tw = \frac{(P_i \times D_i)}{(2SE - 1.2P_i)} + 2mm$$

Donde:

P_i = presión de diseño del tanque

D_i =diámetro interno del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la soldadura

- Cálculo de la masa del tanque

$$m = \pi \times D \times L \times tw \times \rho$$

Donde:

D =diámetro del tanque

L =altura del tanque

tw =espesor de la pared

ρ =densidad del materials

- Cálculo del espesor de los terminales del tanque

Tapa inferior: Terminal plana:

$$tw_{tplana} = D_e \sqrt{\frac{C P_i}{S E}}$$

Donde:

D_e = diámetro interno

C = constante (0.1)

P_i = presión interna del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la soldadura

Tapa superior: Terminal Elíptica

$$tw_{teliptica} = \frac{P_i \times D_i}{2SE - 0.2P_i}$$

Donde:

P_i = presión interna del tanque

D_i = diámetro interno del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la soldadura

- Cálculo de la masa de los terminales

$$m = \pi \times D^2 \times (tw_{tplana} + tw_{teliptica}) \times \rho$$

Donde:

D = diámetro del tanque

$t_{w_{tplana}}$ = espesor de la terminal plana

$t_{w_{teliptica}}$ = espesor de la terminal elíptica

ρ = densidad del material

- Verificar que los espesores calculados para el tanque y los terminales sean mayores o iguales a los espesores mínimos establecidos en la siguiente tabla; caso contrario, optar por el espesor mínimo.

Tabla A- 1. Espesores mínimos en función del diámetro del recipiente.

Diámetro del Recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
1.0	5
1.0 a 2.0	7
2.0 a 2.5	9
2.5 a 3.0	10
3.0 a 3.5	12

iii) Realizar el dimensionamiento en base al siguiente procedimiento para cada equipo para la extracción del aceite esencial.

a Extractor

- Buscar un equipo que cumpla con la capacidad volumétrica requerida
- Verificar que la relación entre la altura y el diámetro del extractor sea de por lo menos 1.5 (Deliha, 2016)

b Condensador

- Establecer el flujo volumétrico que ingresa al condensador

El dimensionamiento de un condensador parte de su balance de energía pues la operación consiste en la transferencia de energía. Por lo tanto, se realiza el siguiente cálculo:

- Determinar el calor requerido

$$Q_{total} = Q_{condensación} + Q_{enfriamiento}$$

$$Q_{condensación} = \dot{m} \times \Delta H_{cond}$$

Donde:

\dot{m} =flujo másico de vapor de agua saturado

ΔH_{cond} = entalpía de condensación

$$Q_{enfriamiento} = \dot{m} \times C_p \times \Delta T$$

Donde:

\dot{m} =flujo másico de agua y aceite

C_p =capacidad calorífica de la mezcla

ΔT =gradiente de temperatura

(Koretsky, 2013)

- Buscar un equipo que cumpla con la capacidad volumétrica requerida y verificar que cumpla con el área de transferencia de calor calculada.

$$A = \frac{Q}{U \times LMTD}$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Donde:

A =área de transferencia

Q = calor total requerido

$LMTD$ =diferencia de temperatura logarítmica media

- Calcular la masa de agua de enfriamiento requerida a partir de:

$$m_{ae} = \frac{Q \text{ total}}{(h_4 - h_3)}$$

Donde:

h_4 =entalpía a la temperatura que sale el líquido de enfriamiento

h_3 =entalpía ambiente (a la que entra el líquido de enfriamiento)

c Centrifuga 1 y 2

- Determinar el volumen de mezcla que ingresa a las centrifugas
- Buscar un equipo para la capacidad requerida.

d Tanque de Almacenamiento 2: Mezcla aceite-agua

- Determinar la capacidad volumétrica del tanque.
- Realizar los cálculos de la metodología del tanque de almacenamiento 1

e Decantador

- Determinar el volumen de mezcla que ingresa al decantador.

- Calcular la longitud y el diámetro del decantador, a manera de un tanque cilíndrico, con: $L = 2D$
- Adicionar un 20% de sobredimensionamiento para la altura.
- Cálculo del espesor de la pared del tanque

$$tw = \frac{(P_i \times D_i)}{(2SE - 1.2P_i)} + 2mm$$

Donde:

P_i = presión interna del tanque

D_i =diámetro interno del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la soldadura

- Cálculo de la masa del tanque

$$m = \pi \times D \times L \times tw \times \rho$$

Donde:

D =diámetro del tanque

L =altura del tanque

tw =espesor de la pared

ρ =densidad del materials

- Cálculo del espesor de los terminales del tanque

Tapa inferior: Terminal plana:

$$tw_{tplana} = D_e \sqrt{\frac{CP_i}{SE}} + 2mm$$

Donde:

D_e =diámetro interno

C =constante (0.1)

P_i = presión interna del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la soldadura

Tapa superior: Terminal Elíptica

$$tw_{teliptica} = \frac{P_i \times D_i}{2SE - 0.2P_i} + 2mm$$

Donde:

P_i = presión interna del tanque

D_i =diámetro interno del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la soldadura

- Cálculo de la masa de los terminales

$$m = \pi \times D^2 \times (tw_{tplana} + tw_{telíptica}) \times \rho$$

Donde:

D =diámetro del tanque

tw_{tplana} =espesor de la terminal plana

$tw_{telíptica}$ = espesor de la terminal elíptica

ρ =densidad del material

f Tanque de Almacenamiento 3: Aceite Esencial

- Determinar la capacidad volumétrica del tanque.
- Seguir el mismo procedimiento empleado para el tanque de almacenamiento 1.

iv) Realizar el dimensionamiento en base al siguiente procedimiento para cada equipo para la extracción de pectina

a Reactor Mezclador

- Establecimiento de la capacidad volumétrica requerida por el tanque.
- Cálculo de la longitud y el diámetro para una geometría cilíndrica, según:

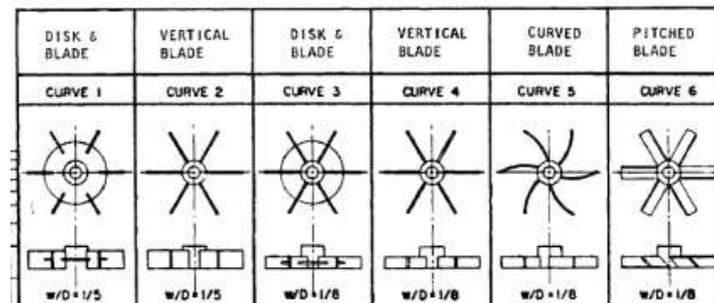
$$L = 2D$$

- Adicionar un 20% de sobredimensionamiento para la altura.

Se emplea la misma metodología que se usó para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento 1, para los siguientes 5 cálculos:

- Cálculo del espesor de la pared del tanque
- Cálculo de la masa del tanque
- Cálculo del espesor de los terminales del tanque
- Cálculo de la masa de los terminales
- Sumatoria de las masas del tanque y su terminal
- Selección del tipo de aspas para el agitador:

Figura A- 1. Tipo de agitadores



(Ricaurte, 2016)

- Calcular el diámetro del agitador

$$D_{ag} = \frac{D_{tanque}}{3}$$

(Geankoplis, 1998)

Donde:

D_{tanque} = diámetro del tanque

D_{ag} = diámetro del agitador

- Calcular la potencia del agitador

$$P = N_p \times D_{ag}^5 \times N^3 \times \rho$$

Donde:

P =potencia

N_p =número de potencia

D_a =diámetro del agitador

N = velocidad de rotación

ρ =densidad

- Calcular el área de la chaqueta térmica

$$A = 2 \times \pi \times r^2 \times 1.2$$

Donde:

r =radio del tanque

- Cálculo del grosor de la chaqueta con el 1% del área calculada.

(Ricaurte, 2016)

b Filtro de prensa

- Definir el tipo de filtrado deseado.
- Buscar un equipo con la capacidad y el tipo de filtrado requerido.

c Tanque de Precipitación (Tanque 4)

- Establecimiento de la capacidad volumétrica requerida por el tanque.

- Realizar los cálculos con la metodología del tanque de almacenamiento tomando en las terminales superior e inferior como planas.
- d Tanque de Lavado (Tanque 5)
- Determinar la capacidad volumétrica del tanque.
 - Seguir la metodología empleada para el tanque de almacenamiento 1.
- e Filtro de prensa
- Establecer el tipo de filtrado requerido.
 - Buscar un equipo con la capacidad de procesamiento requerida y el tipo de filtrado.
- f Columna de Destilación
- Emplear Aspen Hysis para el dimensionamiento.
 - Seleccionar los compuestos que ingresan a la columna.
 - Elegir el paquete termodinámico más apropiado.
 - Crear la corriente de alimentación y colocar el flujo másico, condiciones de operación y composición.
 - Seleccionar la columna ShortCut y crear las corrientes de destilado y residuo, y energía.
 - Unir la columna a las corrientes de alimentación, de destilado y residuo.
 - Establecer la fracción molar del heavy key y light key en el destilado y residuo, las condiciones de presión en el condensador y el rehervidor.
 - Establecer un reflux ratio de acuerdo con el reflujo mínimo calculado por el programa.

- Correr la simulación.
- Calcular el diámetro de la columna a partir de la siguiente ecuación.

$$\frac{Q}{d^2} = 350,000$$

Donde:

Q =calor del rehervidor (BTU/hr)

d =diámetro (pies)

- Determinar el espaciamiento entre platos en base al diámetro.

Tabla A- 2. Espaciamiento entre plato en función del diámetro de la columna de destilación

Diámetro (pies)	Espaciamiento entre platos (pulgadas)
2.5-3	18 o 24
3-10	24
10-20	30
≥ 20	> 30

- Estimar la altura de torre adicionando un 10% para cabezales
 - Calcular el volumen de la torre cilíndrica
- g Tanque de Almacenamiento 6: Etanol
- Se sigue la metodología empleada para el tanque de almacenamiento 1.
- h Secador 2
- Emplear la misma metodología con el secador 1.

i Molino de Bolas

- Establecer el tamaño de partícula requerido.
- Buscar un equipo con la capacidad necesaria y el tamaño de partícula definido

j Tanque de almacenamiento 7: Pectina

- Se emplea la metodología empleada para el tanque de almacenamiento 1

v) Realizar el dimensionamiento en base al siguiente procedimiento para cada equipo adicional

a Caldera 1

El dimensionamiento de una caldera parte de su balance de energía pues se trata de un sistema de transferencia de energía. De manera que, se debe realizar los siguientes cálculos:

- Determinar el caudal de vapor necesario para el extractor a partir de la literatura.
- Determinar el caudal de vapor necesario para el calentamiento de las chaquetas, mediante:

$$W_s = \frac{m \times C_p \times \Delta T}{h_{fg} \times t}$$

Donde:

m = masa de la mezcla que se desea calentar

C_p = calor específico

ΔT = variación de temperatura

h_{fg} =entalpía de vaporización del agua

t = tiempo de la operación

(Vaporparalaindustria, 2020)

- Cálculo del calor requerido

$$Q = m \times Cp \times \Delta T + m \times \Delta H$$

Donde:

m =masa de agua para la chaqueta y el extractor

Cp =capacidad calorífica

ΔT =diferencia de temperatura

ΔH = entalpía de evaporación

- Cálculo del calor del combustible

$$Q_{fuel} = \frac{Q}{\eta}$$

Q =calor requerido

η =eficiencia del secador

- Cálculo de la masa de combustible requerida

$$m_{fuel} = \frac{Q_{fuel}}{Valor\ fuel}$$

- Cálculo de la cantidad de aire requerida

$$m_{aire} = \frac{aire}{combustible} \times m_{fuel}$$

- Asumir un 25% de exceso de aire.

(Shawabkeh, 2007)

- Buscar un equipo con la capacidad de generación de vapor necesaria para la extracción y con las especificaciones previamente calculadas.

b Destilador de agua

- Buscar un destilador para el volumen de agua destilada que se requiere para la extracción.

c Selección de Bombas:

- Analizar el tipo de fluido que ingresa por las corrientes (líquido-líquido con sólidos suspendidos).
- Selección del tipo de bomba más adecuado para el tipo de fluido.
- Cálculo del diferencial de presión

$$\Delta P = \rho \times g \times h$$

Donde:

ρ =densidad del fluido

g =gravedad

h =altura

- Cálculo de la potencia

$$P = \frac{W \times \dot{m}}{\eta}$$

Donde:

W =trabajo requerido

\dot{m} = flujo másico

η =eficiencia de la bomba

- Buscar las bombas que cumplan con las especificaciones.

C) Cálculo del balance de energía

- Establecer el requerimiento de energía para los equipos, mediante la metodología descrita previamente y las especificaciones de estos.

D) Consumo Energético

- Especificar el medio para proveer energía a cada uno de los equipos.
- Calcular el consumo energético total de los equipos mensual.

8.4. Capítulo 5: Análisis económico

A) Determinar el costo de los equipos.

- Buscar el costo de venta de los equipos con las capacidades requeridas.
- Estimar los costos teóricos de los equipos acuerdo a su capacidad y la ecuación:

$$C_e = a + bS^n \quad (\text{Sinnot y Towler})$$

Donde:

C_e =costo del equipo

a, b =constantes (Tabla 6.6 de Sinnot y Towler)

S = parámetro de tamaño a evaluar

n = exponente para cada tipo de equipo (constante)

B) Estimar el costo ISBL de acuerdo con los factores de Lang.

- i. Determinar el factor de Lang para el tipo de procesamiento.

F=3; para procesamiento sólido

F=5; para procesamiento de fluidos

F=4; para procesamiento mixto

- ii. Determinar el costo ISBL con el costo del equipo calculado y el factor de Lang.

$$C = F \Sigma Ce$$

Donde:

Ce =costo del equipo

F = factor de instalación de Lang

C) Estimar el costo ISBL a través del método factorial de Hand.

- i. Establecer el factor del material (1.3 para acero inoxidable).
- ii. Determinar el factor de instalación de Hand para cada equipo.
- iii. Calcular el costo total tomando en cuenta el costo del equipo calculado y estos factores.

$$C = \Sigma Ce \times f_m \times F_{Hand}$$

Donde:

Ce =costo del equipo

f_m = factor del material del equipo

F_{Hand} = factor de instalación de Hand

D) Estimar el costo ISBL mediante el método Factorial Detallado.

- Establecer el factor de material y el tipo de procesamiento (sólido, líquido o mixto).

- Determinar el valor de los factores de instalación e tubería, montaje de equipo, trabajo eléctrico, instrumentación y control del proceso, trabajo civil, estructuras y construcciones, factores de revestimiento aislamiento o pintura.
- Calcular el costo ISBL tomando estos factores y el costo de los equipos calculado

$$C = \Sigma Ce[(1 + f_p)f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_s + f_t)]$$

Donde:

Ce =costo del equipo

f_p =factor de instalación de la tubería, f_m = factor del material del equipo

f_{er} =factor por montaje del equipo, f_{el} =factor de instalación por trabajo eléctrico

f_i =factor por instrumentación y control del proceso, f_s =factor por estructuras y construcciones

f_t =factor por revestimiento, aislamiento o pinturas.

E) Cálculo de la inversión de capital fijo para los costos teóricos y reales

- Selección del costo ISBL en base a los costos teóricos y reales por los 3 métodos.
- Calcular el costo OSBL como el 40% del ISBL.
- Establecer los costos de ingeniería como entre el 10 y el 30% de (ISBL+OSBL) dependiendo del tamaño del proyecto.
- Determinar los costos de contingencia o imprevistos como $\geq 10\%$ (ISBL+OSBL).

F) Cálculo de la inversión total requerida

- Cálculo del capital de trabajo considerando la suma de:
 - El valor de inventario de materias primas obtenido como el costo de estas para 2 semanas de producción.

- El valor del inventario de productos como el costo total de producción de 2 semanas.
- Efectivo en caja como el costo total de producción de 1 semana.
- Las cuentas por cobrar considerando el costo de producción de 1 mes (productos entregados mas aún no cancelados).
- Los créditos de cuentas pendientes como el costo total de suministros para 1 mes.
- El inventario de repuestos como el 1.5 % del (ISBL+OSBL).

ii) Determinar la inversión total mediante la suma del capital de trabajo y la inversión de capital fijo.

G) Cálculo de los costos de producción variables

i) Determinar el costo de materia prima, servicios de agua potable y electricidad, generación de vapor y transporte mensual.

- El costo del vapor viene dado por:

$$P_{LPS} = P_F \times \frac{dHb}{n} + P_{BFW}$$

Donde:

P_{HPS} = precio del vapor (\$/Mlb)

P_F = precio del combustible (\$/MMBtu)

dHb =tasa de calentamiento (MMBtu/Mlb vapor)

n =eficiencia

P_{BFW} = costo del agua de la alimentación (\$/Mlb)

(Towler & Sinnott, 2008)

ii) Sumar todos los valores.

H) Cálculo de los costos de producción fijo

i) Determinar los valores de:

- Labor de operación como el salario del personal mensual
- Supervisión con el 25% de Labor de Operación
- Gastos salariales como el 40% de (labor de operación+ supervisión)
- Mantenimiento como el 4% del ISBL
- Impuestos como el 1% del ISBL
- Alquiler de terreno como el 1% del (ISBL y el OSBL)
- Gastos generales como el 65% de (Labor de operación + Supervisión+ Gastos Salariales+ Mantenimiento)
- Gastos medio ambientales como el 1% del ISBL+OSBL
- Costo por licencias de funcionamiento

I) Determinar los ingresos de la planta

i) Calcular las ventas anuales mediante: *Producción anual* × Precio de venta

ii) Determinar el margen bruto como: *Ventas anuales* – *Materia Prima anual*

iii) Calcular el beneficio bruto como: *Ventas anuales* – (*COP fijo* + *COP variable*)

iv) Cálculo del beneficio neto como: *Beneficio bruto* – *Impuestos* (12%)

J) Realizar el flujo de caja tomando en cuenta la depreciación (Inversión de capital fijo/periodo) y el impuesto

K) Cálculo del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR)

i) Emplear la función VAN

ii) Emplear la función TIR de Excel y verificar que la tasa sea mayor a la tasa de interés del banco.

L) Cálculo del tiempo de recuperación

$$\text{Tiempo de recuperación} = \frac{\text{Inversión total inicial}}{\text{Beneficio Neto}}$$

(Towler & Sinnott, 2008)

M) Determinar si el proyecto es rentable o no en base al tiempo de recuperación y el flujo de caja.

9. ANEXO B: BASES DEL DISEÑO

9.1. Bases del diseño

Se tiene que para obtener aceite, pectina y bioetanol, se requiere: vapor de agua, ácido cítrico, etanol, hidróxido de sodio, enzimas (celulasa), levaduras, ciclohexano y carbón activado; para obtener aceite y pectina: vapor de agua, ácido cítrico y etanol y para obtener aceite y bioetanol, se necesita: vapor de agua, ácido sulfúrico, hidróxido de sodio, enzimas (celulasa y pectinasa), levaduras, ciclohexano y carbón activado como se indica en los diagramas de bloque de la sección 9.2. A continuación, se indica la materia prima requeridas para los 3 tipos de biorrefinerías con su respectivo precio.

Figura A- 2. Costos de la materia prima para las tres biorrefinerías planteadas.

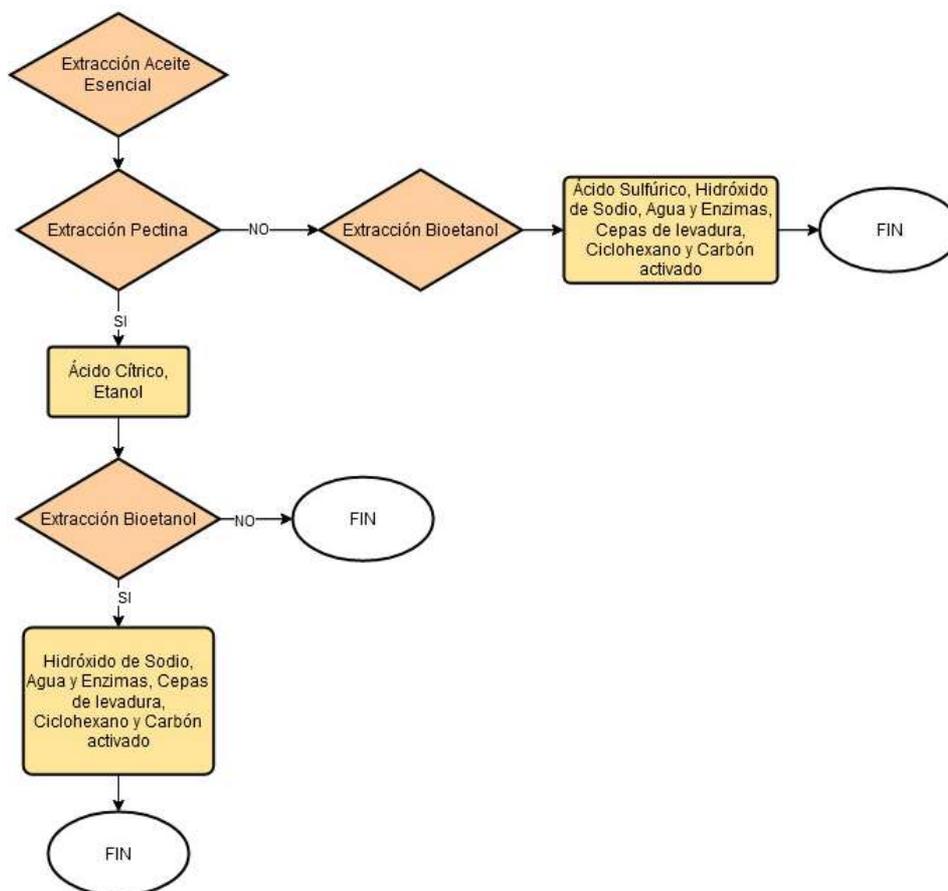


Tabla A- 3. Costos de la materia prima para las tres biorrefinerías planteadas.

Materias Primas	Costo
Cáscara de Naranja	Únicamente se aplica el costo de transporte de las naranjas.
Ácido Cítrico	\$630/tonelada
Ácido Sulfúrico	\$490/tonelada
Etanol	\$980/tonelada
Enzima Celulasa	\$64,4/kg
Enzima Pectinasa	\$84/kg
Cepas de levadura	\$5,04/kg
NaOH	\$574/ tonelada
Ciclohexano	\$2,24 / kg

Carbón Activado	\$840/tonelada
Agua	\$0.42/m ³

9.2. Diagrama de Bloque de las Biorrefinerías

9.2.1. Biorrefinería Aceite-Pectina-Bioetanol

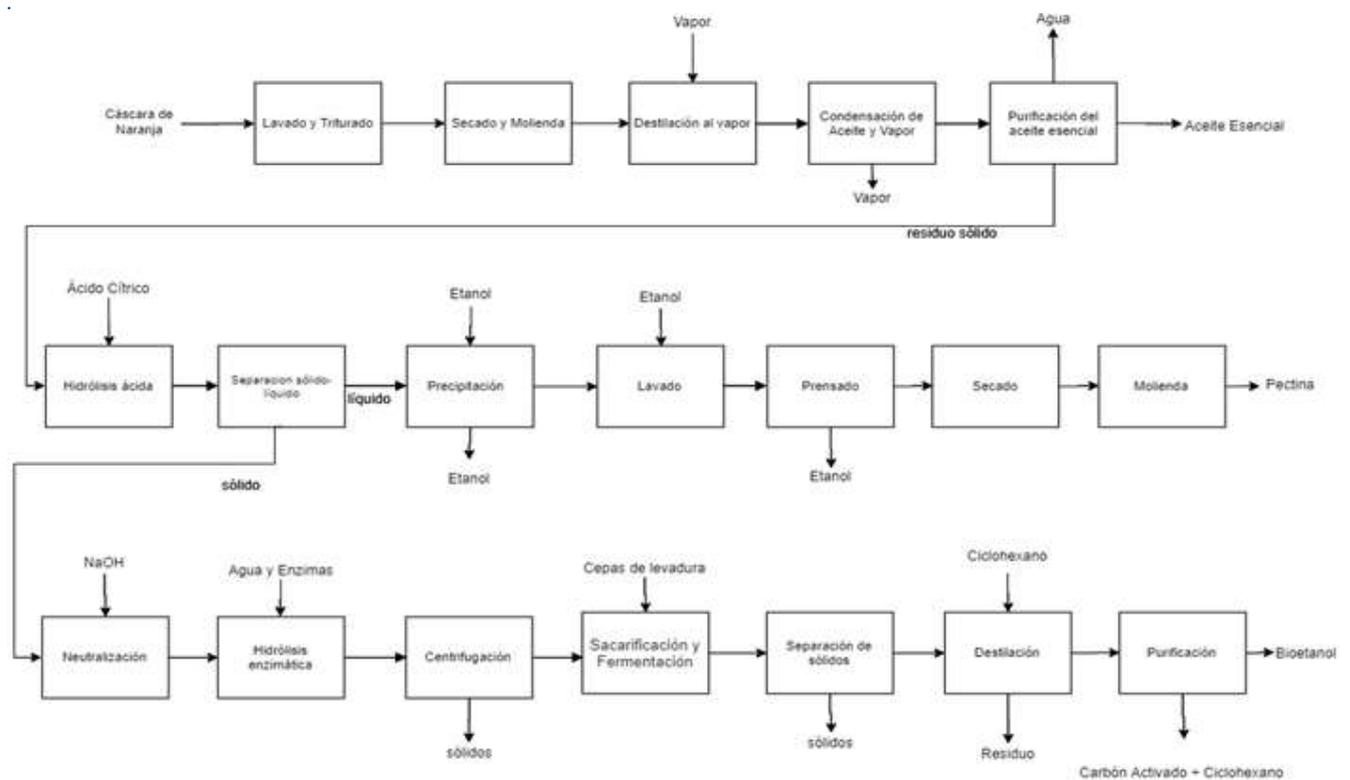


Figura A- 3. Diagrama de bloques de la biorrefinería para la obtención de aceite, pectina y bioetanol.

9.2.2. Biorrefinería Aceite-Pectina

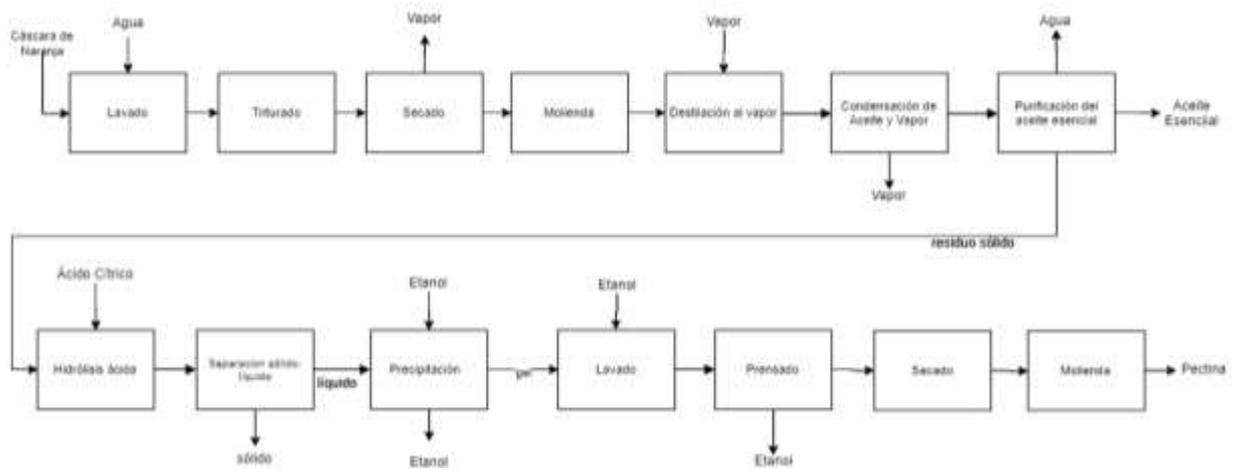


Figura A- 4. Diagrama de bloques de la biorrefinería para la obtención de aceite esencial y pectina

9.2.3. Biorrefinería Aceite-Bioetanol

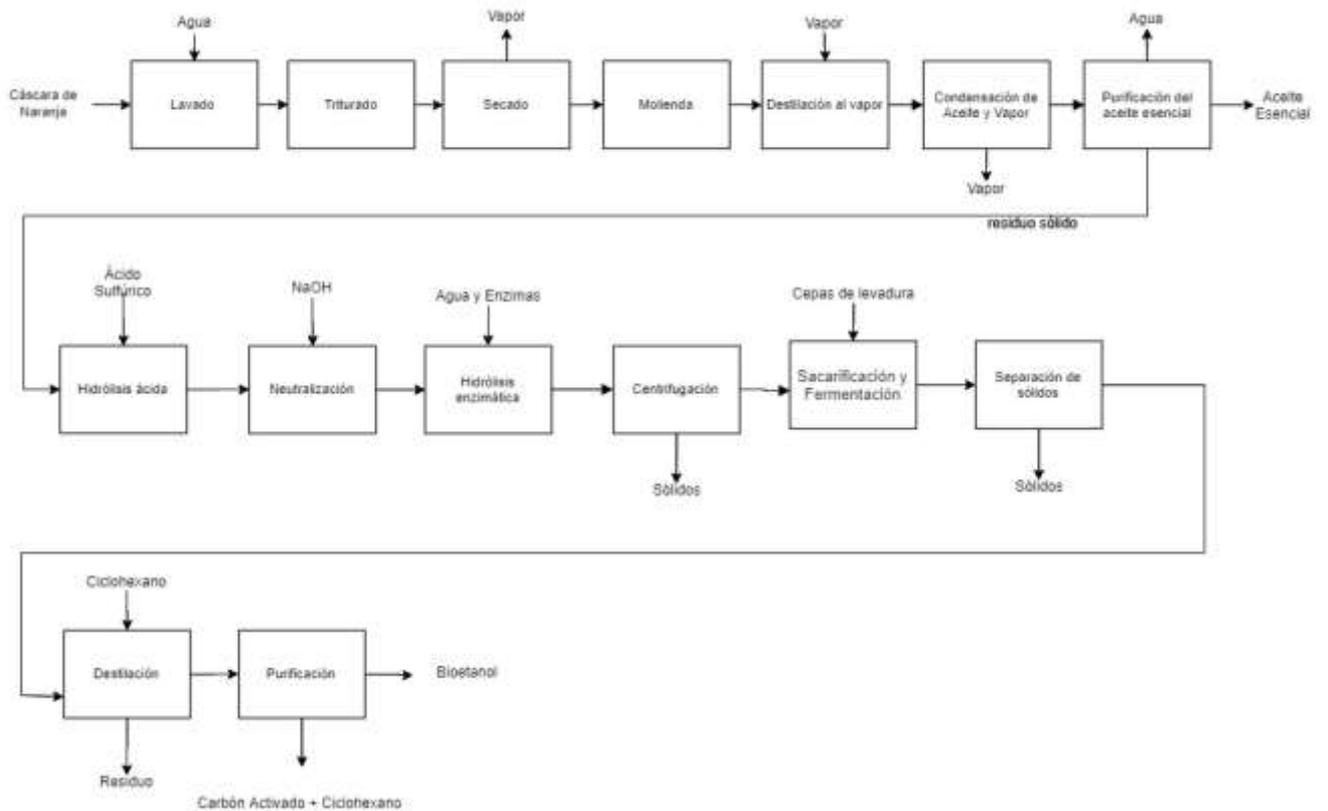


Figura A- 5. Diagrama de bloques de la biorrefinería para la obtención de aceite y bioetanol

9.3. Selección de la biorrefinería

Tabla A- 4. Matriz de decisión de las dos biorrefinerías propuestas

Criterios	Biorrefinería	
	Aceite-Pectina	Aceite-Bioetanol
Disponibilidad de materia prima	5	3
Costo Materia Prima	2	5
Costo Productos	5	4
Complejidad	5	3
Cantidad de Residuos	3	5
Pertinencia	5	2
Total	25	22

La disponibilidad de la materia prima para el proceso aceite-pectina es mayor pues no requiere compuestos controlados. En cambio, la biorrefinería de aceite-bioetanol requiere NaOH y H₂SO₄ que son compuestos regulados, así como también, enzimas. Por otro lado, los costos de materia prima para la biorrefinería de aceite y pectina son sumamente elevados en comparación con los de la biorrefinería aceite-bioetanol, debido a las grandes cantidades que se requiere de etanol y ácido cítrico. Sin embargo, los costos de los productos de la biorrefinería aceite-etanol son menores a los de aceite-pectina. Además, al evaluar la complejidad del proceso, la biorrefinería aceite-pectina cuenta con un menor número de operaciones unitarias y estas son más sencillas que las de la biorrefinería aceite-bioetanol. Al comparar la cantidad de residuos que se generan en ambos procesos, se verifica que la biorrefinería aceite y pectina genera más desechos que la de aceite-bioetanol. Sin embargo, la producción de pectina se

considera más pertinente que la de bioetanol puesto que no hay producción local de pectina y además, existen fuentes para la obtención de bioetanol que a diferencia de la cáscara de naranja, presentan mayor facilidad y eficiencia, como la melaza de caña de azúcar. Por ello, se establece que la biorrefinería más adecuada sería la que produce aceite y pectina debido a la disponibilidad de materia prima, sencillez y pertinencia.

9.4. Selección de los procesos de extracción

Para seleccionar el método de extracción de aceite más conveniente, se realizó una matriz de decisión para evaluar distintos factores. Se asignó un valor entre 1 y 5, siendo 5 el más adecuado. De manera que, la biorrefinería con mayor puntaje sea la más conveniente.

Tabla A- 5. Matriz de decisión del subproceso de extracción de aceite esencial

Criterios	Extracción de Aceite Esencial	
	Arrastre de vapor	Solvente
Costos	5	3
Pureza	5	3
Riesgo	5	3
Rendimiento	4	5
Total	19	14

Al comparar ambos subprocesos, el método de extracción de aceite con disolventes orgánicos resulta más costoso que la extracción por arrastre de vapor debido al costo de los disolventes requeridos y los riesgos, así como el extracto con menor pureza que se obtiene. Los solventes no extraen únicamente la esencia, sino también otras sustancias como ceras y grasas

(Peredo-Luna et al., 2009). No obstante, de acuerdo con la literatura, el rendimiento de la extracción con solvente es ligeramente mayor al de la destilación por arrastre de vapor. Finalmente, se establece que el método más conveniente es el de arrastre de vapor.

Se realiza el mismo procedimiento para seleccionar el método de extracción de la pectina. Se Se asigna valores entre el 1 y el 5, siendo 5 el más óptimo.

Tabla A- 6. Matriz de decisión del subproceso de hidrólisis para la obtención de pectina

Criterios	Extracción de Pectina/Hidrólisis ácida	
	Ácido Cítrico	Ácido Clorhídrico
Rendimiento	5	5
Costos	3	5
Disponibilidad	5	3
Toxicidad	5	3
Total	18	16

De acuerdo a la literatura, el rendimiento de la hidrólisis ácida con ácido cítrico es mucho mayor al obtenido con ácido clorhídrico (De la Torre et al., 2019). En cuanto a costos, para el ácido cítrico son menores que los del ácido clorhídrico. Sin embargo, la cantidad de ácido fuerte requerida es menor a la de ácido débil, por lo que, resulta menos costoso. Además, existe mayor disponibilidad del ácido cítrico con respecto al ácido clorhídrico puesto que este último es un compuesto regulado. Asimismo, el ácido clorhídrico es altamente tóxico tanto para el medio ambiente como para los seres humanos y, se considera que es muy corrosivo. Por ello, se decide trabajar con la hidrólisis con ácido cítrico.

9.5. Normas

Las normas para aceites esenciales son:

- ISO/TC 54 Estandarización para métodos de análisis y especificaciones de los aceites.
- ISO 3120: 2019 Aceite esencial de naranja dulce expresado [citrus sinensis (L.)]
- ISO/TS 210: 2014 Normas generales para envasado, acondicionamiento y almacenaje de aceites esenciales.
- ISO 3218:2014: Principios de Nomenclatura

Las normas para pectina son:

- ISO 22000 Seguridad alimentaria
- Codex Alimentarius: Norma General del Codex para Aditivos Alimentarios (establece las especificaciones de la pectina)

Las normas generales a seguir son:

- Constitución de la República 2008
- Calidad: ISO 9001:2008
- Transporte, almacenamiento y manejo de compuestos peligrosos: INEN 2266:2013
- Productos químicos peligrosos etiquetado INEN 2288:2000
- Código orgánico del ambiente

- Norma de Calidad Ambiental y de Descarga de Efluentes: Recurso Agua NTE INEN 2169:98.

Los permisos de funcionamiento abarcan:

- Patente Municipal
- Tasa de habilitación
- Permiso del Cuerpo de Bomberos
- Permiso de uso de suelo

10. ANEXO C: DISEÑO DEL PROCESO

10.1. Balance de Masa

Ácido Cítrico		407.0	401.9	7.8	394.1		389.2			0.0	0.0	389.2	0.0	389.2				
Etanol 70%						25070.1	24756.7		25070.1	24756.7	24014.0	48770.8	48770.8		735.3	742.7		
Aceite E																		
Pectina			191.6		185.8			183.5		183.5					178.0		178.0	176.3
Total (Kg/extrac.)	2443.4	21547.7	23693.5	1592.6	21864.2	25070.1	45147.0	1200.6	25070.1	25957.4	24014.0	69161.1	48770.8	20390.3	1920.2	1749.7	178.0	176.3

10.2. Pérdidas de los equipos

A continuación, se indica las pérdidas de los equipos consideradas en el cálculo del balance de masa.

Tabla A- 8. Pérdidas consideradas en el balance de materia

Equipo	Pérdidas
Triturador	2.19%
Molienda	0.94%
Centrífuga	0.70%
Decantador	0.50%
Reactor	125%
Filtro prensa	1-3%
Tanques	1,25%
Molienda	0,94%

11. ANEXO D: CÁLCULOS Y RESULTADOS CAPITULO 2

A partir de la metodología descrita en el Anexo A 8.3, se realiza el dimensionamiento de los equipos. A continuación, se indica los datos empleados en el cálculo y los respectivos resultados para cada uno de los equipos.

11.1. Equipos de Pretratamiento

11.1.1. Secador 1

El diseño del secador abarca el dimensionamiento del equipo así como el calor requerido por el horno para evaporar el contenido de humedad (80%) y agua retenida (4% del agua de lavado)

presente en la cáscara de la naranja. El volumen del secador se define con un 20% de sobredimensionamiento y se asume una eficiencia del 90%. Se emplea la metodología descrita para secadores en el Anexo A 8.3.

Tabla A- 9. Dimensionamiento del secador 1

Secador 1	
Dimensiones	
ρ cáscara (kg/m ³)	
Masa alimentación (kg)	7086.86
Volumen por secar (m ³)	9.14
Volumen Secador + 20% (m ³)	10.97
Largo (m)	1.54
Ancho (m)	2.31
Altura (m)	3.08
Calor Horno	
Masa de Agua (kg)	5670.17
Temperatura inicial y final	25-40°C
ΔH evap (KJ/kg)	2406.70
R (J/Kmol)	8.31
Qcalentamiento (kJ)	158639.20
Qevaporación (kJ)	1.36E+07
Qtotal (kJ)	1.38E+07
n eficiencia	0.9
Qneto (kJ)	1.53E+07
Qneto (kW)	3.55E+02

11.1.2. Tanque Almacenamiento 1: Cáscaras

El dimensionamiento para el tanque de cáscaras consiste en el cálculo de las dimensiones del tanque y los espesores del recipiente, es decir, del tanque y de las terminales. Adicionalmente, se presente la masa de acero requerida para el recipiente. Para el cálculo, se emplea la metodología para tanques descrita en el Anexo A 8.3. El cálculo del volumen de los tanques considera un sobredimensionamiento de la altura del 20% para evitar derrames en el caso de exceso de contenido. La mayoría de tanques se considera tiene una terminal plana para la base y una terminal elíptica para la tapa. El cálculo del espesor se realiza tomando el valor del esfuerzo permisible (S) del acero inoxidable 304 para un valor mayor a la temperatura de operación, en este caso, esta es de 25°C , entonces, se toma para alrededor de 38°C y considerando un valor de soldadura (E) de 0.8. El valor del esfuerzo permisible se lo toma de acuerdo a las temperaturas dadas en la literatura, caso contrario, se interpola con los rangos. Cabe mencionar que los espesores calculados deben ser mayores o iguales a los espesores mínimos de acuerdo al diámetro del recipiente, como se indicó en la metodología.

Tabla A- 10. Dimensionamiento del tanque de Cáscaras

Tanque Cáscaras	
Dimensiones	
ρ cáscara seca (kg/m ³)	410
Vtotal(m ³)	3.42
D (m)	1.30
L (m)	2.59
L+20% (m)	3.11
Vtanque (m ³)	4.11
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	410

g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.13
P operación (bar)	1.14
Pdiseño (bar)	1.25
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.13
S (N/mm ²)	137.90
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.003
tw tanque establecido(m)	0.007
C	0.1
tw terminal plana (m)	0.016
tw terminal elíptica calculado (m)	0.003
tw terminal elíptica establecido (m)	0.007
Masas Recipiente	
pacero (kg/m ³)	7850
MasaTanque (kg)	696.37
Masa Terminales (kg)	945.59

11.2. Equipos de Extracción Aceite Esencial

11.2.1. Condensador

Se emplea la metodología correspondiente en Anexos A 8.3. El dimensionamiento del condensador consiste en determinar el calor que se necesita retirar de la mezcla para condensarla y enfriarla, y la masa de agua de enfriamiento. El calor de condensación se lo determina considerando la masa de agua pues esta es la que arrastra el aceite. El calor de enfriamiento se calcula tomando en cuenta el Cp del agua y del aceite. Para ello, se asume el

Cp del aceite es constante y se calcula $Cp\Delta T$ para el agua mediante la integral de $A + BT + CT^2 + DT^{-2} + ET^3$ empleando las constantes termodinámicas A, B y D.

Tabla A- 11. Dimensionamiento del condensador

Condensador	
Masa agua por Condensar (kg)	18655.54
ΔH cond (KJ/kg)	-2283.20
Qcondensación (kJ)	-4.26E+07
Masa aceite enfriar (kg)	35.08
Cp aceite (kJ/kg°C)	2.38
T Inicial y final (°C)	90-50°C
Qenfriamiento agua (kJ)	-1401.34
Qenfriamiento aceite (kJ)	-3346.88
Qtotal (kJ)	-4.26E+07
h3 a 25°C	104.87
h4 a 70°C	292.96
Masa agua requerida (kg)	2.26E+05

Tabla A- 12. Constantes para el cálculo de $Cp\Delta T$

Constantes Integral de $Cp\Delta T$ para Agua	
A	3.47
B	1.45E-03
D	1.21E+04

11.2.2. Tanque de Almacenamiento 2: Agua-aceite

El dimensionamiento consiste en determinar las dimensiones del tanque con un sobredimensionamiento del 20%, los espesores y la masa del recipiente. Se toma el esfuerzo permisible para alrededor de 60°C, dado que la temperatura de operación es de 40°C aproximadamente, y se emplea el mismo valor de eficiencia de la soldadura establecido para los tanques.

Tabla A- 13. Dimensionamiento del tanque Agua-Aceite

Tanque Almacenamiento Agua+Aceite	
Dimensiones	
Vtotal(m ³)	4.68
D (m)	1.44
L (m)	2.88
L+20% (m)	3.45
Vtanque (m ³)	5.62
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	997.86
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.34
P operación (bar)	1.35
P diseño (bar)	1.49
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.15
S (N/mm ²)	137.90
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.003
tw tanque establecido(m)	0.007
C	0.1

tw terminal plana (m)	0.019
tw terminal elíptica calculado (m)	0.003
tw terminal elíptica establecido(m)	0.007
Masas Recipiente	
pacero (kg/m ³)	Masa Terminales
MasaTanque (kg)	858.18
Masa Terminales (kg)	1313.13

11.2.3. Decantador

El dimensionamiento del decantador se lo realiza de la misma forma que para un tanque, asumiendo el sobredimensionamiento del 20%, tomando el esfuerzo permisible máximo (S) para 60°C y una eficiencia de soldadura de 0.8.

Tabla A- 14. Dimensionamiento del decantador

Decantador	
Dimensiones	
ρ aceite (kg/m ³)	845
ρ agua (kg/m ³)	992.25
Vtotal(m ³)	1.87
D (m)	1.06
L (m)	2.12
L+20% (m)	2.54
Vtanque (m ³)	2.24
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	989.02

g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.25
P operación (bar)	1.26
P diseño (bar)	1.39
Espesores	
P diseño (N/mm ²)	0.14
S (N/mm ²)	131.01
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.003
tw tanque establecido(m)	0.005
C	0.1
tw terminal plana (m)	0.014
tw terminal elíptica calculado (m)	0.003
tw terminal elíptica establecido(m)	0.005
Masas Recipiente	
ρ acero (kg/m ³)	7850
Masa Tanque (kg)	332.26
Masa Terminales (kg)	531.20

11.2.4. Tanque Almacenamiento 3: Aceite

Se dimensiona el tanque determinando sus dimensiones, los espesores y la masa de recipiente requerida. Se realiza las mismas consideraciones que para el tanque 1.

Tabla A- 15. Dimensionamiento del tanque de aceite

Tanque Almacenamiento Aceite	
Dimensiones	
ρ aceite (kg/m ³)	845
Vtotal(m ³)	0.04
D (m)	0.30
L (m)	0.59
L+20% (m)	0.71
Vtanque (m ³)	0.05
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	845
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.06
P operación (bar)	1.07
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.12
S (N/mm ²)	134.11
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.002
tw tanque establecido(m)	0.005
C	0.1
tw terminal plana (m)	0.005
tw terminal elíptica calculado (m)	0.002
tw terminal elíptica establecido(m)	0.005
Masas Recipiente	
ρ acero (kg/m ³)	7850
Masa Tanque (kg)	25.93

Masa Terminales (kg)	21.83
----------------------	-------

11.3. Equipos de Extracción de Pectina

11.3.1. Reactor con agitación

El dimensionamiento del tanque se lo realiza como en el caso de un tanque, calculando dimensiones, espesores y la masa del recipiente. No obstante, se requiere determinar la potencia del agitador, el área y el caudal de vapor de la chaqueta. Se asume el esfuerzo máximo permisible para una temperatura de diseño de 100°C, pues se opera a 60°C. Por otro lado, se asume un agitador de tipo “Pitched Blade” pues es el más común para trabajar con este tipo de suspensiones.

Tabla A- 16. Dimensionamiento del reactor

Reactor con Agitación	
Dimensiones	
ρ cáscara seca (kg/m ³)	410
ρ agua (kg/m ³)	983.13
ρ ácido cítrico (kg/m ³)	1665.00
Vtotal(m ³)	26.18
D (m)	2.55
L (m)	5.11
L+20% (m)	6.13
Vtanque (m ³)	31.41
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	916.43
g (m/s ²)	9.81

Ph (bar)	0.55
P operación (bar)	1.56
Pdiseño (bar)	1.72
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.17
S (N/mm ²)	118.60
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.004
tw tanque establecido(m)	0.010
C	0.1
tw terminal plana (m)	0.036
tw terminal elíptica calculado (m)	0.004
tw terminal elíptica establecido (m)	0.010
Masas Recipiente	
ρacero (kg/m ³)	7850
MasaTanque (kg)	3861.74
Masa Terminales (kg)	7466.09
Agitador	
Tipo	Pitched Blade
Dagitador (m)	2.82E+04
Nre	2.82E+04
u viscosidad (kgs/m)	0.025
Np	1.4
N (rev/s)	1.08
ρmezcla	916.43
P (w)	723.23
Chaqueta Térmica	

A (m ²)	12.30
Grosor (m)	0.12
Masa por calentar (kg)	2.26E+04
Cp agua	4.18
T inicial -final	25-60°C
Hv (kJ/kg)	2727.30
tiempo (hora)	1
Cantidad de vapor (kg/h)	1213.55

11.3.2. Tanque de precipitación (Tanque 4)

El diseño del tanque se realiza del mismo modo que para los tanques previos, calculando las dimensiones, espesores y masa del recipiente. Sin embargo, se asume terminales planas para la tapa superior e inferior para este caso debido a la exposición prolongada de etanol.

Tabla A- 17. Dimensionamiento del tanque de precipitación

Tanque de Precipitación	
Dimensiones	
ρ pectina precipitada (kg/m ³)	970
ρ agua (kg/m ³)	992.25
ρ ácido cítrico (kg/m ³)	1665.00
ρ etanol (kg/m ³)	848.64
Vtotal(m ³)	51.42
D (m)	3.20
L (m)	6.40
L+20% (m)	7.68
Vtanque (m ³)	61.70

Cálculo Presión del Diseño	
ρ_{mezcla} (kg/m ³)	912.76
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.69
P operación (bar)	1.70
Pdiseño (bar)	1.87
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.19
S (N/mm ²)	131.01
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.005
tw tanque establecido(m)	0.012
C	3198.932008
tw terminales plana (m)	0.045
Masas Recipiente	
ρ_{acero} (kg/m ³)	7850
MasaTanque (kg)	7268.12
Masa Terminales (kg)	22580.99

11.3.3. Tanque de lavado (Tanque 5)

Se emplea la misma metodología empleada para tanques del Anexo A 8.3. Se toma el valor de esfuerzo máximo permisible para 38°C.

Tabla A- 18. Dimensionamiento del tanque de lavado

Tanque Lavado	
Dimensiones	
ρ pectina líquida(kg/m ³)	1320
ρ agua (kg/m ³)	992.25
ρ ácido cítrico (kg/m ³)	1665
ρ etanol (kg/m ³)	848.64
Vtotal(m ³)	30.71
D (m)	2.69
L (m)	5.39
L+20% (m)	6.47
Vtanque (m ³)	36.85
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	510.90
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.32
P operación (bar)	1.34
Pdiseño (bar)	1.47
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.147
S (N/mm ²)	137.903
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.004
tw tanque establecido(m)	0.010
C	0.1
tw terminales plana (m)	0.033
tw terminales elíptica calculado (m)	0.004

tw terminal elíptica establecido (m)	0.010
Masas Recipiente	
ρ acero (kg/m ³)	7850
MasaTanque (kg)	4295.00
Masa Terminales (kg)	7714.15

11.3.4. Columna de Destilación

Primeramente, se realiza un cálculo preliminar de las composiciones de la alimentación, destilado y residuo en base al balance de masa.

Tabla A- 19. Cálculo preliminar de las composiciones de la columna 1

Compuesto	Temperatura ebullición (°C)	Fracción Másica			Caudal (kg/extracción)		
		F (Alimentación)	D (Destilado)	W(Residuo)	F (Alimentación)	D (Destilado)	W(Residuo)
Etanol	78.31	0.49	0.98	0.00	34139.55	34102.50	37.05
A. Cítrico	310	0.01	0.00	0.01	389.18	0.00	389.18
Agua	100	0.50	0.02	0.99	34632.35	576.57	34055.79
Total		1.00	1.00	1.00	69161.08	34679.07	34482.02

A partir de este cálculo, se realiza la simulación en Aspen Hysys siguiendo la metodología respectiva del Anexo A 8.3.

- (1) Se selecciona los componentes: etanol, ácido cítrico y agua.

Component	Type	Group
Ethanol	Pure Component	
Citric_Acid	Pure Component	
H2O	Pure Component	

Figura A- 6. Selección de componentes de la simulación

(2) Se opta por trabajar por el paquete termodinámico NRTL

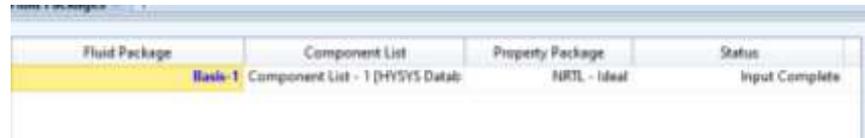


Figura A- 7. Selección del paquete termodinámico

(3) Se crea una corriente de materia y se ingresan las condiciones de operación y las composiciones, como se muestra a continuación.

Worksheet	Stream Name	1	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	60,00	60,00
Composition	Pressure [kPa]	101,3	101,3
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2666	2666
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	6,916e+004	6,916e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	77,84	77,84
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,805e+005	-2,805e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	28,44	28,44
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-7,477e+008	-7,477e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	73,52	73,52
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Figura A- 8. Condiciones de operación y especificaciones de la alimentación

Worksheet	Mass Fractions	Aqueous Phase
Conditions	Ethanol	0,4937
Properties	Citric_Acid	0,0056
Composition	H2O	0,5008

Figura A- 9. Composición de la alimentación

(4) Se agrega la columna shortcut e identificar las corrientes de la misma.

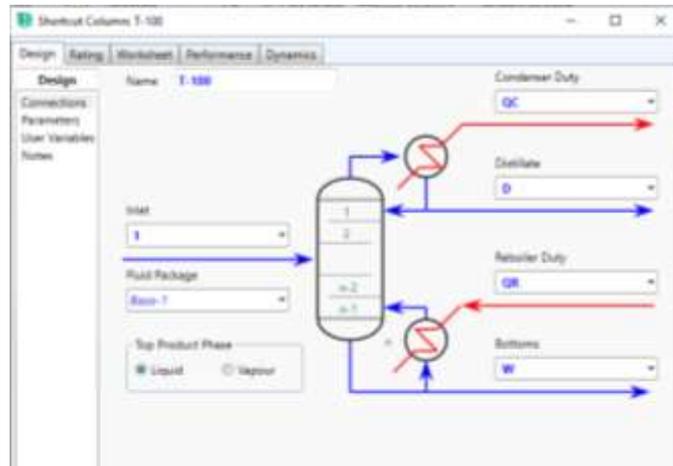


Figura A- 10. Conexiones de la columna de destilación

(5) Se ingresa el compuesto y los valores de la fracción molar de light key y heavy key deseados en el destilado y residuo, la presión del condensador y rehervidor y el reflujo deseado.

Component	Mole Fraction
Ethanol	0.0500
H2O	0.1000

Condenser Pressure	90,000 kPa
Reboiler Pressure	120,000 kPa

External Reflux Ratio	1,000
Minimum Reflux Ratio	0.642

Figura A- 11. Parámetros de funcionamiento de la columna

(6) Se corre la simulación y se verifican los resultados obtenidos.

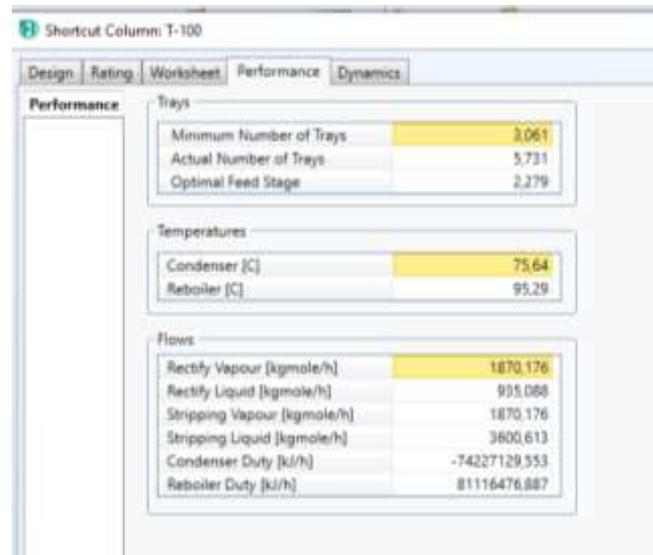


Figura A- 12. Resultados de la simulación

Finalmente, se calcula las dimensiones de la columna, espesor y masa, como lo indica la metodología de Anexos A 8.3. La presión de diseño considera la presión manométrica, atmosférica y la de operación de la columna.

Tabla A- 20. Dimensionamiento de la columna de destilación

Columna de Destilación	
Qreboiler (KJ/hr)	8.11E+07
Qreboiler (BTU/hr)	7.69E+07
N° Platos	6
Diámetro (pies)	14.82
Diámetro (m)	4.52
Espaciamiento entre platos (plg)	30
Espaciamiento entre platos (m)	0.76
Altura Torre	5.94

Volumen (m ³)	95.27
Espesor	
ρ_{mezcla} (kg/m ³)	886.14
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.52
P operación (bar)	1.53
P columna (bar)	1.20
P diseño (N/mm ²)	0.30
S (N/mm ²)	118.60
E	0.8
tw columna (m)	0.002
tw columna establecido (m)	0.012
Masa columna	
ρ_{acero} (kg/m ³)	7850
Masa columna (kg)	1329.07

11.3.5. Tanque de almacenamiento 6: Etanol

Se realiza el dimensionamiento siguiendo la metodología de tanque descrita en el Anexo A 8.3.

Se considera la temperatura de operación como temperatura ambiente.

Tabla A- 21. Dimensionamiento del tanque de almacenamiento de etanol

Tanque Almacenamiento Etanol	
Dimensiones	
ρ_{agua} (kg/m ³)	977.63
ρ_{etanol} (kg/m ³)	848.64
Vtotal(m ³)	51.29

D (m)	3.20
L (m)	6.39
L+20% (m)	7.67
Vtanque (m ³)	61.55
Cálculo Presión del Diseño	
ρ_{mezcla} (kg/m ³)	887.34
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.67
P operación (bar)	1.68
Pdiseño (bar)	1.85
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.18
S (N/mm ²)	118.60
E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.005
tw tanque establecido(m)	0.012
C	0.1
tw terminal plana (m)	0.047
tw terminal elíptica calculado (m)	0.005
tw terminal elíptica establecido (m)	0.012
Masas Recipiente	
ρ_{acero} (kg/m ³)	0
MasaTanque (kg)	7255.60
Masa Terminales (kg)	4311.83

11.3.6. Secador 2

El diseño del secador consiste en determinar las dimensiones del equipo y el calor requerido, tomando un 90% de eficiencia. Se emplea la metodología descrita en Anexos A 8.3 para Secador 1.

Tabla A- 22. Dimensionamiento del secador 2

Secador 2	
Dimensiones	
ρ pectina líquida(kg/m ³)	1320
ρ agua (kg/m ³)	977.63
ρ etanol (kg/m ³)	848.64
Masa Feed (kg)	1920.23
Volumen por secar (m ³)	2.03
Volumen Secador 20% sobredimensionamiento (m ³)	2.44
Largo (m)	0.93
Ancho (m)	1.40
Altura (m)	1.87
Calor Horno	
Masa de Agua (kg)	1006.96
Temperatura inicial y final	25-40°C
ΔH evap (KJ/kg)	2406.70
R (J/Kmol)	8.31
Qcalentamiento (kJ)	2.82E+04
Qevaporación (kJ)	2.42E+06
Qtotal (kJ)	2.45E+06
n eficiencia	0.9

Qneto (kJ)	2.72E+06
Qneto (kW)	63.06

11.3.7. Tanque de almacenamiento 7: Pectina

Se dimensiona el tanque de acuerdo a la metodología para tanques de Anexos A 8.3. Se considera que la pectina se almacena a temperatura ambiente.

Tabla A- 23. Dimensionamiento del tanque de almacenamiento de pectina

Tanque Almacenamiento Pectina	
Dimensiones	
ρ pectina en polvo (kg/m ³)	700
Vtotal(m ³)	0.25
D (m)	0.54
L (m)	1.09
L+20% (m)	1.31
Vtanque (m ³)	0.31
Cálculo Presión del Diseño	
ρ mezcla (kg/m ³)	700
g (m/s ²)	9.81
Ph (bar)	0.09
P operación (bar)	1.10
Pdiseño (bar)	1.21
Espesores	
Pdiseño (N/mm ²)	0.12
S (N/mm ²)	137.90

E	0.8
tw tanque calculado (m)	0.002
tw tanque establecido(m)	0.005
C	0.1
tw terminales plana (m)	0.008
tw terminales elíptica calculado (m)	0.002
tw terminal elíptica establecido (m)	0.005
Masas Recipiente	
pacero (kg/m ³)	7850
MasaTanque (kg)	87.90
Masa Terminales (kg)	93.14

11.4. Equipos Adicionales

11.4.1. Caldera

El dimensionamiento de la caldera considera la generación de vapor a 135°C para la extracción del aceite a 90°C y el calentamiento de la chaqueta a 60°C, de manera que, la alimentación de la caldera considera estos caudales. Se emplea la metodología para calderas del Anexo A 8.3. Entonces, se calcula el calor requerido considerando una eficiencia del 90%, la cantidad de combustible y aire requerido.

Tabla A- 24. Dimensionamiento de la caldera

Caldera	
Masa Agua Extractor (kg)	18655.54
Masa Agua Chaqueta (kg)	1213.55
Masa total (kg)	19869.09
Caudal agua(kg/h)	1214-4664
T Inicial-Final (°C)	25-135°C
R (J/Kmol)	8.31
ΔH evap (KJ/kg)	2159.60
Q extractor	4.42E+07
Q chaqueta	2872153.171
Qtotal (kJ)	4.70E+07
n eficiencia	0.90
Qfuel (KJ)	5.22E+07
Combustible	
QL Diesel (kwh/kg combustible)	12.17
mfuel (kg)	298.15
Vfuel (m ³)	0.35
ρ diesel (kg/m ³)	850.00
Aire	
Ratio aire-combustible	14.50
maire (con exceso 25%) (kg)	5403.95

11.4.2. Bombas

Se emplea la metodología descrita para bombas del Anexos A 8.3. La bomba 1 permiten el transporte del fluido de la centrífuga al decantador; la bomba 2, de la prensa al tanque de

precipitación; la bomba 3, de la prensa a la columna de destilación y la bomba 4, de la columna al tanque de almacenamiento de etanol. El presente cálculo toma en cuenta la diferencia de alturas de los equipos. Cabe mencionar que una vez comprada la bomba, se debe calcular el NPSH (Altura Neta Positiva de Aspiración) disponible y verificar que sea mayor al NPSH requerido; caso contrario, se debe modificar la altura de los equipos para cumplirla y calcular nuevamente la potencia.

Tabla A- 25. Cálculos de las bombas

Parámetros	Bomba 1	Bomba 2	Bomba 3	Bomba 4
h (m)	1.54	6.89	1.90	4.87
g (m/s ²)	9.81	9.81	9.81	9.81
ρ mezcla (kg/m ³)	997.07	912.76	886.14	848.64
P1 (Pa)	1.01E+05	1.01E+05	1.01E+05	1.01E+05
P2 (Pa)	1.16E+05	1.63E+05	1.18E+05	1.42E+05
W (J/kg)	15.11	67.59	18.64	47.77
m (kg/s)	18.64	6.58	4.80	3.48
n eficiencia	0.75	0.75	0.75	0.75
P potencia (W)	375.49	593.14	119.36	221.80
P potencia (kW)	0.38	0.59	0.12	0.22

11.5. Consumo Energético

El requerimiento energético de la planta es de 1.55E08 kJ por extracción, lo que se traduce en 9,441 kW y 38,033 kWh.

Tabla A- 26. Requerimiento y consumo eléctrico por extracción

Equipos	KJ	KW	kWh
Balsa de Lavado	7.20E+04	4.00	20
Picadora	3.51E+04	1.50	9.75
Secador	1.53E+07	256.55	3078.65
Molino rodillo	5.40E+04	15.00	15
Condensador	-4.26E+07	-2958.27	
Centrifuga	1.62E+05	22.50	45
CSTR	2.60E+06	723.23	723.226
Filtro de prensa	9.36E+03	2.60	2.6
Prensa	9.36E+03	2.60	2.6
Secador	1.97E+06	45.56	546.736
Molino de bolas	1.03E+04	2.20	2.86
Columna Destilación	8.11E+07	5633.09	22532.4
Caldera	5.22E+07	2647.57	10590.3
Destilador Agua	1.66E+06	84.00	462
Bomba 1	1.12E+03	0.38	0.31166
Bomba 2	2.14E+03	0.59	0.59314
Bomba 3	1.72E+03	0.12	0.47744
Bomba 4	3.19E+03	0.22	0.8872
TOTAL	1.55E+08	9,441.71	38,033.3

12. ANEXO E: COTIZACIONES

A continuación, se muestra las cotizaciones de los equipos necesarios de acuerdo a la metodología del Anexo A 8.3. Las cotizaciones fueron obtenidas de una plataforma de proveedores chinos y también, de un proveedor hindú.

12.1. Equipos de Pretratamiento

Para el pretratamiento, se requiere las cotizaciones de la balsa de lavado, picadora y molino de rodillos. Se encuentra las especificaciones técnicas de los equipos en las siguientes cotizaciones.

12.1.1. Balsa de Lavado

Proveedor: Henan Ultron Intelligent Technology Co., Ltd.

Modelo	Dimensión (mm)	Peso (kg)	De la potencia (kw)	Capacidad (kg/h)
ACQP2500	2500*1200*1300	400	4	100-500



Figura A- 13. Especificaciones de la balsa de lavado

12.1.2. Picadora

Proveedor: Henan Ultron Intelligent Technology Co., Ltd.

Model	Dimension(mm)	Weight(kg)	Power(kw)	Capacity(kg/h)
ACMQ200	750*500*1100	120	0.75	100-200
ACMQ400	950*700*1100	140	1.5	300-400



Figura A- 14. Especificaciones de la picadora

12.1.3. Molino de rodillos

Proveedor: Jiangyin Haixiang Machinery Co. Ltd.



Modelo	Capacidad de producción (Kg/h)	Velocidad del husillo (R/min) (rpm)	Alimentación tamaño (Mm)	Tamaño de salida gránulos (Trituración fineza) (Malla)	Trituración de potencia del Motor (Kw)	Dimensión general Mm	Peso KG
15B	10-50	6000	6	60-120	2,2	550*400*850	85
20B	60-150	4500	6	40-120	4	550*600*1250	180
30B	100-300	3800	6	40-120	5,5	600*700*1450	250
40B	160-800	3400	10	40-120	7,5	800*900*1550	360
60B	300-1000	2800	12	40-120	15	900*900*1880	550
80B	400-2000	2000	12	40-120	22	1100*950*1960	850
100B	500-3000	1500	12	40-120	30	1350*1000*2100	1200

Figura A- 15. Especificaciones del molino de rodillos

12.2. Equipos de Extracción Aceite Esencial

Para la extracción del aceite, se requiere las cotizaciones del extractor y la centrífuga. El extractor incluye el condensador, separador y tanque de almacenamiento. Las especificaciones de estos equipos se encuentra en las siguientes cotizaciones.

12.2.1. Extractor

Proveedor: Wuhan HDC Technology Co., Ltd.



武汉天海健科技有限公司

Your Oil Machine Specialist. WUHAN HDC TECHNOLOGY CO., LTD.

Part I Table of Main Technical Parameters of Equipment:

No.	Equipment Name	Model	Part Name	Main parameters	Unit Price	Qty	Amount
					(USD)	(SET)	USD (FOB Shanghai)
<p>The equipment consists of distillation kettle, demister, condensation tower, condensed aroma device, third-grade oil-water separator, hydrosol storage tank, an air compressor unit, a mobile material hoist (one unit), a working platform for equipment, and related pipelines. The inner surface of the equipment is polished with $Ra \leq 0.6\mu m$, and the outer surface is treated with $Ra \leq 0.8\mu m$. This ensures that there is no dead corner and meets GMP requirements.</p>							
1	Essential oil distillation equipment	LSZL - 5000DL	Distillation kettle	Effective volume 5000L. Steam direct water heating. Inside: Design pressure: 0.09Mpa, working pressure: normal pressure; Design temperature: 110°C, Working temperature: $\leq 100^\circ C$; Working medium: water, cylinder $\delta=6mm/SUS304$; Discharge valve: Large Pneumatic discharge door, diameter 900mm; Drain valve DN76.	56,640	1	56,640
		Demister	Dimensions $\Phi 300 \times 500$, $\delta=3mm/S30408$, the stainless steel wire mesh in the demister is set to the top of the demister. The demister is easy to clean. Meet GMP requirements.				
		Condensing tower	Vertical condensation and cooling. The heat transfer area is greater than $15 m^2$. Material $\delta=2.5mm/SUS304$ stainless steel. Pipe pass: Design pressure: normal pressure, working pressure: normal pressure; Design temperature: $100^\circ C$, working temperature $\leq 100^\circ C$; Working medium: secondary steam. Pipe pass: $\Phi 25 \times 1.5$. The material is SUS304.				



武汉天海健科技有限公司

Your Oil Machine Specialist. WUHAN HDC TECHNOLOGY CO., LTD.

			Shell pass Design pressure: 0.3Mpa, working pressure: normal pressure; Design temperature: $100^\circ C$, working temperature: $15 - 50^\circ C$. Working medium: cooling water, shell pass cylinder $\delta = 2.5mm / SUS304$.			
		Hydrosol storage tank	Material $\delta=2.5mm/SUS304$, capacity 1500L.			
		Oil-water separator	Tank material $\delta=1.5mm/SUS304$, the top view of the glass. The tank volume is 300L.			
		Accessories	1 cleaning brush, 2 thermometers, 1 pressure gauge, connecting mirror, etc.			
2	Working platform		Material Carbon steel	13,767	1	13,767
3	Inland freight		Pending for EXW price			
Total Price (EXW price):				USD 70,407		
<p>Note: The quotation does not include the visa fee, salary, travel and accommodation expenses of the installation engineers. The offer is valid for 30 days</p>						



Figura A- 16. Especificaciones del extractor

12.2.2. Centrifuga

Proveedor: India Mart



Size	350 x 1500 mm
Brand	MARKTECH
Speed	4000 rpm
Type	Horizontal
Model Number	MT- 400
Capacity	5 m3
Model	MT-400
Material	Rotary Part - S.S , Frame- M.S
Basket Speed	4000 rpm
Bowl Diameter	350 mm
Driven Type	Pulley Belt
Voltage	420 V
Usage/Application	Solid-Liquid Separation
Basket Material	Stainless Steel
Brake	Yes
Design	Self Design
Diameter	350 mm
Filtration Area	5 m3
Material Grade	Stainless Steel
Motor Power	22.5 kW
Number of Tubes	1
Temperature	100 degree celcius
Tube Capacity	5 m3
Warranty	11 months
Weight	2500 kg
Working Pressure	3-4 kg/cm2
Packaging Size	1000 x 1000 x 3000 mm

Figura A- 17. Especificaciones de la centrifuga

12.3. Equipos de Extracción de Pectina

Para la extracción de pectina, se requiere las cotizaciones de los filtros prensa y el molino de bolas. Se encuentra las especificaciones de estos equipos en las siguientes cotizaciones.

12.3.1. Filtro de prensa 1 y 2

Proveedor: Shandong Xinhai Mining Technology & Equipment Inc



Los parámetros técnicos

Modelo	Área de filtro (m ²)	Número de filtro de la cámara	Especificaciones de la placa de filtro de membrana (mm)	Grosor de la torta del filtro (mm)	Volumen de la Cámara de filtro (m ³)	Presión del filtro (MPa)	Dimensión total (mm)	Capacidad (t/h)	Peso (kg)
KZG100/1500-U	100	26	1500X1500X90	45	2,15	0,5 ~ 1,6	8240X3145X2865	12	23220
KZG150/1500-U	150	38			3,17		9820X3145X2865	18	27150
KZG200/1500-U	200	52			4,37		11610X3145X2865	24	31350
KZG250/1500-U	250	64			5,39		13210X3145X2865	30	35150
KZG150/1600-U	150	34	1600X1600X85	40	2,96	0,5 ~ 1,6	9360X3240X2965	18	28250
KZG200/1600-U	200	46			4		10910X3240X2965	24	32850
KZG250/1600-U	250	58			5,04		12480X3240X2965	30	37050
KZG300/1600-U	300	70			6,09		14040X3240X2965	36	40060

Figura A- 18. Especificaciones de los filtros de prensa

12.3.2. Molino de Bolas

Proveedor: Henan Xingyang



Energía (W): 2.2kw

Número de Mod... MQG

Descripción general

Detalles rápidos

Industrias aplicable...	Material de construcción de tiendas, Planta de fabricación, La...	Condición:	Nuevo.
Tipo:	Bola de cerámica de molino	Tipo de motor:	Motor AC
Capacidad (t/h):	0,05-0,1	Lugar del origen:	China
Marca:	XKJ	Dimensión (L*W*H):	800*700*1000
Peso:	1,5 t	Certificación:	ISO9001:2008
Garantía:	1 año	Servicio postventa ...	Video de apoyo técnico,
Nombre del produc...	Molino de bolas de cerámica 600x700	Alimentación tama... ≤	25mm
Tamaño de descar...	0.074-0,4mm	De medios de com...	Las bolas de cerámica

Figura A- 19. Especificaciones del molino de bolas

12.4. Equipos Adicionales

Como equipos adicionales, se tiene el destilador de agua, cuyas especificaciones se verifican a continuación.

12.4.1. Destilador de agua

Proveedor: Livam

Livam DE-140 Distilled (140 L/h, 3.0-3.5 $\mu\text{s}/\text{cm}$)



Specifications

Manufacturer Info

Output of distilled water: 140 L/h

Conductivity of distilled water: 3.0-3.5 $\mu\text{s}/\text{cm}$

Voltage: 400 V

Power consumption: 84.0 kW

Raw water consumption: 1000 L/h

Weight: 88 kg

Material: stainless steel

Figura A- 20. Especificaciones del destilador de agua

13. ANEXO F: CÁLCULOS Y RESULTADOS CAPITULO 3

13.1. Costos teóricos

Los cálculos teóricos se realizan siguiendo la metodología de Anexos A 8.4. Cuando se tiene un equipo que no cuenta con los datos para este cálculo teórico, se emplea el costo del mercado como en el caso de la balsa de lavado, picadora, extractor y el destilador de agua, considerando un 40% adicional para costos de importación. Por otro lado, se debe tomar en cuenta que el costo del extractor abarca, el recipiente de extracción, el condensador, el separador y el tanque de almacenamiento de aceite. Por esta razón, no se incluye estos equipos en el siguiente cálculo.

Tabla A- 27. Cálculo de los costos teóricos de los equipos

Equipos	Unidad de tamaño	S	a	b	n	Costo Teórico Ce
Balsa de Lavado						\$ 5,572.00
Picadora						\$ 1,372.00
Secador	MW	0.36	7000	71000	0.8	\$ 38,010.40
Molino rodillo	ton/hr	1.42	400	9900	0.5	\$ 12,183.46
Extractor						\$ 108,764.60
Centrifuga 1	KW	22.5	37000	1200	1.2	\$ 87,326.91
Tanque Almacenamiento Cascaras	m ³	4.11	5700	700	0.7	\$ 7,581.91
Tanque Agua-Aceite	m ³	5.62	5700	700	0.7	\$ 8,043.53

Reactor con agitación	m ³	31.41	14000	15400	0.7	\$ 185,993.19
Filtro de prensa	m ³	23.79	76000	54000	0.5	\$ 339,371.50
Tanque Precipitación	m ³	51.42	5700	700	0.7	\$ 16,738.05
Tanque Lavado	m ³	30.71	5700	700	0.7	\$ 13,393.97
Prensa	m ³	30.34	76000	54000	0.5	\$ 373,423.59
Secador	MW	0.06	7000	71000	0.8	\$ 14,781.11
Molino de bolas	kg/h	177.99	3000	390	0.5	\$ 8,203.05
Tanque Pectina	m ³	0.31	5700	700	0.7	\$ 6,004.95
Columna Destilación	kg	1329.07	-10000	600	0.6	\$ 34,903.57
Platos	m diámetro	4.52	100	120	2	\$ 2,548.93
Destilador Agua						\$ 7,339.55
Tanque Etanol	m ³	61.55	5700	700	0.7	\$ 18,217.95
Boiler/Caldera	kg/h	1213.55	4600	62	0.8	\$ 22,781.81
Bomba 1	L/s	18.7	3300	48	1.2	\$ 4,911.88
Motor 1	KW	0.38	920	600	0.7	\$ 1,222.25
Bomba 2	L/s	7.21	3300	48	1.2	\$ 3,813.82
Motor 2	KW	0.59	920	600	0.7	\$ 1,336.25
Bomba 3	L/s	5.42	3300	48	1.2	\$ 3,664.78
Motor 3	KW	0.12	920	600	0.7	\$ 1,055.50
Bomba 4	L/s	4.1	3300	48	1.2	\$ 3,561.19
Motor 4	KW	0.22	920	600	0.7	\$ 1,129.09
COSTO TOTAL						\$ 1,333,250.81

13.2. Método de Lang

El método de Lang se realizó para los costos reales y los costos teóricos. Como se mencionó previamente, hay equipos cuyos costos teóricos no se pueden calcular, pero también hay equipos a cuyos costos reales no se puede acceder. De manera que, se considera el costo del que se dispone para el cálculo. Si se cuenta con ambos costos, se los utiliza en el respectivo cálculo. Cabe mencionar que el costo real considera un 40% adicional de costos de importación. Las cotizaciones de los costos reales se encuentran en el Anexos F.sección 13.10.

El método de Lang emplea factores de instalación según el tipo de proceso: 3 para sólido, 5 para líquidos y 4 para sólido-líquido. La planta abarca procesos sólidos, líquidos y sólidos-líquidos. Por ello, para realizar una estimación más detallada, se ha clasificado los equipos con distintos colores de acuerdo al proceso que realiza cada uno. El color tomate corresponde a los sólidos, el amarillo a los líquidos y el azul a los sólidos-líquidos. Los platos de la columna se suman directamente al costo total pues no consideran un factor de instalación.

Tabla A- 28. Cálculo de costos con el método de Lang

<u>Costo Teórico</u>		<u>Costo Real</u>	
Equipo	Costo	Equipo	Costo
Balsa de Lavado *	\$ 5,572.00	Balsa de Lavado	\$ 5,572.00
Picadora *	\$ 1,372.00	Picadora	\$ 1,372.00
Secador	\$ 38,010.40	Secador	\$ 44,800.00
Molino rodillo	\$ 12,183.46	Molino rodillo	\$ 3,570.00
Extractor *	\$ 108,764.60	Extractor	\$ 108,764.60
Tanque Almacenamiento Cáscaras	\$ 7,581.91	Tanque Almacenamiento Cáscaras **	\$ 7,581.91

Tanque Agua-Aceite	\$ 8,043.53	Tanque Agua-Aceite **	\$ 8,043.53
Reactor con agitación	\$ 185,993.19	Reactor con agitación **	\$ 185,993.19
Filtro de prensa	\$ 339,371.50	Filtro de prensa	\$ 13,930.00
Tanque Precipitación	\$ 16,738.05	Tanque Precipitación **	\$ 16,738.05
Tanque Lavado	\$ 13,393.97	Tanque Lavado **	\$ 18,200.00
Prensa	\$ 373,423.59	Prensa	\$ 13,930.00
Secador	\$ 14,781.11	Secador	\$ 2,240.00
Molino de bolas	\$ 8,203.05	Molino de bolas	\$ 2,632.00
Tanque Pectina	\$ 6,004.95	Tanque Pectina	\$ 1,960.00
Columna Destilación	\$ 34,903.57	Columna Destilación	\$ 58,374.56
Platos	\$ 2,548.93	Platos	\$ -
Destilador Agua *	\$ 7,339.55	Destilador Agua	\$ 7,339.55
Tanque Etanol	\$ 18,217.95	Tanque Etanol **	\$ 18,217.95
Boiler/Caldera	\$ 22,781.81	Boiler/Caldera	\$ 22,700.00
Bomba 1	\$ 4,911.88	Bombas 1 y 4	\$ 378.00
Motor 1	\$ 1,222.25	Bombas 2 y 3	\$ 1,341.19
Bomba 2	\$ 3,813.82		
Motor 2	\$ 1,336.25		
Bomba 3	\$ 3,664.78		
Motor 3	\$ 1,055.50		
Bomba 4	\$ 3,561.19		
Motor 4	\$ 1,129.09		
ΣCe sólidos	\$ 111,926.84	ΣCe sólidos	\$ 69,727.91
ΣCe líquidos	\$ 171,219.79	ΣCe líquidos	\$ 184,162.55
ΣCe sólidos y líquidos	\$ 1,047,555.25	ΣCe sólidos y líquidos	\$ 358,897.04
COSTOS LANG	\$ 5,382,100.45	COSTOS LANG	\$ 2,565,584.63
* se empleó el costo real		** se empleó el costo teórico	

13.3. Método de Hand

El método de Hand se realizó a partir de los costos teóricos y reales, del mismo modo que se realizó para el método de Lang. Los factores empleados en este cálculo dependen del equipo en sí y el material del mismo. Los valores para cada tipo de equipo se encuentran en el libro de Sinnott, como se indica en la metodología. Se emplea un valor de 1.3 para el acero inoxidable en el caso de que el material no haya sido tomado en cuenta; caso contrario, 1.

Tabla A- 29. Cálculo de costos con el método de Hand

Equipos	Costos Teóricos				Costos Reales			
	Ce (\$)	fm	Factor Hand	Costos (\$)	Ce (\$)	fm	Factor Hand	Costos (\$)
Balsa de Lavado	5572.00	1	3	16716.00	5572.00	1	3	16716.00
Picadora	1372.00	1	3	4116.00	1372.00	1	3	4116.00
Secador	38010.40	1.3	2	98827.05	44800.00	1	2	89600.00
Molino rodillo	12183.46	1.3	3	47515.51	3570.00	1	3	10710.00
Extractor	108764.60	1	3	326293.80	108764.60	1	3	326293.80
Centrifuga 1	87326.91	1.3	3	340574.95	87326.91	1.3	3	340574.95
Tanque Almacenamiento o Cascaras	7581.91	1.3	3	29569.43	7581.91	1.3	3	29569.43
Tanque Agua-Aceite	8043.53	1.3	3	31369.77	8043.53	1.3	3	31369.77
Reactor con agitación	185993.19	1.3	3	725373.44	185993.19	1.3	3	725373.44

Filtro de prensa	339371.5 0	1.3	3	1323548.83	13930.0 0	1	3	41790.00
Tanque Precipitación	16738.05	1.3	3	65278.41	16738.0 5	1.3	3	65278.41
Tanque Lavado	13393.97	1.3	3	52236.48	18200.0 0	1	3	54600.00
Secador	14781.11	1.3	2	38430.89	2240.00	1	2	4480.00
Tanque Pectina	6004.95	1.3	3	23419.30	1960.00	1	3	5880.00
Columna Destilación	34903.57	1.3	4	139614.29	58374.5 6	1	4	233498.25
Platos	2548.93	1.3		3313.61	0.00	1		0.00
Destilador Agua	7339.55	1	4	29358.20	7339.55	1	4	29358.20
Tanque Etanol	18217.95	1.3	3	71050.01	18217.9 5	1.3	3	71050.01
Caldera	22781.81	1.3	2	59232.70	22700.0 0	1	2	45400.00
Bombas	15951.68	1.3	4	82948.72	1719.19	1.	4	6876.78
Motores	4743.10	1	4	18972.39				
COSTO HAND				\$ 5,016,103.67	COSTO HAND			\$ 2,182,221.04

13.4. Método Factorial Detallado

El método factorial detallado se realizó también para los costos reales y teóricos tomando en cuenta los equipos que trabajan con sólidos, líquidos y sólidos líquidos. Los costos se los dividió en 3 secciones: los costos que ya toman en cuenta el acero inoxidable ($fm= 1$), los que no lo toman en cuenta todavía y deben ser multiplicados por el factor del acero 1.3, y los que no necesitan instalación. En cada una de estas secciones, se sumó los costos y se los multiplicó

por los factores correspondientes para obtener el costo y finalmente, el costo total. A continuación, se verifica el cálculo en la siguiente tabla.

Tabla A- 30. Cálculo de costos con el método factorial detallado

Costos Teóricos				Costos Reales			
Equipos	Equipos con acero inox (fm=1)	Equipos sin acero inox (fm=1,3)	Sin instalación	Equipos	Equipos con acero inox (fm=1)	Equipos sin acero inox (fm=1,3)	Sin instalación
Balsa de Lavado	\$ 5,572.00			Balsa de Lavado	\$ 5,572.00		
Picadora	\$ 1,372.00			Picadora	\$ 1,372.00		
Secador				Secador	\$ 44,800.00		
Molino rodillo	\$ 12,183.50			Molino rodillo	\$ 3,570.00		
Extractor	\$ 108,764.60			Extractor	\$ 108,764.60		
Centrifuga 1		\$ 87,326.90		Centrifuga 1		\$ 87,326.90	
Tanque Cáscaras		\$ 7,581.90		Tanque Cáscaras		\$ 7,581.90	
Tanque Agua-Aceite		\$ 8,043.50		Tanque Agua-aceite		\$ 8,043.50	
Reactor con agitación		\$ 185,993.20		Reactor con agitación		\$ 185,993.20	
Filtro de prensa	\$ 339,371.50			Filtro de prensa	\$ 13,930.00		
Tanque Precipitación		\$ 16,738.10		Tanque Precipitación		\$ 16,738.10	

Prensa	\$ 373,423.60			Prensa	\$ 13,930.00		
Molino de bolas	\$ 8,203.10			Molino de bolas	\$ 2,632.00		
Tanque Pectina		\$ 6,004.90		Tanque Pectina	\$ 1,960.00		
Columna Destilación		\$ 34,903.60		Columna Destilación		\$ 58,374.60	
Platos			\$ 2,548.90	Platos			\$ -
Destilador Agua	\$ 7,339.60			Destilador Agua	\$ 7,339.60		
Tanque Etanol		\$ 71,050.00		Tanque EtOH		\$ 71,050.00	
Boiler/Caldera		\$ 22,781.80		Boiler/Caldera	\$ 22,700.00		
Bombas 1 y 4		\$ 8,473.10		Bombas 1 y 4	\$ 1,719.20		
Motor 1 y 4	\$ 2,351.30			Bombas 2 y 3	1341.194417		
Bombas 2 y 3		\$ 7,478.60		Σ sólidos	\$ 62,146.00	\$ 7,581.90	\$ -
Motor 2 y 3	\$ 2,391.80			Σ líquidos	\$ 31,758.70	\$ 224,795.00	\$ -
Σ sólidos	\$ 42,111.60	\$ 51,597.30	\$ -	Σ sólidos y líquidos	\$ 156,165.80	\$ 202,731.20	\$ -
Σ líquidos	\$ 9,690.90	\$ 232,578.90	\$ 2,548.90	Costos sólidos	\$ 155,365.00	\$ 21,684.30	\$ -
Σ sólidos y líquidos	\$ 823,951.40	\$ 223,603.80	\$ -	Costos líquidos	\$ 101,628.00	\$ 840,733.40	\$ -

Costos sólidos	\$ 105,279.10	\$ 147,568.20	\$ -	Costos sólidos y líquidos	\$ 499,730.50	\$ 746,051.00	
Costos líquidos	\$ 31,010.80	\$ 869,845.10	\$ 2,548.90				
Costos sólidos y líquidos	\$ 2,636,644.60	\$ 822,862.00	\$ -				
Sumatoria	\$ 2,772,934.50	\$ 1,840,275.30	\$ 2,548.90	Sumatoria	\$ 756,723.50	\$ 1,608,468.60	\$ -
COSTO TOTAL	\$ 4,615,758.76			COSTO TOTAL	\$ 2,365,192.10		

Tabla A- 31. Factores de instalación para el método factorial detallado de acuerdo al tipo de proceso

FACTORES	Fluidos		Fluidos y sólidos		Sólidos	
	Equipos con acero inoxidable	Equipos sin acero inoxidable	Equipos con acero inoxidable	Equipos sin acero inoxidable	Equipos con acero inoxidable	Equipos sin acero inoxidable
fm	1	1.3	1	1.3	1	1.3
pip	0.8	0.8	0.6	0.6	0.2	0.2
erect	0.3	0.3	0.5	0.5	0.6	0.6
el	0.2	0.2	0.2	0.2	0.15	0.15
i	0.3	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2
c	0.3	0.3	0.3	0.3	0.2	0.2
s	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1
l	0.1	0.1	0.1	0.1	0.05	0.05

13.5. Capital fijo

El capital fijo está conformado por los costos ISBL , costos OSBL, costos de ingeniería y costos de imprevistos. Estos se calculan cómo se indica en el Anexo A 8.4. a partir del costo ISBL definido en el capítulo 5 de análisis económico.

Cálculo de

13.6. Costos de producción

A continuación, se describen los costos de producción fijos y variables, los cuáles fueron calculados en función de la metodología del Anexo A 8.4. Los costos de producción variable están conformados por los costos de materia prima, electricidad, vapor, agua y transporte. El

cálculo de la materia prima se realizó de acuerdo al balance de masa y el costo de la electricidad en base al balance de energía y el costo de la electricidad. El cálculo del vapor se realizó como se indica en la metodología del Anexo A. Por otro lado, el consumo de agua se determinó a partir del balance de masa y el costo de agua. En cuanto al transporte, se tomó el costo por tonelada y kilómetro establecido para rutas mayores a 500km, las toneladas al mes y las distancias de los establecimientos más lejanos en la Costa y Sierra del país. La siguiente tabla indica un resumen de los datos empleados en el cálculo.

Tabla A- 32. Cálculos para el costo de producción.

MATERIAS PRIMAS					
Materia Prima	Cantidad total		Precio		Costo Anual
Ac Cítrico	102.56	ton	630	\$/ton	\$ 64,613.68
Agua	5338.13	m3	0.42	\$/m3	\$ 2,242.01
Etanol	287.20	ton	980	\$/ton	\$ 281,455.49
Costo Total/año					\$ 348,311.18
Electricidad					
KWh/MES	576303.88				
Costo	\$ 0.08				
Costo Total/mes	\$ 46,104.31				
Vapor					
Pi (bar)	3				
P fuel (\$/MMBTU)	6				
dHlv (MMBTU/Mlb)	101.88				
n	0.9				
Costo agua alim (\$/m3)	0.42				
Costo agua alim (\$/Mlb)	191.46				

\$/Mlb	870.64
Masa agua (kg)	19869.09
Masa agua (Mlb)	0.44
Costo por extracción	\$ 380.57
Costo total/mes	\$ 7,992.07
Consumo agua	
Agua Condensador	226482.40
Costo por extracción	\$ 95.40
Costo total/mes	\$ 2,003.32
Transporte	
Rutas mayores de 400 km flete (\$/tonelada*km)	0.005
Cáscaras Transportadas (ton)	7.242
Distancia Costa (km)	516
Distancia Sierra (km)	679
Costo Total/mes	\$ 4,997.79

Los costos variables están constituidos por la remuneración de los trabajadores de la planta como labor de operación, supervisor y salariales directos. También, abarca el costo de mantenimiento, impuestos, alquiler de terreno, gastos generales y gastos medio ambientales. El costo de labor de operación se basa en el número de operarios que trabajan en la planta. Para la estimación de la cantidad de trabajadores requeridos, se considera el número de operaciones unitarias en la planta y el tiempo de operación de estas. Se establece que se requieren alrededor de 7 operarios en total para la sección de pretratamiento, 3 para la extracción de aceite, 10 operarios para la sección de extracción de pectina y 3 operarios para mantenimiento, considerando 3 turnos, es decir, operación de 24 horas.

13.7. Capital de trabajo

El cálculo del capital de trabajo se realizó en base a la metodología descrita en el Anexo A 8.4. Este parte de los costos de materia prima, ISBL, OSBL y los costos de producción fijos y variables.

Tabla A- 33. Resumen de costos de capital fijo, costos de producción y capital de trabajo.

Capital Fijo		\$ 7.496.292,68
ISBL	\$ 3.692.755,01	
OSBL	\$ 1.477.102,01	
Ingeniería	\$ 1.550.957,11	
Imprevistos	\$ 775.478,55	
Total	\$ 7.496.292,68	
COP Variable		\$ 111.437,03
Materia prima/mes	\$ 29.025,93	
Catalizador/mes	0	
Electricidad/mes	\$ 66.236,61	
Vapor/mes	\$ 7.992,072	
Agua/mes	\$ 2.003,32	
Transporte/mes	\$ 6.179,09	
COP fijo		\$ 417.252,77
Labora de operación (operarios)	11500	
Supervisor	2875	
Salariales directos	5750	
Mantenimiento	\$ 147.710,20	
Impuestos	\$ 36.927,55	
Alquiler de terreno	\$ 51.698,57	
Gastos generales	\$ 109.092,88	
Gastos medio ambientales	\$ 51.698,57	
Capital de Trabajo		\$ 921.377,94
Inventario de materia	\$ 14.512,97	
Valor de inventario	\$ 264.344,90	

Efectivo	\$ 7.256,48	
Cuentas por pagar	\$ 528.689,80	
Crédito	\$ 29.025,93	
Repuestos	\$ 77.547,86	
Total	\$ 921.377,94	

13.8. Flujo de caja

A continuación, se describe el flujo de caja para un periodo de 10 años. Para ello, se considera el beneficio bruto, depreciación e impuestos, y la inversión total.

Tabla A- 34. Flujo de caja de la planta

FLUJO DE CAJA							
Año	Beneficio Bruto	Depreciación	Ingreso Imponible	Impuesto	Flujo de Caja	Flujo Acumulativo	Saldo
			ben neto-depre	12%	ben neto-imp		flujo acum-cap fijo
0	\$0.00	\$0.00	\$0.00	\$0.00	-\$7,487,150.74	-\$7,487,150.74	-\$8,375,761.18
1	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$0.00	\$1,593,600.39	\$1,593,600.39	-\$6,782,160.79
2	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$3,085,814.55	-\$5,289,946.63
3	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$4,578,028.71	-\$3,797,732.47
4	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$6,070,242.86	-\$2,305,518.32
5	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$7,562,457.02	-\$813,304.16
6	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$9,054,671.17	\$678,909.99
7	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$10,546,885.33	\$2,171,124.15
8	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$12,039,099.49	\$3,663,338.31
9	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$13,531,313.64	\$5,155,552.46
10	\$1,593,600.39	\$748,715.07	\$844,885.32	\$101,386.24	\$1,492,214.16	\$15,023,527.80	\$6,647,766.62

13.9. Cálculos de tiempo de recuperación, VAN y TIR

Primero, se estiman las ventas anuales a partir del precio de los productos establecido como \$68 para el kg de aceite esencial y \$34 para el kg de pectina, y la producción anual. Luego, se calcula el margen bruto, el beneficio bruto y el tiempo de recuperación como se indica en el Anexo A 8.4. La estimación del tiempo de recuperación depende del capital fijo, capital de

trabajo y el beneficio neto. El cálculo de VAN y el TIR se realizan como se indicó en la metodología a partir de los parámetros previamente calculados y el flujo de caja.

Tabla A- 35. Análisis de rentabilidad de la planta

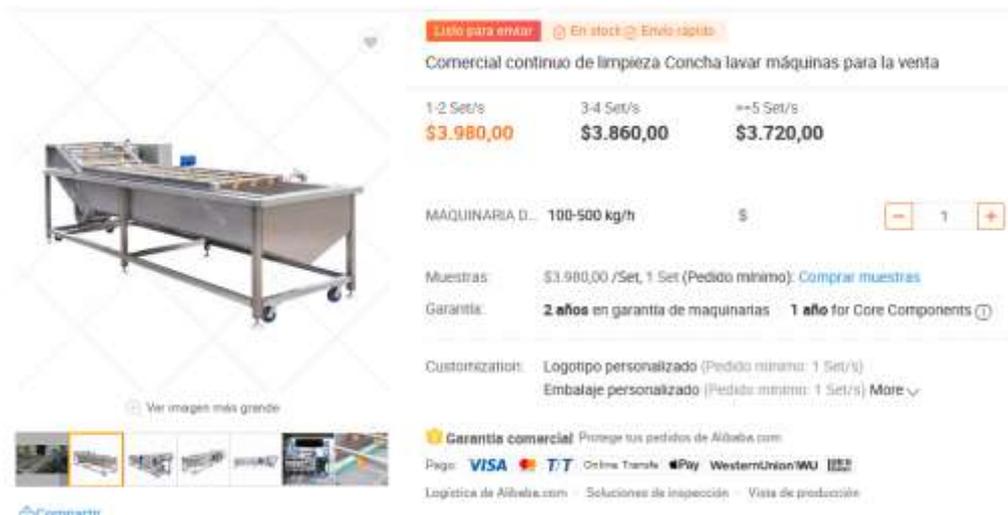
Ítem	Valor
Precio de venta Aceite	\$ 68
Precio de venta Pectina	\$ 34
Producción Aceite (kg)	8674.33
Producción Pectina (kg)	44430.99
Ventas Anuales Aceite	\$ 589,854.57
Ventas Anuales Pectina	\$ 1,510,653.68
Ventas Anuales Totales	\$ 2,100,508.24
Margen Bruto	\$ 1,752,197.07
Beneficio Bruto	\$ 1,593,600.39
Beneficio Neto	\$ 1,492,214.16
Tiempo de recup	5.612975286
Depreciación lineal	\$ 748,715.07
Tasa de interés	10.00%
VAN	\$ 1,774,028.58
TIR	15%

13.10. Cotizaciones Adicionales de los Equipos

A continuación, se adjuntan la cotización de los equipos que se comparó el costo teórico con el real. Para el caso donde se tiene amplios rangos de precio, se verifica las distintas

capacidades del equipo y se interpola o extrapola para estimar el costo del equipo con la capacidad requerida.

13.10.1. Balsa de Lavado



LIMO para el lavado En stock Envío rápido

Comercial continuo de limpieza Concha lavar máquinas para la venta

1-2 Set/s	3-4 Set/s	5-5 Set/s
\$3.980,00	\$3.860,00	\$3.720,00

MAQUINARIA D. 100-500 kg/h \$

Muestras: \$3.980,00 /Set, 1 Set (Pedido mínimo): [Comprar muestras](#)

Garantía: **2 años** en garantía de maquinarias **1 año** for Core Components

Customization: Logotipo personalizado (Pedido mínimo: 1 Set/s)
Embalaje personalizado (Pedido mínimo: 1 Set/s) [More](#)

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Pago: **VISA** **T/T** Online Transak **Pay** WesternUnion/WU

Logística de Alibaba.com · Soluciones de Inspección · Vista de producción

Figura A- 21. Cotización de la balsa de lavado

13.10.2. Picadora



ULTRON

Pelador de papas y cortadora vegetal helicóptero cortadora vegetal de la fruta de la máquina de limpieza de cáscara de jengibre

Precio Normal: **US \$980.00** / Set

Cantidad de Pedido Mínima: 1 Set

Compra desde: China **Please contact the supplier for more details.**

Enviado dentro de 15 days.
Tiempo estimado de entrega: days

Cantidad: Set/s

Comprar Ahora

Pago seguro

- ✓ Retención del pago hasta confirmación por parte del cliente
- ✓ Devolución íntegra del importe en caso de no recibir su pedido
- ✓ Devolución íntegra del importe en caso de no ser como se describe

VISA **MasterCard** **Western Union**

Figura A- 22. Cotización de la picadora

13.10.3. Molino de rodillos

Nota: Tenga cuidado y compruebe con el suministrador si se trata de un producto de protección contra virus y si el coronavirus (COVID-19) afectará a su pedido.



Cáscara de cacao Máquina de trituración de cáscara de cacao moler cáscara de cacao de la máquina de fresado

\$2.550,00 / Set | 1 Set (Pedido mínimo)

Cantidad: 1 Set/s

Garantía: **1 año** en garantía de maquinarias

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Pago: **VISA** **T/T** Online Transfers **Pay** WesternUnion/WU

Logística de Alibaba.com · Soluciones de inspección

[Ver imagen más grande](#)

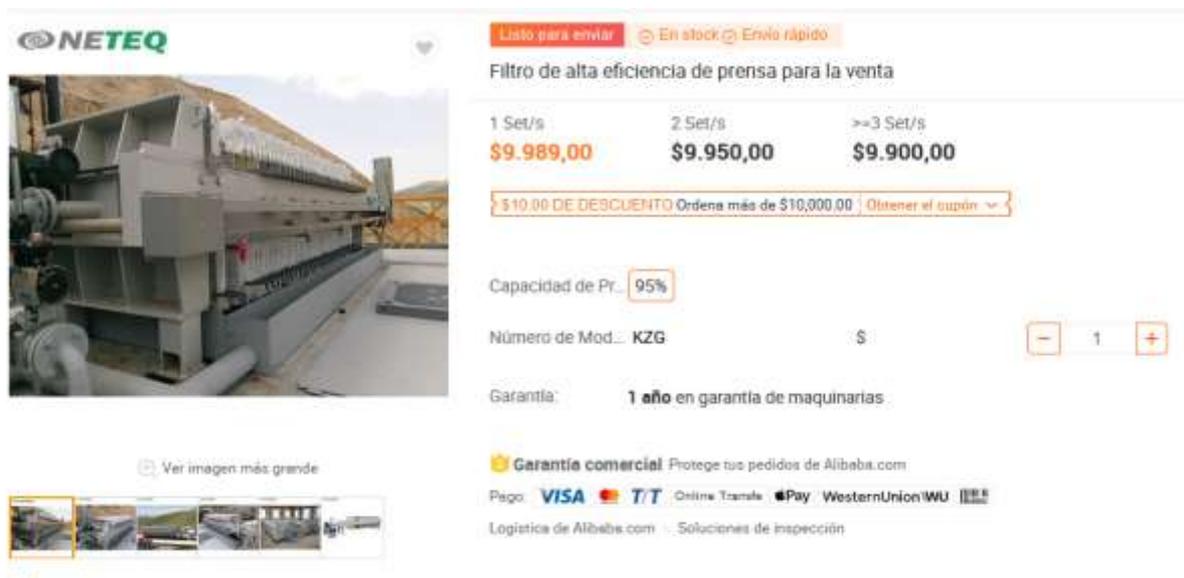


Figura A- 23. Cotización del molino de rodillos

13.10.4. Extractor

Ver sección 12.2.2

13.10.5. Filtro de prensa



NETEQ

Listo para enviar En stock Envío rápido

Filtro de alta eficiencia de prensa para la venta

1 Set/s	2 Set/s	>=3 Set/s
\$9.989,00	\$9.950,00	\$9.900,00

\$10.00 DE DESCUENTO Ordene más de \$10,000.00 [Obtener el cupón](#)

Capacidad de Pr.

Número de Mod.: KZG \$

Garantía: **1 año** en garantía de maquinarias

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Pago: **VISA** **T/T** Online Transfer **Apple Pay** **WesternUnion/WU**

Logística de Alibaba.com · Soluciones de Inspección

Figura A- 24. Cotización del filtro prensa

13.10.6. Tanque de almacenamiento pectina



TONSEN

De acero inoxidable de alta calidad 100L 200L 300L 500L 600L 800L 1000L brillante cerveza tanque para venta

\$1.400,00 - \$10.000,00 / Unidad Unidad (Pedido mínimo)

Número de Mod.	Price	Quantity
TS-100L	\$1.400,00	<input type="text" value="0"/>
TS-200L	\$1.700,00	<input type="text" value="0"/>
TS-300L	\$2.000,00	<input type="text" value="0"/>

[All 7 Options](#)

Garantía: **3 años** en garantía de maquinarias **3 años** for Core Components

Customization: Logotipo personalizado (Pedido mínimo: 1 es) Personalización gráfica (Pedido mínimo: 1 es) [More](#)

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Pago: **VISA** **T/T** Online Transfer **Apple Pay** **WesternUnion/WU**

Figura A- 25. Cotización del tanque de almacenamiento de pectina

13.10.7. Molino de Bolas



De cerámica de bola de precio de la máquina molino de bolas molino Molino de bola pequeña de Henan fabricante

\$1.880,00 / Set | 1 Set (Pedido mínimo)

Energía (W)

Número de Mod... MQG \$1.880,00

Garantía: **1 año** en garantía de maquinarias

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Pago: **VISA** **T/T** Online Transfe **Apple Pay** **WesternUnion/WU**

Logística de Alibaba.com Soluciones de inspección

Ver imagen más grande



Figura A- 26. Cotización del molino de bolas

13.10.8. Columna Destilación



Columna de destilación fraccionada/columna de destilación indus'

FOB Referencia Precio: [Consiga El Último Precio](#)

\$10.000,00 - \$900.000,00 / Set | 1.0 Set/s (Pedido mínimo)

Garantía: **1 año** en garantía de maquinarias

Lead Time:

Cantidad(Set/s)	1 - 3	>3
Hora del Est.(días)	60	Negociable

Alibaba.com Freight | [Compare Rates](#) | [Learn more](#)

Pago: **VISA** **T/T** Online Transfe **Apple Pay** **WesternUnion/WU**

Ver imagen más grande

Figura A- 27. Cotización de la columna de destilación

13.10.11. Bombas

Los nombres de marca horizontal de la bomba de agua centrífuga de succión bombas precio

FOB Referencia Precio: [Consiga El Último Precio](#)

\$34,00 - \$69,00 / Unidad | 100.0 Unidad/es (Pedido mínimo)

Tipo:

Máximo de la ca.:

Flujo máximo:

Lead Time:

Cantidad(es)	1 - 1000	>1000
Hora del Est.(días)	30	Negociable

Customization: Logotipo personalizado (Min. Order: 500 es)
 Embalaje personalizado (Min. Order: 500 es) [More](#) ✓

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Alibaba.com Freight [Compare Rates](#) [Learn more](#)

Pago: **VISA** **T/T** [Online Transfer](#) **Pay** **WesternUnion/WU** [More](#) ✓

Logística de Alibaba.com [Soluciones de inspección](#)

Bomba de agua eléctrica SHF 1hp 2hp 3hp 4hp bomba centrífuga de superficie

FOB Referencia Precio: [Consiga El Último Precio](#)

\$39,00 - \$200,00 / Set | 50.0 Set/s (Pedido mínimo)

Tipo: [All 2 Options](#) ✓

Máximo de la ca.:

Flujo máximo:

Muestras: [Comprar muestras](#)

Lead Time:

Cantidad(Set/s)	1 - 300	>300
Hora del Est.(días)	45	Negociable

Customization: Logotipo personalizado (Min. Order: 200 Set/s)
 Embalaje personalizado (Min. Order: 200 Set/s) [More](#) ✓

Garantía comercial Protege tus pedidos de Alibaba.com

Alibaba.com Freight [Compare Rates](#) [Learn more](#)

Pago: **VISA** **T/T** [Online Transfer](#) **Pay** **WesternUnion/WU** [More](#) ✓

Logística de Alibaba.com [Soluciones de inspección](#)

Figura A- 30. Cotización de las bombas