

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

Estudio de prefactibilidad de la producción de bioetanol a partir de la cáscara de mazorca de cacao para la elaboración de productos cosméticos.

María Camila Márquez Londoño

Ingeniería Química

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

Quito, 24 de diciembre de 2020

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

Estudio de prefactibilidad para la producción de bioetanol a partir de la cáscara de la mazorca de cacao para la elaboración de productos cosméticos.

María Camila Márquez Londoño

Nombre del profesor, Título académico

Juan Diego Fonseca Ashton, PhD

Quito, 24 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: María Camila Marquez Londoño

Código: 00123901

Cédula de identidad: 1723199251

Lugar y fecha: Quito, 24 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UNPUBLISHED DOCUMENT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

En el presente proyecto se diseñó una planta de producción de bioetanol utilizando como materia prima la cáscara de cacao que hasta el momento ha sido destinada como abono del mismo suelo. El caudal de producción de la planta es de 200m³ al mes, lo que permitirá suplir la demanda de etanol utilizado en la industria cosmética nacional. Para cumplir con el volumen estimado se procesará 1 914 toneladas al mes a través de un pretratamiento alcalino, digestión enzimática, fermentación y destilación. Se dimensionaron los equipos pertinentes para el proceso a partir de los balances de masa y energía. También se realizó un análisis económico de la compra e instalación de los mismos equipos. La planta requerirá de una inversión inicial de USD \$2.39 millones, el cual será recuperado en un lapso de tiempo de 2.92 años. El precio de venta del producto, bioetanol al 70% v/v, es de USD \$482, en el cual se incluye un margen de ganancia del 60% donde la tasa interna de retorno es de 10.8%. La implementación de esta planta de producción de bioetanol es una gran oportunidad de inversión debido al margen de ganancia anual obtenido y al corto tiempo de recuperación de la inversión. Además, del beneficio económico para las familias productoras de cacao en donde obtendrán un ingreso adicional por un producto que hasta el momento no comercializan.

Palabras Claves: Cáscara de cacao, pretratamiento alcalino, fermentación, destilación

ABSTRACT

In this project, a bioethanol production plant was designed using the cocoa shell as raw material, which until now has been used as fertilizer from the same soil. The plant's production flow is 200m³ per month, which will allow it to meet the demand for ethanol used in the national cosmetic industry. To meet the estimated volume, 1,914 tons per month will be processed through alkaline pretreatment, enzymatic digestion, fermentation and distillation. The relevant equipment for the process was sized from the mass and energy balances. An economic analysis of the purchase and installation of the same equipment was also carried out. The plant will require an initial investment of USD \$ 2.39 million, which will be recovered in a period of time of 2.92 years. The selling price of the product, 70% v / v bioethanol, is USD \$ 482, which includes a 60% profit margin where the internal rate of return is 10.8%. The implementation of this bioethanol production plant is a great investment opportunity due to the annual profit margin obtained and the short recovery time of the investment. In addition, the economic benefit for cocoa-producing families where they will obtain an additional income for a product that they have not commercialized so far.

Key words: Cocoa shell, alkaline pretreatment, fermentation, distillation

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	11
1.1 Antecedentes	11
1.1.1 Producción de cacao en Ecuador	12
1.1.2 Bioetanol de segunda generación	14
1.1.3 Imagen de bioetanol en el mundo	14
1.1.4 Situación social	14
1.2 Presentación del proyecto	15
1.2.1 Objetivos del proyecto	15
1.2.2 Resultados esperados	15
1.3 Justificación del proyecto	16
1.3.1 Oportunidad en el mercado	17
1.3.2 Justificación económica	17
2. BASES DEL DISEÑO	18
2.1 Descripción del producto	21
2.2 Descripción de materias primas	23
2.3 Selección del proceso	24
2.4 Ubicación	25
2.5 Limitaciones y normas	25
2.6 Terminología especializada	25
3. DISEÑO DEL PROCESO	26
3.1 Base de producción	27
3.2 Modo de operación	28
3.3 Balance de masa	28
3.4 Balance de energía	28
4. DISEÑO DE LA PLANTA	30
4.1 Equipos para el pretratamiento de la planta	31
4.2 Equipos utilizados para el pretratamiento alcalino, lavado ácido, hidrólisis enzimática y fermentación, separación y destilación	31
5. ANÁLISIS ECONÓMICO	33
5.1 Costo de la planta	33
5.2 Estimación de ingresos de la planta	34
5.3 Análisis de recuperación de inversión	36
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	40
7. REFERENCIAS	40
8. ANEXOS	41
8.1 Anexo A - Documentación auxiliar	41
8.2 Anexo B - Metodología	42
8.2.1 Objetivo específico 1 - Definir el proceso para la extracción de etanol a partir de cáscara de cacao	48
8.2.2 Objetivo específico 2 - Seleccionar y dimensionar los equipos apropiados para el proceso.	50
8.2.3 Objetivo específico 3 - Analizar la factibilidad económica del proyecto y su beneficio para la economía nacional.	50
8.3 Anexo C - Cálculos	50
8.3.1 Cantidad de materias primas	51
8.3.2 Balance de masa	51
8.3.3 Dimensionamiento Bodega	52

8.3.4 Dimensionamiento Canaleta de lavado	53
8.3.5 Dimensionamiento Troceadora	53
8.3.6 Dimensionamiento Molino	54
8.3.7 Dimensionamiento Tanque de almacenamiento.....	54
8.3.8 Dimensionamiento Tanque Pretratamiento, Lavado ácido, Hidrólisis enzimática y Fermentación	55
3.3.9 Dimensionamiento Sedimentador	55
3.3.10 Dimensionamiento Columna destilación	62
3.3.11 Selección de bombas	63
8.4 Anexo D - Cotización de equipos	64
8.4.1 Picador Industrial.....	65
8.4.2 Molino de bolas	65

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Análisis económico rápido para un barril de 200 litros de bioetanol	16
Tabla 2. Composición de materias primas en el producto final.....	18
Tabla 3. Caracterización de la cáscara de mazorca de cacao.....	19
Tabla 4. Materia prima y costo por unidad de producción	20
Tabla 5. Opciones de diferentes procesos en el pretratamiento de la biomasa.....	22
Tabla 6. Balance de masa para un ciclo de producción de la planta.....	28
Tabla 7. Balance y consumo de energía semanal de equipos	28
Tabla 8. Especificaciones del equipo de canaleta de lavado	29
Tabla 9. Especificaciones de los equipos para la primera sección del proceso	30
Tabla 10. Especificaciones de los equipos para la segunda sección del proceso	31
Tabla 11. Resumen del costo ISBL a través de diferentes aproximaciones	32
Tabla 12. Resumen de la inversión del capital fijo	32
Tabla 13. Resuemn de costos de producción mensual.....	32
Tabla 14. Resumen del capital de trabajo	33
Tabla 15 Resumen de la estimación de ingresos	33
Tabla 16. Resumen del análisis de recuperación de inversión.....	34

ÍNDICE DE TABLAS (Anexos)

Tabla A-1. Calculo de materias primas.....	40
Tabla A- 2. Pérdidas de masa en operaciones unitarias.....	40
Tabla A- 3. Cálculo de balance de masa para la elacoración de 9.09 m ³ de bioetanol	45
Tabla A- 4. Cálculos del dimensionamiento de bodega	54
Tabla A- 5. Cálculos del dimensionamiento del canaleta de lavado	55
Tabla A- 6. Cálculo del dimensionamiento del tanque de almacenamiento intermedio	56
Tabla A- 7. Cálculos del dimensionamiento para el tanque de Pretratamiento, Lavado ácido,Hidrólisis enzimática y Fermentación	57
Tabla A- 8. Cálculos del dimensionamiento del sedimentador	58
Tabla A- 9. Cálculo del dimensionamiento de la columna de destilación.....	58
Tabla A- 12. Selección de potencia de la bomba en relación al caudal de salida.....	58
Tabla A- 13. Cálculo del costo de los equipos utilizando los factores teóricos del libro de Sinnot	59
Tabla A- 14. Cálculo de costo de los equipos utilizando factores modificados	59
Tabla A- 15. Cálculo del costo ISBL utilizando tres aporximaciones diferentes.....	60
Tabla A- 16. Cálculo de los valores que componen el capital de inversión fijo.....	60
Tabla A- 17. Cálculo de los componentes del costo de producción	61
Tabla A- 18. Cálculo de los componentes del capital de trabajo.....	61
Tabla A- 19. Cálculo de los ingresos de la planta, timepo de recuperación, TIR y VAN.....	62

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloque del proceso seleccionado para la obtención de bioetanol	22
Figura 2. Diagrama de flujo del proceso.....	27

Índice de Figuras (Anexos)

Figura A- 1. Proyección de la producción mundial de bioetanol	40
Figura A- 2. Safety Data Sheet Ethanol.....	40
Figura A- 3. Grafico para calcular Np	45
Figura A- 4. Esquema separación etanol-agua columna de destilación simulación en Aspen Hysys.....	55
Figura A- 5. Entradas de variables de corriente de entrada .;	Error! Marcador no definido. 55
Figura A- 6. Composición corriente de entrada.....;	Error! Marcador no definido. 56
Figura A- 7. Características corriente de destilado	56
Figura A- 8. Composición corriente de destilado	56
Figura A- 9. Composición corriente de fondos.....;	Error! Marcador no definido. 57
Figura A- 10. Composición corriente de fondos.....;	Error! Marcador no definido. 57
Figura A- 11. Especificaciones de la corriente de destilación	58
Figura A- 12. Especificaciones de diseño para lograr una convergencia de la columna	58
Figura A- 13. Verificación de la segunda especificaión de diseño	59
Figura A- 14 Hidráulica de la columna de destilación	59
Figura A- 15. Primera zona de destilación	Error! Marcador no definido. 60
Figura A- 16. Primera zona de destilación.....	60
Figura A- 17. Segunda zona de destilación	Error! Marcador no definido. 61
Figura A- 18. Segunda zona de destilación	Error! Marcador no definido. 61
Figura A- 19. Esquema interno	Error! Marcador no definido. 62
Figura A- 20. Cotización picadora industrial.....;	Error! Marcador no definido. 65
Figura A- 21. Cotización de molino de bolas	Error! Marcador no definido. 65

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

1.1.1 Producción de cacao en Ecuador

Ecuador es uno de los mayores productores y exportadores de cacao a nivel mundial. De acuerdo con las cifras encontradas en una página oficial de estadísticas Trademap, la participación de Ecuador a nivel mundial es del 3%. A nivel nacional se comercializan dos tipos de cacao en donde el 75% del cacao exportado es fino de aroma y el 25% restante es el denominado CCN51. Según el Instituto Nacional de Estadística y Censos (INEC), el sector cacaotero contribuye al 5% de la población económicamente activa a nivel nacional y el 15% de la economía rural [5]. El 70% de la producción a nivel nacional está representada por pequeños productores y el 20% y 10% restante por medianos y grandes productores.

De acuerdo con los datos publicados por la Asociación Nacional de Exportadores de Cacao (Anecacao), en 2018 se exportó alrededor de 315 571 toneladas de cacao [5]. Sin embargo, para la industria exportadora el producto de interés es el grano de la mazorca. Como consecuencia para la preparación del grano se genera una cantidad elevada de residuos. Nada más en el descascarillado se supone una pérdida entre 17 y 20 kg por cada 100kg de mazorca, es decir que el producto de valor supone solo el 20% de todo el fruto [7]. Es decir que los residuos generados para la extracción del grano suponen alrededor de 1'577 855 toneladas de residuos de cacao. El uso final que se le proporciona a todos estos residuos es como abono para el próximo cultivo de cacao. No obstante, es propenso a convertirse en medio para agentes patógenos que afectan los mismos cultivos de cacao con enfermedades significativas [6]. Por otro lado, es difícil poder suministrarlo como alimento para ganado, pues tiene un alto contenido de teobromina el cual restringe su consumo. Es por ello que su problemática ha generado interés para su pronta optimización.

1.1.2 Bioetanol de segunda generación

Para la obtención de bioetanol se puede partir de dos grupos de biomasa para ser usados como materia prima. El primer grupo, mejor conocido como bioetanol de primera generación, basa su proceso en convertir el almidón en azúcares. Las materias primas mayormente utilizadas para la producción de este compuesto son el trigo, maíz, cebada y caña de azúcar. Por otro lado, el bioetanol de segunda generación utiliza residuos de cosecha que de otra forma no tienen valor. Para ello las fuentes de azúcar utilizadas son la celulosa y hemicelulosa. Estas fuentes se encuentran en desechos como rastrojos de maíz, desechos de papa, madera o cáscara de mazorca de cacao [4]. Además de diferenciarse por el origen de su materia prima, el interés por el bioetanol de segunda generación ha crecido ya que a medida que la densidad poblacional aumenta, se tiene como objetivo optimizar toda la biomasa. Así no se destina parte productos que podrían usarse como alimentos.

El desarrollo de bioetanol de segunda generación es una oportunidad bastante tentativa para poderla desarrollar en el país debido al alto porcentaje de desechos de cáscara que no son utilizados. Por otro lado no se intervienen los campos que podrían ser destinados para la producción de alimentos en la producción de etanol, pues dentro de las leyes ecuatorianas se estipula que no se puede destinar cultivos para la producción de sustancias etílicas. Sin embargo, el fruto de la mazorca de cacao se destinaría para la producción de alimentos mientras que la materia prima de interés para la producción del bioetanol sería la cáscara de la mazorca.

1.1.3 Imagen de bioetanol en el mundo

El etanol es un líquido incoloro e inflamable comúnmente conocido como alcohol. Las aplicaciones que se le otorgan son diversas, entre ellas; la más popular se encuentra en la industria automotriz. Sin embargo, es muy utilizado como solvente en productos farmacéuticos, bebidas y alimentos y cosméticos. En un comienzo era el principal combustible

para los motores, pero a medida que se popularizó el consumo de combustible fósil su dispendio se redujo. Actualmente, las fluctuaciones en el precio del petróleo, las emisiones de carbono al ambiente y los problemas relacionados con el consumo y la producción de estos combustibles conllevaron al retorno de la producción de etanol.

En el mercado existen dos tipos de etanol: de síntesis y bioetanol. El primer tipo se obtiene a través de la hidratación del etileno, el cual es un derivado del petróleo. Mientras que el bioetanol se obtiene de la fermentación y posterior destilación de biomasa [2].

De acuerdo con estimaciones recientes, la tasa de crecimiento anual del consumo de bioetanol es de 14% desde 2020 hasta 2025, con una proyección ascendente de 33.7 billones de dólares a 64.8 billones respectivamente como se puede observar en los anexos (Figura A-1) [3]. El aumento de su consumo se atribuye al uso mandatorio de biocombustibles en países como Estados Unidos, Brasil, China y Canadá. Las empresas productoras líderes de bioetanol desean ampliar la presencia del producto en el mundo y fortalecer el portafolio de servicios y productos que van desde ofrecer biocombustibles hasta la captura de carbono. Como consecuencia, empresas como POET en Estados Unidos invierten en estudios para el aprovechamiento de etanol a partir de biomasa celulósica [3].

A nivel nacional es importante el uso de etanol para la elaboración de múltiples productos tanto de primera necesidad como perfumes o cosméticos. Actualmente en el país se producen alrededor de 20,000 ejemplares diarios de perfumes en empresas cosméticas como Yanbal [4]. Como primer acercamiento sobre el potencial de producción es importante recordar que la empresa no solo produce perfumes sino que tiene un portafolio amplio de tónicos de piel y cosméticos. Así como compañías que producen artículos de primera necesidad donde su base de producción es el etanol. El inconveniente es la situación de importaciones a nivel nacional. De acuerdo con lo publicado en el diario el Telégrafo el 95% de los insumos necesarios para la producción de artículos de primera necesidad y cosméticos son importados. El poder

producir etanol nacional destinado para la industria cosmética se reducirían los gastos de importación de los mismos y se desarrollarían procedimientos más limpios en donde el desperdicio sea mínimo.

1.1.4 Situación social

Al generar industria se está en el deber social de dinamizar la economía. Los agricultores hasta el momento no le han proporcionado un destino a los desechos. Por lo que es necesario enseñar y demostrar valor adicional que se encuentra en la cáscara para la producción de nuevos productos. La mazorca de cacao al no tener valor comercial ni productivo hasta el momento, se puede incentivar la optimización de todo su fruto. Como resultado el agricultor tendría un interés en tratar la cáscara para su posterior venta.

1.2. Presentación del proyecto

1.2.1 Objetivos del proyecto

A través del proyecto se desea evaluar la posibilidad de aprovechar las oportunidades descritas en los antecedentes de la sección 1.1, por lo que se estableció el siguiente objetivo general:

Estudiar la prefactibilidad técnica y económica de una planta de valorización de residuos de cacao para la producción de bioetanol

Para llevar a cabo el objetivo planteado se desarrollaron tres objetivos específicos con sus respectivas actividades y metodologías para llegar al resultado esperado:

1. Definir el proceso para la extracción de etanol a partir de cáscara de cacao
2. Seleccionar y dimensionar los equipos apropiados para el proceso.
3. Analizar la factibilidad económica del proyecto y su beneficio para la economía nacional.

A través de la selección, dimensionamiento y análisis económico, se evaluará la posibilidad de aprovechar las oportunidades descritas en los antecedentes descritos anteriormente en la sección 1.1. Para la cumplir con cada uno de los objetivos, se desarrollaron diferentes metodologías lo largo del capítulo tres, cuatro y cinco. La metodología y cálculos realizados se encuentran en los anexos 8.2 y 8.3 respectivamente.

1.2.2. Resultados esperados

La obtención de bioetanol a partir de desechos de cáscara de cacao sería un proceso innovador en el país y tendría e impacto considerable en la economía y la apreciación de los agricultores hacia la cáscara y sus propiedades ya que se convertiría en una fuente de ingreso adicional. A través del proyecto incentivar la optimización que la mazorca de cacao para obtener productos de calidad en el país. Lo que fomentaría al gobierno local y nacional a proveer servicios básicos e infraestructuras no existentes en comunidades cacaoteras.

Otro de los resultados esperados que se espera es poder suplir la demanda de etanol en la industria cosmética y así aportar en el crecimiento industrial del país. Como consecuencia poder reducir la importación de insumos necesarios para la producción de cosméticos. Se generarían nuevos puestos de trabajo.

1.3 Justificación del proyecto

1.3.1. Oportunidad en el mercado

Mediante el proyecto se busca sustituir la materia prima para la producción de bioetanol que se utiliza en la industria cosmética y perfumes en el mercado. Como se señaló en la sección 1.1, la producción diaria de perfumes es considerable a nivel nacional. Por el momento se tienen únicamente los datos de una de las empresas cosméticas más grandes del país, sin contar con los datos de medianas y pequeñas empresas cosméticas las cuales han ido creciendo en los

últimos años. Como oportunidad, el uso de cáscara de cacao podría tener buena acogida ya que se prevé utilizar la fuente de materia prima como medida de marketing. El fabricante puede usarlo como estrategia al momento de promocionar sus productos a base de etanol de cáscara de cacao como identificador de marca.

Por otro lado, al importar el 95% de materia prima para la elaboración de productos, se desea suplir la demanda de etanol y así reducir el costo de importación del insumo [17]. Es importante generar e incentivar la producción de productos nacionales ya que hasta el momento el costo de importación de insumos encarece los productos manufacturados en el país. Así como promover la identidad nacional a través de productos hechos en el mismo.

1.3.2. Justificación económica

El bioetanol elaborado a partir de la cáscara de cacao beneficiaría a los agricultores ya que por el momento no hay mercado para el mismo. De acuerdo con lo conversado con productores de cacao, actualmente lo que se realiza es la recolección del cacao de la planta, se abre se recoge el interior del fruto y la cáscara se desecha en el mismo suelo. No se le proporciona ningún tipo de tratamiento por lo que sería una oportunidad para inversionistas industriales dado que hasta el momento no existe precio para la compra de la misma. Se podría hablar con los agricultores para destinar un precio en el cual la mano de obra sea valorada, pues en este caso ya la cáscara se encontraría como segundo producto de un trabajo realizado anteriormente.

Para realizar un análisis económico rápido se utilizó el método de productos fabricados en el cual se asumió que el valor del producto será el doble al costo de materias primas utilizadas en la producción del bioetanol. Los valores de las materias primas necesarias para la elaboración del etanol se describen en la tabla continua. En la misma se toma en cuenta la composición final del producto, sin embargo se consideró el aporte de cada materia prima.

También se puede de costo de materia prima x unidad de producción y su precio final en la presentación seleccionada en envases de polietileno.

Tabla 1. Análisis económico rápido para un barril de 200 litros de bioetanol

Materia Prima	Composición [v/v]	Valor
Cáscara	70%	USD \$ 150.00
Agua destilada	30%	USD \$4.00
Barril de polietileno	Envase	USD \$ 20.00
Hidróxido de sodio	No presente en producto final	USD \$ 0.09
Ácido sulfúrico	No presente en producto final	USD \$ 0.005
Citrato de sodio	No presente en producto final	USD \$ 11.68
Celulasa	No presente en producto final	USD \$ 0.2
Levadura	No presente en producto final	USD \$ 10.08
	Valor total	USD \$196.055 *2 = USD \$ 392,11

Luego de comparar precios de etanol en el mercado, se observó que el valor comercial de un envase de 200 litros aproximadamente de etanol al 70% v/v oscila entre USD \$420 y USD \$520 [9]. Al analizar la estimación del valor final del bioetanol y el valor comercial se puede observar que está por debajo del rango de precios, lo que lo hace competitivo pues se puede aumentar el precio para estar dentro del margen mínimo y se incrementaría la ganancia. O bien mantener el precio de venta que seguiría existiendo ganancia y sería atractivo para el comprador ya que lo encuentra a menor precio. No obstante, es importante tomar en cuenta que se están realizando cálculos con datos de precios de cáscara altos por lo que el costo de producción podría disminuir.

2. BASES DE DISEÑO

2.1 Descripción de producto

El producto que se desea obtener es bioetanol con una concentración de 70%v/v. Se decidió utilizar bioetanol con esta concentración ya que dentro de la industria cosmética es el porcentaje requerido para usarse como base en perfumes o como solvente de otro producto

cosmético [4]. Su forma de comercialización será en recipientes de polietileno con capacidad de 158 litros para su fácil transporte. La presentación física del producto será un líquido incoloro.

Dentro del costo de las materias primas fue complicado encontrar literatura que detallara el costo de la cáscara de cacao. Hasta el momento es un producto que no se ha tomado en consideración para ser comercializado. Por ende, para tener un cálculo aproximado del precio de la cáscara se realizaron entrevistas a productores de cacao. De acuerdo con lo conversado con ellos se llegó a un punto medio en el cual ellos explicaban que era complicado poder determinar un precio fijo. Sin embargo, de acuerdo al precio del grano de cacao y la mano de obra se estimó que el precio por quintal de cacao es de USD \$4.00. No obstante, hay tener en cuenta que es un precio aproximado con base en la experiencia y manejo en el campo y podría ser menor dependiendo la temporada de cosecha. Por otro lado, el agua destilada es otra materia prima esencial del producto final y su costo es de USD\$ 2.00 por 3.8 litros de la misma. Si se hace un estimativo, el costo de producción por cada unidad es de USD\$ 210 aproximadamente; sin embargo, en el capítulo 5 se analizará económicamente la factibilidad del proyecto.

Al finalizar el proceso se envasará el bioetanol en envases de polietileno para su fácil transporte a las empresas cosméticas donde se utilizará como base para perfumes y solvente en productos cosméticos.

2.2 Descripción de materias primas

Tabla 2. Composición de materias primas en el producto final

Materias primas	Función dentro del proceso	% presente en producto final	Cantidad utilizada en unidad de producción [kg/158 L]
Cáscara de cacao	Proporciona la celulosa necesaria para formar bioetanol	70	1512.11
Agua destilada	Medio de fermentación	30	47.4
Hidróxido de sodio	Hidrólisis alcalina para rompimiento de lignina	-	0.45
Ácido sulfúrico	Neutralización de la base	-	0,016
Citrato de sodio	Sal buffer para hidrólisis enzimática	-	0,97
Celulasa	Enzima usada	-	6,4
Levadura	Enzima usada para la fermentación	-	1,26

Dentro de la composición final en el bioetanol solo se deben encontrar la cáscara de cacao fermentada y destilada con una concentración de 70% v/v y el agua destilada al 30% v/v. Para el proceso se utilizará únicamente la cáscara de cacao ya que de esta forma se puede diseñar e implementar un proceso acorde a esta materia prima. En el análisis de proceso se debe tener en cuenta la caracterización de la mazorca de cacao para tener en cuenta los

tratamientos y operaciones unitarias posteriores de la planta. Los mismos que se pueden observar en la tabla continua.

Tabla 3. Caracterización de la cáscara de mazorca de cacao

Parámetro	Caracterización promedio %
Celulosa	20.039
Lignina	23.154
Humedad	13.002
Cenizas	8.517
Grasas	0.246
Nitrógeno	0.101
Proteína	0.100

Por otro lado, volviendo a los datos presentados en la tabla 1, las materias primas y reactivos enlistados forman parte del proceso más no del producto final. En el caso del hidróxido de sodio es fundamental en el pretratamiento del proceso ya que ayuda a la saponificación de la lignina y como resultado hay un rompimiento de las paredes. El ácido sulfúrico es usado para un posterior lavado y así neutralizar la biomasa previamente tratada. El citrato de sodio es usado como buffer en la operación unitaria previa a la fermentación. La Celulasa es la enzima necesaria para la conversión de la celulosa, contenida en la cáscara, en azúcares reductores. Finalmente, se usará levadura que beneficia la fermentación de la cáscara. Una vez descritos los reactivos y materias primas necesarias en el proceso es importante recalcar el costo de cada una de ellas basándose en cotizaciones y consultas de precios de posibles proveedores tanto a nivel nacional como internacional.

Tabla 4. Materia prima y costo por unidad de producción

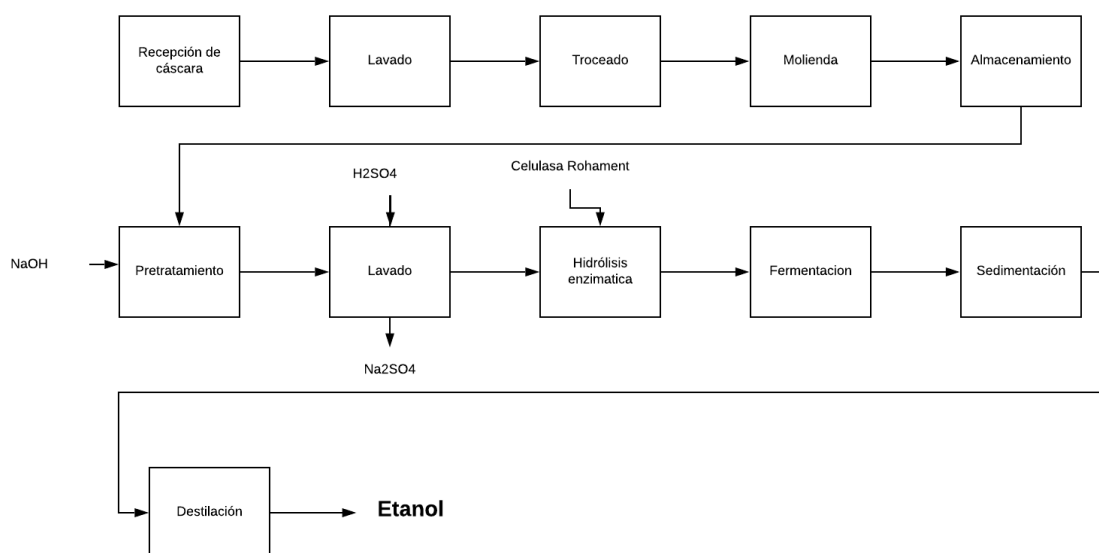
Materia Prima	Costo de adquisición (Unidad de venta)	Costo por unidad de producción (158 Litros)	Consideraciones de transporte y manejo	Principales proveedores
Cáscara de cacao	USD \$ 4.00 por quintal (45kg)	USD \$ 133.06	N/A	Productores de la provincia de Guayas
Agua destilada	USD \$3.00 por galón (3.8 l)	USD \$37.42	N/A	Relubquim C.A
Hidróxido de sodio	USD \$ 30.52 por funda (25kg)	USD \$ 0.014	Usar guantes y mascarilla al utilizar este reactivo. Siempre debe estar en un lugar seco. Corrosivo en contacto con la piel	Relubquim C.A. Provequim C.A.
Ácido sulfúrico	USD \$ 33.6 por garráfga (50kg)	USD \$ 0.005	Usar guantes y mascarilla al utilizar este reactivo. Siempre debe estar en un lugar seco. Corrosivo en contacto con la piel	Relubquim C.A
Citrato de sodio	USD \$ 33.04 por funda (25kg)	USD \$ 9.64	Mantener en un lugar fresco y seco	Relubquim C.A
Celulasa	USD \$ 50 por kg	USD \$ 0.0445	Mantener en un lugar fresco y seco	Ab Enzymes, importación
Levadura	USD \$ 3.60 por kg	USD \$ 4.54	Mantener en un lugar fresco y seco	Tagshan Topnutri Yeast Bio-Tech

Hay que tomar en cuenta que hay algunas materias primas que no se consiguen a nivel nacional por lo que al estimativo de precios hay que considerar el porcentaje de importación.

2.3 Selección de proceso

En el proceso las operaciones unitarias utilizadas para la elaboración de bioetanol 70% v/v son las mismas, sin embargo, el enfoque dado en este caso se da por parte de los reactivos usados para el pretratamiento.

Figura 1. Diagrama de bloque del proceso



Para la selección del proceso se estableció un matriz de decisión con base en el rendimiento por producción de etanol a partir del pretratamiento. Dentro del proceso la parte más importante es poder romper la pared de lignina presente en la cáscara de cacao ya que a través de su ruptura es más fácil acceder a la celulosa contenida en la cáscara. Según la literatura los procesos para dicho rompimiento pueden ser alcalinos o ácidos, es por ellos que la matriz está basada en el reactivo más óptimo para el proceso. En ella se tomaron en cuenta factores como disponibilidad de los reactivos, costo, rendimiento de azúcares reductores y porcentaje de eliminación de

lignina. También la escala de calificación fue de 1 a 5 siendo 1 el puntaje más bajo y 5 el más alto.

Tabla 5. Opciones de diferentes procesos en el pretratamiento de la biomasa

Criterio	Hidrólisis ácida (H₂SO₄)	Hidrólisis básica (NaOH)
Costo de reactivos	4	4
Disponibilidad	1	3
Rendimiento de azúcares reductores	2	4
Porcentaje de eliminación de lignina	2	4
TOTAL	9	15

De acuerdo con las observaciones publicadas en la tesis de José Benalcazar, el porcentaje de rendimiento en el pretratamiento ácido el aumento de celulosa es de 22,24% mientras que la reducción de lignina es de 11,33%. Mientras que en el pretratamiento hecho con hidróxido de sodio, el aumento de celulosa es del 58% y la reducción de lignina en este caso es de 37,6%.

Al usar sustancias alcalinas en el pretratamiento las paredes de la biomasa se inflaman y se produce una saponificación y solvatación. Como resultados las enzimas y bacterias tienen mejor acceso a la celulosa de la biomasa [3]. Por otro lado, en el pretratamiento ácido, se emplea un ácido fuerte como catalizador para transformar las cadenas polisacáridos en sus monómeros más elementales.

El precio de los dos reactivos es similar lo que no genera mayor diferencia en ambos casos. No obstante, la disponibilidad de los reactivos es limitada pues en el caso del ácido sulfúrico el ser un químico utilizado en la elaboración de sustancias ilícitas su uso industrial es

restringido en el país [5]. En cambio el hidróxido de sodio, a pesar de que también es un compuesto restringido su uso es más versátil y fácil de conseguir.

2.4 Ubicación

La ubicación de la planta se determinó de acuerdo a la provincia con mayor producción de cacao en los últimos años. Según los datos estadísticos, la provincia con mayor producción de cacao en 2016 fue Guayas [15]. Además de ser una de las provincias donde se encuentra el mayor número de industrias cosméticas en el país, lo que facilitará el transporte del producto final. El lugar más óptimo para establecer la planta es vía a Daule pues sobre la vía se encuentran dos laboratorios cosméticos bastante grandes, Otelo & Fabell y laboratorios biotanicals. Dentro de los beneficios de establecerse en Guayas está la cercanía con empresas productoras de cosméticos como bien se mencionó, la disponibilidad de la materia prima y su cercanía, el costo reducido de transporte y el costo de terreno, instalaciones y servicios básicos los cuales se detallan en el capítulo 5.

2.5 Limitaciones y normas

Dentro de las limitaciones y normas hay que establecer todas aquellas que sujeten el proyecto y limiten la producción de bioetanol. Por un lado se encuentran las leyes nacionales que restringen el uso de materia prima necesaria para la alimentación y destinarla a la producción de bioetanol [6]. Por eso se utilizará únicamente la cáscara del cacao la cual hasta el momento no es destinada para consumo humano. También existen regulaciones que especifican los compuestos no permitidos en el producto final como residuos de sustancias usadas como reactivos ácidos, alcalinos o metales. Además de contar con las normas para regulación del transporte de sustancias químicas inflamables.

Por otro lado, es necesario tomar en cuenta la legislación urbana que establece los permisos necesarios para la construcción y operación de la planta. Inicialmente hay que contar con los siguientes permisos:

- Patente Municipal
- Tasa de habilitación
- Permiso del Cuerpo de Bomberos
- Permiso de uso de suelo
- Autoridad Sanitaria Nacional mediante la Agencia Nacional de Regulación, Control y Vigilancia Sanitaria - ARCOSA y Direcciones Provinciales de Salud
- Ministerio de Salud Pública. MSP
- Ministerio de Industrias y Productividad – MIPRO. Categorización de empresas.
- Subsecretaría de calidad ambiental – Permiso Ambiental

2.6 Terminología especializada

Hidrolisis alcalina: Proceso en el cual se utiliza una base fuerte para poder romper los enlaces principalmente formados por ramificaciones hemicelulosicas y la lignina. [3]

Celulasa: Enzima especializada en descomponer la celulosa transformándola en monómeros de glucosa [6].

Saccharomyces cerevisiae: Tipo de levadura mayormente comercializada en la actualidad [8].

Fermentación: Compuesto metabólico de las bacterias y hongos en los que transforman azúcares en otras sustancias orgánicas como alcohol, ácido láctico o ácido butírico [9]

Lignina: uno de los biopolímeros más abundantes en las plantas, conforma su pared celular [3]

Celulosa: polisacárido, que sirve como base estructural de las células vegetales [3]

3. DISEÑO DEL PROCESO

3.1 Base de producción

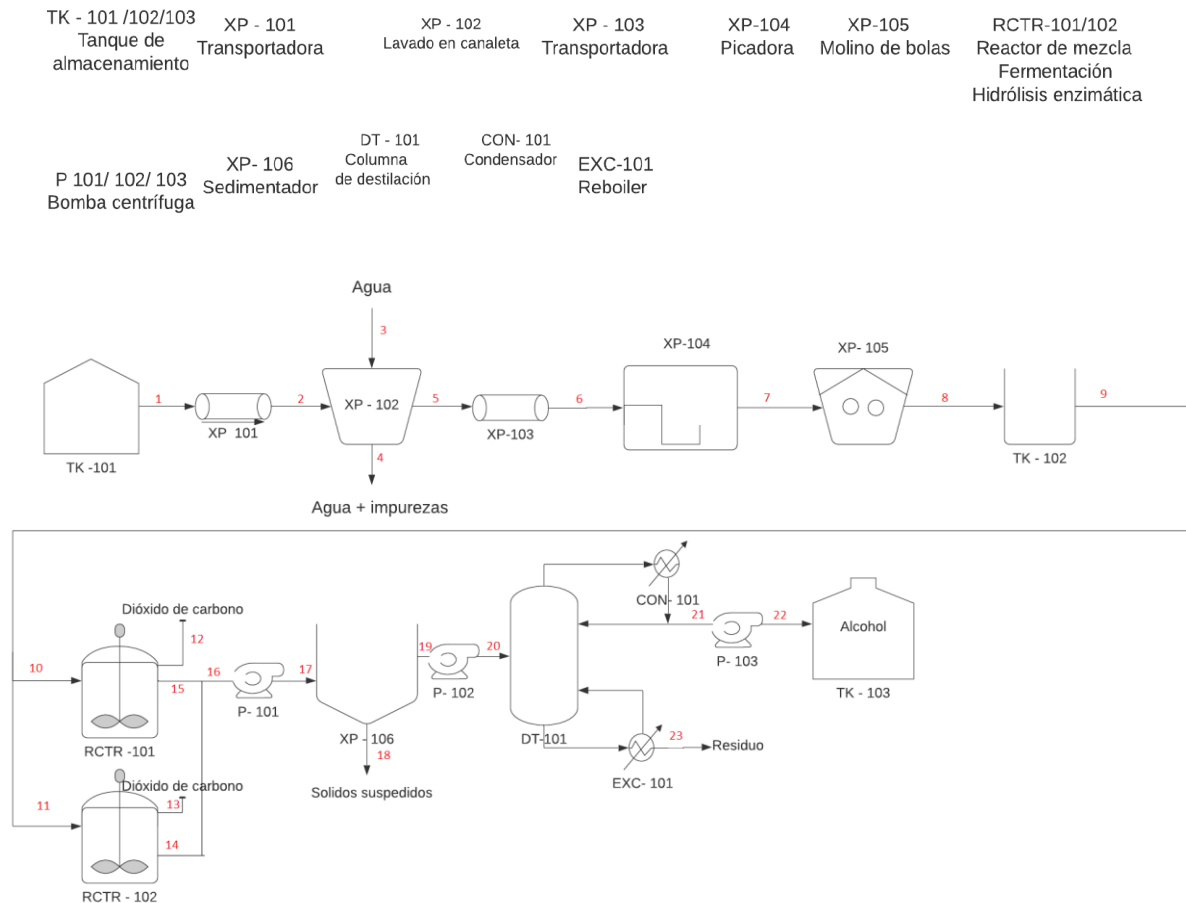
Actualmente en el país no existe alguna industria que utilice etanol a base de cáscara de mazorca de cacao, por consiguiente es una oportunidad interesante el poder desarrollar este tipo de procesos a nivel nacional. A través del proyecto se desea plantear una producción de etanol para abastecer la industria cosmética como se detalló en la sección 1.1.3 para la elaboración de perfumes y productos que lo requieran como base en su producción. Mensualmente, empresas como Yanbal tiene una producción mensual de 20,000 unidades de perfumes con una presentación entre 70 ml y 100 ml [28]. Generalmente la concentración de los perfumes comercializados por esta empresa es de 70% v/v y su diferencia se encuentra en esencia. Lo que equivale a 9.09 m³ de producción de etanol para abastecer tanto la industria de perfumes como los demás cosméticos producidos en la empresa. Se debe tomar en cuenta que la planta trabajará 22 días al mes y de acuerdo con la producción de bioetanol demora 50 horas, [26] por lo que se realizarán 8 ciclos de producción al mes incluyendo limpieza de equipos [11].

3.2 Modo de operación

El diseño del proceso se compone de dos partes, en las que la primera parte del proceso se basa en el lavado, troceado, molienda y posterior almacenamiento de la materia prima, representado por las corrientes 1-9 en la Figura 2. Luego continua a la parte fundamental de proceso que es el pretratamiento alcalino en el cual se utiliza una solución de hidróxido de sodio para romper las paredes de lignina contenidas en la cáscara y así tener un mayor alcance de la celulosa que se será convertida en azúcar posteriormente. Pasa a un lavado ácido para nivelar el pH de la mezcla y a continuación se procede con la hidrólisis enzimática en donde la enzima celulasa es introducida al proceso para convertir la celulosa en azúcar que serán

fermentados. Como penúltima operación pasa a un sedimentador y finalmente a la columna de destilado para obtener un etanol al 70%. Los equipos que se utilizarán se encuentran detallados en la figura 3 y sus características y especificaciones se observan en el capítulo 4 y el cálculo del dimensionamiento en el Anexo C.

Figura 1. Diagrama de flujo



3.3 Balance de masa

El balance de masa se realizó tomando en cuenta el caudal de producción mensual con base en la producción mensual de perfumes hechos por parte de empresas como Yanbal y Oteló & Fabel. Se trabajó partiendo del caudal necesitado, sin embargo, se dejó un excedente del 20% en caso de que haya una demanda alta del producto. En el proceso se consideraron las pérdidas de masa existentes en cada una de las operaciones unitarias (Tabla A- 2). También se

calculó la masa necesaria para elaborar 9.09 m³ equivalente a un ciclo de operación de la planta. En la Tabla 7 se observa el resumen de balance de masa y en el Anexo C encontrar el balance de masa detallado.

Tabla 6. Balance de masa para un ciclo de producción de la planta

1	2	3	4	5	6
89,613.41	89,613.41	1,300	1,341.4	86,834.70	86,834.70
7	8	9	10	11	12
85,132.06	84,708.51	84,708.51	42,354.25	42,354.25	3854.88
13	14	15	16	17	18
3854.88	38,536.72	38,536.72	77073,4432	77073,4432	4786,26082
19	20	21	22	23	
72287,1824	72287,1824	7228,71824	7228,71824	65058,4642	
Filas blancas indican el número de corriente con referencia a la Figura 3					
Filas grises muestran caudal total, en kilogramos, de la corriente respectiva					

3.4 Balances de energía

El consumo de energía se calculó de forma individual para cada equipo y se multiplicó por el número de horas que estaría funcionando semanalmente. A través de la Tabla 7 se pueden observar los resultados.

Tabla 7. Balance de energía semanal de equipos

Equipo	Número de equipos	Potencia [kW]	kW/semana
Cintas transportadoras	2	11.17	1,341.4
Picadora	1	33	99
Molino de bolas	1	110	440
Tanque Pretratamiento alcalino, Lavado ácido, Hidrólisis enzimática Fermentación	2	3078.21	18,469.26
Columna de destilación	1	52.25	209
Bombas	3	8.54	34.16
	TOTAL	6382.55	25,530.2

A partir de los resultados obtenidos, se determinó que para un ciclo de producción de 9.09m^3 se utilizó 89,613.41 kilogramos de biomasa. Además para la producción de la misma se requerirá de 25, 530kW semanales.

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1 Equipos para el pretratamiento de la materia prima

Con base en la definición de producto y base de producción de las secciones 2.1 y 3.1 respectivamente, se dimensionaron los equipos pertinentes para las dos etapas del proceso. La primera etapa del proceso se compone de la preparación de la materia prima para el pretratamiento alcalino. Se inicia con la recepción de la biomasa en la bodega principal. Pasa al lavado en canaleta el cual requirió de conocimientos de ingeniería civil para poder diseñar y dimensionar un equipo que permita un lavado continuo de altas cantidades de biomasa en poco tiempo y su sistema de drenaje sea adecuado para el proceso sin desperdiciar un alto volumen de agua en dicha operación. Para el dimensionamiento se necesitó conocer el flujo y así obtener la pendiente necesaria en la canaleta de manera que sea sutil y adecuada para el descenso del agua. También conocer el ancho de la base y la altura de la canaleta. Para obtener estos resultados era importante calcular el perímetro húmedo y el radio hidráulico de la canaleta como se detalla en la Tabla 9.

Luego del lavado, la cáscara es picada para reducir su tamaño y facilitar su pretratamiento posterior. Se seleccionó un equipo con capacidad de 7-8 toneladas por hora. Para el molino de bolas de bolas se determinó que es necesario un equipo con capacidad de 3.5-8 toneladas por hora. En donde el tamaño de partícula a la salida del equipo está entre 0.074 – 0.4 mm. Finalmente, la masa se almacena en un tanque de SS 304. La metodología y dimensiones de los equipos se encuentran en los anexos B y C respectivamente.

Tabla 9. Especificaciones de la canaleta de lavado

Equipo	Resultados
Pendiente	2.16 * 10 ⁻⁶ [m]
Base de canaleta	0.4 [m]
Tirante	0.51 [m]
Radio hidráulico	0.07 [m]
Perímetro hidráulico	1.84 [m]

Tabla 10. Especificaciones de los equipos de la primera sección del proceso

Equipo	Capacidad	Unidad	Dimensiones (Largo-ancho-alto) [m]	Diámetro [m]
Picadora	7-8	[Ton/h]	1.8*1.3*1.68	-
Molino de bolas	3.5-8	[Ton/h]	4.5	1.5
Almacenamiento	39	[m ³]	4.65	2.32

4.2 Equipos utilizados para el pretratamiento alcalino, lavado ácido, hidrólisis enzimática y fermentación, separación y destilación

La segunda parte del proceso se basa en el pretratamiento alcalino de la cáscara, lavado ácido, hidrólisis enzimática, fermentación de los azúcares reductores, sedimentación de sólidos suspendidos y destilación del producto final. El pretratamiento alcalino de la cáscara, lavado ácido, hidrólisis enzimática y fermentación se realizan en dos tanques cilíndricos de SS 304 con agitación y calentamiento de acuerdo a la operación unitaria que esté realizando en el momento. Se seleccionaron aspas Helical Ribbon para la agitación del tanque ya que son óptimos para procesos con fluidos viscosos y microorganismos contenidos en la mezcla [20].

El sedimentador seleccionado para la siguiente operación unitaria, se seleccionó un sedimentador SS 304 que utiliza la fuerza de gravedad para separar las partículas sólidas del líquido remanente. Es sencillo utilizar este equipo ya que las partículas sólidas son más densas que la solución agua- etanol. Finalmente se diseñó una columna de destilación con columnas SS 304, para una separación óptima entre las moléculas de agua y las moléculas de bioetanol.

Para el diseño de la columna de destilación se utilizó el programa de Aspen Hysys para lograr una simulación de la separación entre bioetanol y agua hasta llegar a la concentración deseada. Las especificaciones de la segunda parte del proceso se encuentran en la Tabla 10, mientras que la metodología y dimensionamientos específicos están en los anexos B y C respectivamente.

Tabla 11. Especificaciones de los equipos utilizados en la segunda sección del proceso

Equipo	Capacidad	Unidad	Dimensiones (Largo-ancho-alto) [m]	Diámetro [m]
Tanque Pretratamiento alcalino, Lavado ácido, Hidrólisis enzimática Fermentación	19.81	[m ³]	7.64	2.54
Sedimentador	19.81	[m ³]	3.5	1.0
Columna de destilación	72.28	[Ton/día]	6.96	1.56

5. ANÁLISIS ECONÓMICO

Para la sección de análisis económico, se detallan el costo total de la planta, el beneficio neto anual y el tiempo de recuperación. Para el cálculo de los costos de equipos se realizó de acuerdo a su capacidad. Se utilizan factores de instalación de Hand, Lang y el método factorial detallado, como también se realizaron los cálculos de ingresos de la planta.

5.1 Costo de la planta

Se realizó una estimación aproximada con base en los factores necesarios para cada equipo descritos en la literatura [22]. Sin embargo, se realizó una comparación de precios en el mercado y los resultados obtenidos mediante las previas estimaciones hechas. Esto permite que los costos de los equipos permite tener un dato más realista sobre el costo de los equipos existentes en el mercado. El cálculo y las modificaciones se pueden observar en el Anexo E.

Para el costo de instalación de la planta se utilizaron tres metodologías en los que la primera se basa en los factores de instalación de Lang. Este se basa en estado de la materia que se procesa, sea fluida, sólida o mezcla de ambos. Para el segundo factor de instalación se basó en los factores de Hand, el cual incluye un factor por el tipo de material de construcción del equipo. En este segundo factor hay un factor adicional utilizado de acuerdo al equipo que se utilice en el proceso. Como último método se usó el método factorial detallado en cual incluye factores específicos del proceso determinando. Los resultados se encuentran en la Tabla 11.

Tabla 11. Resumen del costo ISBL de la planta con diferentes aproximaciones

Aproximación	Costo de la planta [USD \$]
Factores de instalación de LANG	2014668,19
Factores de instalación de HAND	1854448,82
MFD	1922779,24

Para obtener el costo ISBL de la planta, el cual representa el costo de instalación de la planta, se utilizó el obtenido a través del método factorial detallado. Este método permite tener en consideración otros factores clave para la instalación de la planta como son los costos de las otras especialidades y en sí del montaje como tal. Apartir de este valor se determinaron los costo de inversión inicial de capital fijo, el cual representa el costo del diseño, construcción e instalación de la planta como se muestra en la Tabla 12 adjunta. Los cálculos detallados se observan en el Anexo E.

Tabla 12. Resumen de la inversión de capital fijo

Costo	Valor [USD \$]
Costo ISBL	1,922,779.24
Costo OSBL	408,828,335
Costo de ingeniería	429,269,7517
Gastos imprevistos	143,089,9172
TOTAL	2,903,967.29

Para el cálculo de inversión de capital se utilizó el costo de las materias primas observado en la Tabla 4 y se derivaron los costos de producción fijos y variables observados en la Tabla 13. El consumo energético anual está estipulado en el costo de producción variable y este rubro se multiplicó por la la trifa industrial de energía en Ecuador. Este valor es de USD \$0.09 por kW. Por otro lado, para el costo de producción fijo se tomaron en cuenta 8 operadores con sus respectivos supervisores y personal administrativo. Para ver más detalle se puede observar el Anexo E.

Tabla 13. Resumen de costos de producción mensual

Costo de producción	Valor [USD \$]
Costos de producción variables	86,227.07
Costos de producción fijos	11,978.48
TOTAL	98,205.55

A partir de estos resultados se calcula el capital de trabajo, el cual es el dinero adicional necesario para poder empezar el funcionamiento de la planta mientras la planta empieza la producción en los primeros meses. Y se puede detallar en la Tabla 14.

Tabla 14. Resumen de capital de trabajo

Costo de producción	Valor [USD \$]
Costos de producción variables	86,227.07
Costos de producción fijos	11,978.48
TOTAL	98,205.55

5.2. Estimación de ingreso de la planta

El precio de venta del producto se estimó a partir de la suma de los costos de producción dividido por la cantidad de barriles producidos al mes. El valor obtenido se multiplica por el margen de ganancia establecido para la industria que en el caso de la industria cosmética se encuentra en entre el 60% y 80% [2]. Los ingresos de la planta se realizaron a partir del precio de venta del producto y el volumen de producción propuesto. En la Tabla 15 se presentan los parámetros obtenidos.

Tabla 15. Resumen estimación de ingresos

Ingresos	Valor [USD \$]
Margen de Producción Bruto	1,175,975.13
Costos efectivo de producción (CCOP)	2,050,380
Beneficio bruto	871,913.30
Beneficio Neto	784,721.97

5.3 Análisis de recuperación de la inversión

Una vez obtenidos el capital de inversión fijo y el capital de trabajo dividido entre el beneficio neto, se calculó que el tiempo de recuperación de inversión de capital se realizará en 2.92 años. Además de realizar el cálculo de los valores del TIR (Tasa Interna de Retorno) y VAN (Valor Actual Neto) necesarios en el proyecto. De acuerdo a la importancia, el dimensionamiento de equipos, el caudal de producción propuesto, es aceptable el tiempo de recuperación y hay una alta rentabilidad en el proyecto.

Tabla 16. Resumen del análisis de recuperación de inversión

VAN (Valor Actual Neto)	USD \$ 1.375.732
TIR (Tasa Interna de Retorno)	0.21%
Tiempo de Recuperación	2.92 años

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El proyecto logró realizar con éxito el estudio de prefactibilidad para una planta de producción de bioetanol que utiliza cáscara de mazorca de cacao como su materia prima. El objetivo principal para su producción es el abastecimiento de bioetanol para la producción de productos cosméticos, específicamente como base para perfumes producidos a nivel nacional. Se procesarán 19, 619 toneladas de papa mensualmente para lograr producir el volumen de bioetanol necesario para comercializar 200m³ mensuales los cuales abastecerán el uso de etanol necesario para la producción de perfumes en industrias grandes como Yanbal y Otel & Fabel. Las cuales son fábricas especializadas en la producción de perfumes, cosméticos y artículos de primera necesidad. Cada perfume contiene alrededor de 70% alcohol y 30% esencia por lo que

se destinará una producción de bioetanol con una concentración del 70% v/v. Esto equivale a una unidad de producción del 200m³ de bioetanol que se producirán al mes que generarán un ingreso mensual de USD 170865 para la planta.

Para la producción de bioetanol, se seleccionó el método de hidrólisis enzimática de la hemicelulosa y celulosa al cual se le realiza un pretratamiento alcalino inicial para poder saponificar las paredes de la lignina y así alcanzar la celulosa de la cáscara. Dicho proceso es el más eficiente para alcanzar mayores niveles de alcohol en la fermentación. Se decidió llevar a cabo un solo proceso de filtración al final del proceso para obtener mayores niveles de fermentación en el proceso y como resultado reducir la inversión inicial de la planta. De acuerdo a los resultados obtenidos en laboratorio se obtiene mayor rendimiento de celulosa y reducción de lignina cuando se lleva el proceso de fermentación durante 48 horas. Adicionalmente, se decidió utilizar una columna de destilación para alcanzar la concentración necesaria de bioetanol en la solución final de 70% v/v.

Se seleccionaron los equipos necesarios para el proceso con base en las operaciones unitarias definidas. A partir de los caudales de procesamiento respectivos para cada operación del proceso, se realizó el dimensionamiento de los tanques de pretratamiento, lavado ácido, hidrólisis enzimática y almacenamiento, así como del lavado en canaleta, columna de destilación y sedimentador. Además, se cotizaron los equipos e insumos necesarios para la producción del caudal seleccionado. También se cotizaron los equipos como picadora, molino de bolas, sedimentador y tanques de fermentación.

Se realizó un análisis económico de la planta basado en métodos teóricos para estimar los costos de instalación de la planta. Pero al estar muy alejados de los costos competitivos del mercado se tuvo que realizar una aproximación comparando el valor calculado y el establecido en el mercado. Al aplicar las correcciones pertinentes se logró obtener el costos de capital fijo, capital de trabajo y costo de producción de tanto variable como fijo. Se definió un margen de

ganancia del 60% el cual se encuentra dentro del margen promedio en la industria cosmética en el país. Por último, para el análisis del tiempo de recuperación de la inversión se estima recuperar la inversión en 2.92 años, lo cual es interesante para futuros inversionistas. Sin embargo, hay que tener en cuenta que por el momento no hay una base establecida para la compra de la materia prima. Por lo que el costo puede ser menor o mayor conforme se vaya estabilizando el costo base.

Para la instalación de la planta también se debería tener en consideración las épocas de cosecha baja, así como considerar una planta de tratamiento de desechos para mayor rendimiento de la planta y disminución de desechos. Por otro lado, estudiar el caso de producción de enzima a partir de las sales de la neutralización. Así se reducirían costos de producción y adquisición de materia prima.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] M. Ruiz, “Estudio de factibilidad para la producción de bioetanol a partir de papa de desecho tipo ‘Súper Chola’ para la elaboración de bebidas alcohólicas,” 2020.
- [2] G. Towler et al., “CHEMICAL ENGINEERING DESIGN Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design,” 2008. [Online]. Available: <http://elsevier.com>.
- [3] J. Benalcazar, “Evaluación de diferentes pretratamientos químicos a la biomasa de la cáscara de cacao para procesos de fermentación alcohólica Proyecto de investigación,” Quito, May 2018.
- [4] M. C. Pinos, “Efecto de diferentes tratamientos químicos sobre la producción de azúcares reductores y etanol en la fermentación alcohólica de la cáscara de la mazorca del cacao,” Quito, Dec. 2019. Accessed: Sep. 07, 2020. [Online]. Available: <http://repositorio.usfq.edu.ec/bitstream/23000/8881/1/144699.pdf>.
- [5] J. C. GARCIA M, T. MACHIMURA, T. MATSUI, and T. MIYAUCHI, “Estimating the potential and planning of bioethanol production from agro-residues based on a model-predicted NPP under climate change in Ecuador,” *J. Agric. Meteorol.*, vol. 70, no. 4, pp. 171–185, 2014, doi: 10.2480/agrmet.D-13-00027.
- [6] Corporación Financiera Nacional, “FICHA SECTORIAL: Cacao y Chocolate GDGE-SUBG. DE ANÁLISIS E INFORMACIÓN,” 2018.
- [7] J. M. Sigüencia Avila, J. W. Delgado Noboa, F. R. Posso Rivera, and J. P. Sánchez Quezada, “Estimación del potencial de producción de bioetanol para los residuos de la corteza del cacao en Ecuador,” *Cienc. Tecnol. Agropecu.*, vol. 21, no. 3, pp. 1–20, Aug. 2020, doi: 10.21930/rcta.vol21_num3_art:1429.
- [8] M. De la Cruz, “EVALUACIÓN TECNICO-ECONOMICA DE LA OBTENCION DE ETANOL A PARTIR DE LA YUCA M-THAI 8 (MANIHOT ESCULENTA, CRANTZ),” 2009. Accessed: Sep. 10, 2020. [Online]. Available: <https://red.uao.edu.co/bitstream/10614/390/3/TID00303.pdf>.

- [9] N. Acosta, J. De Vrieze, V. Sandoval, D. Sinche, I. Wierinck, and K. Rabaey, "Cocoa residues as viable biomass for renewable energy production through anaerobic digestion," *Bioresour. Technol.*, vol. 265, pp. 568–572, Oct. 2018, doi: 10.1016/j.biortech.2018.05.100.
- [10] O. Lizandro and M. Ruiz, "DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PRUEBAS DE UN SISTEMA PROTOTIPO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE PAPA, ZANAHORIA, REMOLACHA Y LACTO SUERO."
- [11] V. Espinoza Alvarado, V. González Carrasco, and M. Sc, "OBTENCIÓN DE ALCOHOL ETÍLICO A PARTIR DEL ALMIDÓN DE BANANO (Cavendish gigante) EN LA PROVINCIA DE EL ORO, EL GUABO, 2014," Universidad Técnica de Machala, Machala, 2015.
- [12] M. R. Isabel Montoya, J. S. Andrés Quintero, O. T. Julián Sánchez, and C. A. Ariel Cardona, "Evaluación económica del proceso de obtención de alcohol carburante a partir de caña de azúcar y maíz," 2005.
- [13] H. Brito and P. Palmay, "DISEÑO DE UN PROCESO INDUSTRIAL PARA LA OBTENCIÓN DE BIOETANOL A," in CONGRESO INTERNACIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA, 2017, no. October.
- [14] P. Moreno, M. Del Aguila, and A. Echegaray, "ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA INDUSTRIAL PARA OBTENER BIOETANOL CARBURANTE A PARTIR DE CÁSCARA DE PLÁTANO EN LA REGIÓN LORETO," 2017. Accessed: Sep. 20, 2020. [Online]. Available: http://repositorio.unapikititos.edu.pe/bitstream/handle/UNAP/5537/Paul_Tesis_Titulo_2017.pdf?sequence=1&isAllowed=y.
- [15] Corporación Financiera Nacional, "FICHA SECTORIAL: Cacao y Chocolate GDGE-SUBG. DE ANÁLISIS E INFORMACIÓN," 2018.
- [16] L. M. Rojas González, J. Francisco, I. Gordillo, and U. El Bosque, "APROVECHAMIENTO DE LA CÁSCARA DE CACAO PARA LA ELABORACIÓN DE UN BIOCOMPOSITO CON APLICACIÓN EN LA CONSTRUCCIÓN SOSTENIBLE," 2019.
- [17] "Sociedad de Destilacion de Alcoholes S.A." <http://www.soderal.com.ec/alcohole.htm> (accessed Sept. 09, 2020).
- [18] "Weir-Mercado Libre." https://articulo.mercadolibre.com.ec/MEC-426281109-alcohol-weir-galon-de-4-litros-96-grados-_JM?quantity=1#position=2&type=item&tracking_id=98f34385-44db-4891-b7ae-758330cd5444 (accessed Sept. 09, 2020).
- [19] L. Beckmann and H. Gamboa, "ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DEL USO DE ETANOL ANHIDRO EN MEZCLAS CON GASOLINA EN EL DISTRITO METROPOLITANO DE QUITO," 2013, doi: <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/2840/1/T-UC-0011-25.pdf>. G. Towler et al., "CHEMICAL ENGINEERING DESIGN Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design," 2008. [Online]. Available: <http://elsevier.com>.
- [20] G. Padron, "Measurement and comparison of power draw in batch rotor-stator mixers."
- [21] C. J. Geankoplis, "Procesos de transporte y operaciones unitarias," *J. Petrol.*, vol. 369, no. 1, pp. 1689–1699, 2013, doi: 10.1017/CBO9781107415324.004.
- [22] G. Towler and R. A. Y. Sinnott, *Chemical Engineering Design*. 2013.
- [23] Matches. "Matches' Process Equipment Cost Estimates" <https://www.matche.com/equipcost/Default.html>

- [24] INEN, “ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO. REQUISITOS,” pp. 2–7, 2007, [Online]. Available: https://www.normalizacion.gob.ec/buzon/normas/nte_inen_375-2.pdf.
- [25] ACNUR, “Constitución del ecuador,” 2008, doi: <https://www.acnur.org/fileadmin/Documentos/BDL/2008/6716.pdf>.
- [26] INEN, “NORMA INEN 2266 TRANSPORTE, ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE PRODUCTOS QUÍMICOS PELIGROSOS. REQUISITOS.,” doi: <http://www.prosigma.com.ec/pdf/gso/INEN2266Transporte-Almacenamiento-y-Manejo-de-Productos-Quimicos.pdf><http://www.prosigma.com.ec/pdf/gso/INEN2266Transporte-Almacenamiento-y-Manejo-de-Productos-Quimicos.pdf>.
- [27] J. C. GARCIA M, T. MACHIMURA, T. MATSUI, and T. MIYAUCHI, “Estimating the potential and planning of bioethanol production from agro-residues based on a model-predicted NPP under climate change in Ecuador,” *J. Agric. Meteorol.*, vol. 70, no. 4, pp. 171–185, 2014, doi: 10.2480/agrmet.D-13-00027.
- [28] P. Gonzale. “El sector de fragancias se recupera”. *Revista Líderes*. <https://www.revistalideres.ec/lideres/fragancias-recuperacion-perfumes-ventas-produccion.html>

AGRADECIMIENTO

Agradezco a mi mamá por el inmenso esfuerzo que realizó al permitirme llegar a la culminación de mi carrera a través de su sacrificio, consejos y enseñanzas a lo largo de mi carrera. A mis profesores de la carrera, especialmente a José Alvarez y Juan Diego Fonseca por su tiempo, paciencia, dedicación y enseñanzas que permitieron que culminara con éxito este proyecto. A mi hija Sara Isabella por ser mi motor y motivación para sacar inspiración cuando hay oscuridad. Finalmente, a todas las personas que contribuyeron en mi formación personal y profesional.

“Most people miss opportunity because it is dressed in overalls and looks like work”

-Thomas Edison-

8. ANEXOS

8.1. ANEXO A- Documentación auxiliar

Figura A-1. Proyección de la producción mundial de bioetanol

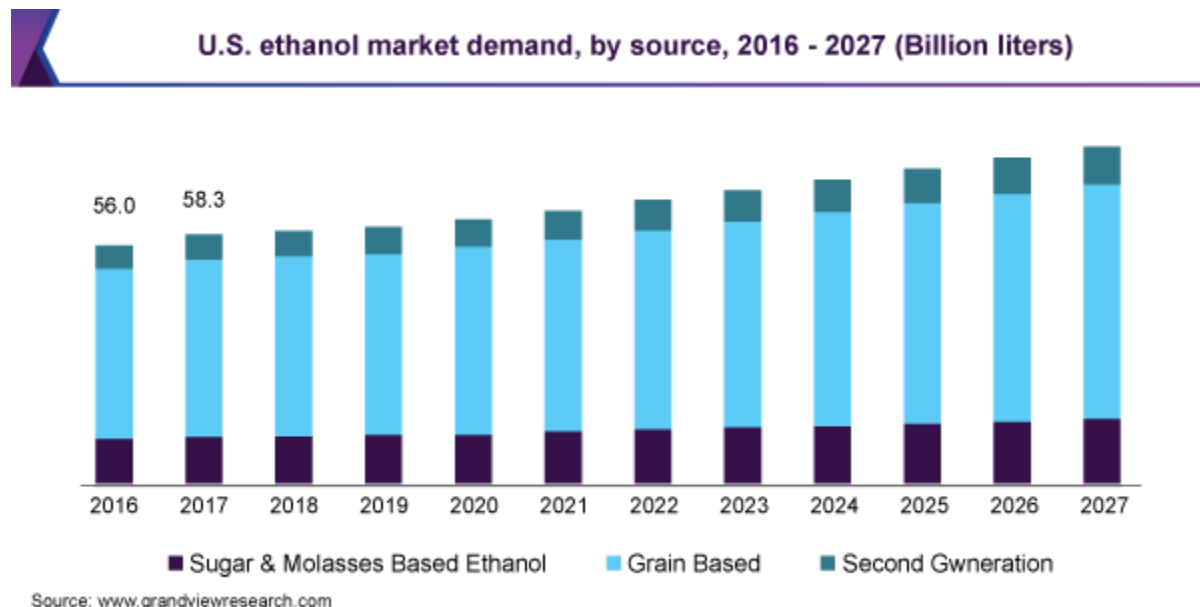


Figura A-2. Safety Data Sheet Ethanol

ThermoFisher SCIENTIFIC

SAFETY DATA SHEET

Revision Date: 25-Oct-2017 Revision Number: 3 Ethanol 70% Revision Date: 25-Oct-2017

1. Identification

Product Name: Ethanol 70%
 Cat No.: R40135, R2470110
 Synonyms: No information available
 Recommended Use: Laboratory chemicals.
 Uses advised against: Not for food, drug, pesticide or biocidal product use

2. Hazard(s) identification

Classification
 This chemical is considered hazardous by the 2012 OSHA Hazard Communication Standard (29 CFR 1910.1200)

Flammable liquids	Category 2
Specific target organ toxicity (single exposure)	Category 1
Target Organs - Central nervous system (CNS), Respiratory system.	
Specific target organ toxicity - (repeated exposure)	Category 2
Target Organs - Heart, Liver, Kidney, Blood.	

Label Elements

Signal Word: **Danger**

Hazard Statements
 Highly flammable liquid and vapor
 May cause respiratory irritation
 May cause drowsiness or dizziness
 Causes damage to organs
 May cause damage to organs through prolonged or repeated exposure

3. Composition / information on ingredients

Component	CAS No	Weight %
Ethanol	64-17-5	70
Methyl alcohol	67-56-1	3.5

4. First-aid measures

Eye Contact: Rinse immediately with plenty of water, also under the eyelids, for at least 15 minutes.
Skin Contact: Wash off immediately with plenty of water for at least 15 minutes.
Inhalation: Move to fresh air.
Ingestion: Do not induce vomiting. Clean mouth with water and drink afterwards plenty of water.

Most important symptoms and effects: Breathing difficulties. Inhalation of high vapor concentrations may cause symptoms like headache, dizziness, tiredness, nausea and vomiting.
Notes to Physician: Treat symptomatically.

Page 2 / 8

8.2 ANEXO B- Metodología

8.2.1 Objetivo específico 1 – Definir el proceso para la extracción de etanol a partir de cáscara de cacao

1.1 Realizar una recolección de material bibliográfico, con referencia a la obtención de bioetanol utilizando cáscara de cacao como materia prima.

- Investigar en bases de datos para obtener información a escala de laboratorio.
- Investigar en bases de datos para obtener información a escala de proyecto.
- Investigar en bases de datos para obtener información a escala industrial.

1.2 Determinar el caudal de producción.

1.2.1 Identificar el uso que se va a dar al producto obtenido.

1.2.2 Identificar la cantidad de bioetanol necesaria para suplir completamente o parcialmente el mercado basado en la cantidad de desperdicios.

1.2.3 Seleccionar cuanta materia prima se procesará en un ciclo de producción.

1.3 Definir las operaciones unitarias necesarias para diseñar el proceso.

1.3.1 Comparar alternativas del proceso de producción de acuerdo a rendimiento de obtención de azúcares.

1.3.2 Seleccionar la opción más viable para el proyecto.

1.3.3 Realizar diagramas de bloque y de flujo del proceso.

1.4 Definir los caudales de las materias primas necesarias para el proceso y realizar el balance de masa.

1.4.1 Ajustar la cantidad estequiométrica de materias primas investigadas para el caudal de producción propuesto en un ciclo de producción.

1.4.2 Calcular cuanta materia prima es necesario para el proceso, utilizando la cantidad de bioetanol que se desea obtener. (Trabajar desde adelante hacia atrás, con base en la cantidad de biomasa necesaria)

1.4.3 Realizar el balance de masa del proceso, tomando en cuenta las pérdidas en cada operación unitaria.

1.5 Realizar el balance de energía del proceso

1.5.1 Investigar el consumo energético de equipos sin cambio de temperatura. (Ej. Molienda)

1.5.2 Investigar el consumo energético y calcular la generación y disipación de energía de equipos con cambios de temperatura y equipos con reacción. (Ej. Pretratamiento)

1.5.3 Utilizar simulación para obtener el consumo energético de las columnas de destilación.

1.5.4 Calcular el consumo energético semanal de los equipos tomando en cuenta las horas de funcionamiento y los días de la semana que se utilizara cada equipo.

8.2.2 Objetivo específico 2 – Seleccionar y dimensionar los equipos apropiados para el proceso

2.1. Seleccionar el volumen de operación de cada equipo y el material de construcción.

8.2.3 Definir el caudal de masa que ingresan a los equipos.

8.2.4 Identificar el material indicado para los equipos del proceso. (Acero Inoxidable)

2.2. Realizar el dimensionamiento de los equipos presentes en el proceso.

- Canaleta de lavado

Figura 3. Procedimiento para calcular la base, tirante y pendiente de la canaleta

$$\text{Fórmula de Manning} \quad \vartheta = \frac{1}{r} * R^{\frac{2}{3}} * S^{1/2}$$

$$S = \left(\frac{\vartheta r}{R^{\frac{2}{3}}} \right)^2$$

$$R = \frac{A}{P_H} \quad \text{Ecuación de continuidad } Q = \vartheta A$$

$$\text{Área hidráulica } A_H = b * \text{solera} * \text{pendiente total} * \text{tirante}^2$$

$$P_H = (\text{ancho solera}) + 2\text{tirante} \sqrt{1 + z^2}$$

- Troceado
 - Buscar un equipo que pueda procesar el caudal seleccionado en la sección previa.
- Molienda
 - Buscar un equipo que pueda procesar el caudal seleccionado en la sección previa.
- Almacenamiento
 - Utilizar la densidad de la cáscara de cacao para obtener el volumen del caudal de entrada de esta materia prima.
 - Calcular el volumen total que entrará en el tanque en un ciclo de producción.
 - Calcular el diámetro y altura del tanque de forma cilíndrica con el volumen de operación y la relación bibliográfica. (Altura = 1.3*Diámetro.)

$$V = \frac{1.3 * \pi * d^3}{4}$$

- Aumentar la altura en un 20% para calcular el volumen final del tanque.
- Calcular el espesor de la pared del tanque y de los terminales planos y la masa del tanque.

$$tw = \frac{Pi * Di}{2SE - 1.2Pi} + 2 \text{ mm}$$

Donde: S es el esfuerzo máximo permisible, tw es el espesor de la pared, Di es el diámetro interno del tanque, Pi es la presión interna del tanque y E es la efectividad de la soldadura.

- Se calcula la masa del tanque.

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

Donde: D es el diámetro del tanque, L es la longitud del tanque, tw es el espesor de pared y ρ es la densidad del acero inoxidable.

- Se calcula el espesor de pared para los terminales del tanque, en este caso van a ser terminales planas.

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

Donde: D_e es el diámetro interno, C es una constante 0.1, P_i presión interna, S es el esfuerzo máximo permisible, E es la efectividad de soldadura.

- Se calcula la masa de los terminales.

$$m = \pi * D^2 * t_w * \rho$$

Donde: D es el diámetro del tanque, t_w es el espesor de pared y ρ es la densidad del acero inoxidable.

- Se suma las masas para obtener la masa total del tanque.
- Utilizar el volumen de entrada de la materia para calcular el volumen del secador. Aumentar el 15% del volumen debido al rango de seguridad.
- Para calcular el valor de los lados del secador rectangular usando la relación bibliográfica. (Altura = 2*Profundidad y Ancho = 1.5*Profundidad)

$$V = 3 * P^3$$

- Reactor para pretratamiento
 - Seguir la misma metodología que el tanque de almacenamiento
 - Determinar el tipo de aspas óptimas para la el proceso tomando en cuenta la composición de la mezcla y sus características.
 - Determinar el diámetro del agitador. $D_a = D_{\text{tanque}}/3$ [35].
 - Utilizar la siguiente fórmula para obtener el consumo de potencia con el agitador:

$$P \left(\frac{J}{S} \right) = N_p \times \rho_{\text{bulk}} \times N^3 \times D_a^5$$

Dónde: P es la potencia, N_P es el número de potencia, N es velocidad de rotación, D_a es el diámetro del agitador y ρ es la densidad del bulk.

- ❖ Para calcular N_P , obtener el número de Reynolds de la mezcla y utilizar el siguiente gráfico [36].

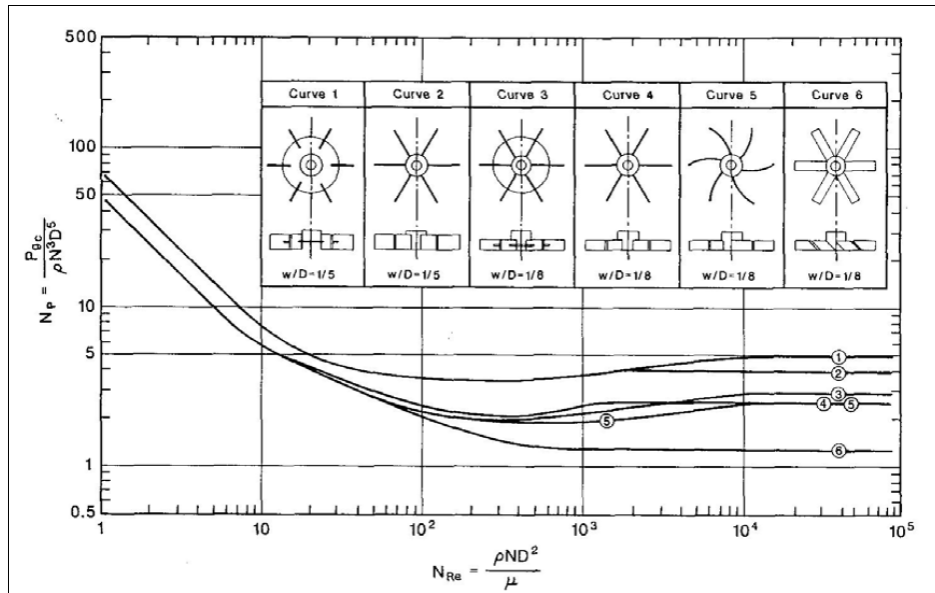


Figura A- 3. Gráfico para calcular N_P

- Para dimensionar la chaqueta térmica del tanque se establece el área de la chaqueta con la relación de $A = 2 * \pi * r^2 * 1.2$
- Para determinar el grosor se toma el 1% del área.
- Lavado
 - Seguir la misma metodología que el tanque de almacenamiento
- Sedimentadores
 - Analizar la eficiencia de diferentes tipos de sedimentadores.
 - Seleccionar el óptimo para el proceso y el caudal de producción seleccionado.
 - Tomando en cuenta la partícula con menor densidad calcular la velocidad vertical utilizando la formula [35].

$$v_y = \frac{g * D_p^2 * (\rho_p - \rho)}{18 * \mu}$$

Donde g es la gravedad, D_p es el diámetro de la partícula en análisis, ρ_p es la densidad de la partícula, ρ es la densidad del fluido y μ es la viscosidad del fluido

- Asumir una caída lineal de las partículas y usar ecuaciones de movimiento rectilíneo uniforme para calcular el tiempo de caída.
- Asumir un movimiento parabólico de las partículas y utilizar el tiempo calculado para calcular la velocidad horizontal de la partícula y el desplazamiento en la misma dirección.
- Verificar con la ecuación de Reynolds que el caudal seleccionado este dentro del régimen laminar para tuberías abiertas. (< 500)
- Realizar el dimensionamiento del equipo con la información obtenida.
- Reactor hidrólisis enzimática
 - Seguir la misma metodología para pretratamiento
- Sedimentador
 - Analizar la eficiencia de diferentes tipos de sedimentadores.
 - Seleccionar el óptimo para el proceso y el caudal de producción seleccionado.
 - Tomando en cuenta la partícula con menor densidad calcular la velocidad vertical utilizando la formula [35].

$$v_y = \frac{g * D_p^2 * (\rho_p - \rho)}{18 * \mu}$$

Donde g es la gravedad, D_p es el diámetro de la partícula en análisis, ρ_p es la densidad de la partícula, ρ es la densidad del fluido y μ es la viscosidad del fluido

- Asumir una caída lineal de las partículas y usar ecuaciones de movimiento rectilíneo uniforme para calcular el tiempo de caída.

- Asumir un movimiento parabólico de las partículas y utilizar el tiempo calculado para calcular la velocidad horizontal de la partícula y el desplazamiento en la misma dirección.
- Verificar con la ecuación de Reynolds que el caudal seleccionado este dentro del régimen laminar para tuberías abiertas. (< 500)
- Realizar el dimensionamiento del equipo con la información obtenida
- Fermentación
 - Seguir la misma metodología para pretratamiento
- Columna de destilación
 - Utilizar programa de simulación para obtener el número de platos necesarios para la concentración del producto final necesaria.
 - Utilizar la siguiente relación para calcular el diámetro de la columna

$$\frac{Q}{d^2} = 350,000$$
 Donde: Q en BTU/hr, y d en pies.
 - A partir del cálculo del diámetro de la torre, utilizar la siguiente relación para determinar el espaciado entre los platos.

Tabla A- 1. Distanciamiento de platos para columna de destilación

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

- Estimar la altura de la torre teniendo en cuenta un 15% de rango de seguridad.

- Calcular el volumen utilizando la metodología del tanque de cocción
- Bombas y cintas transportadoras
 - Utilizando el caudal de entrada definido por el balance de masa, consultar la potencia de la bomba indicada. (Utilizar fuentes comerciales)
 - Estimar el costo de las bombas en el mercado
 - Utilizar fuente literarias para calcular el espacio entre cada equipo y, por ende, la longitud de la banda.

8.2.3. **Objetivo específico 3 – Analizar la factibilidad económica del proyecto y su beneficio para la economía nacional**

- Determinar el costo de los equipos
 - Buscar empresas que fabriquen lo equipos no dimensionados con las características obtenidas en la sección 5 y establecer su costo.
 - Utilizar la siguiente fórmula para calcular el costo de los equipos dimensionados utilizando los factores establecidos en la tabla 6.3 del libro de Sinnott
$$C_e = A + B * S^n$$
- Realizar la estimación de costos según el factor de LANG.
 - Seleccionar el tipo de procesamiento para definir el factor del LANG.
 - Sumar los costos y multiplicar por el factor de LANG.
- Realizar la estimación de costos según el factor de HAND.
 - Obtener el factor de material para todos los equipos.
 - Seleccionar el factor de HAND de los equipos dependiendo del tipo de equipo.
 - Multiplicar el costo de los equipos por el factor del material y el factor de Hand.
 - Sumar los valores obtenidos.
- Realizar la estimación de costos según el método factorial detallado.
 - Obtener el factor del material para todos los quipos.

- Determinar el tipo de procesamiento.
- Determinar los valores de los factores. (Tuberías, electricidad, etc.)
- Multiplicar el costo de los equipos por los factores obtenidos.
- Sumar los valores obtenidos.
- Realizar el promedio del costo obtenido con el método de HAND y MFD
- Calcular el costo OSBL = 40% del ISBL.
- Calcular el costo de ingeniería = 30% del (ISBL+OSBL).
- Calcular el gasto imprevisto = 10% del (ISBL+OSBL)
- Costo de producción
 - Obtener el costo de producción variable mediante el cálculo de las materias primas utilizadas en un año, más los gastos de electricidad y transporte.
 - Obtener el costo de producción fijo.
 - (1) Labor de operación = Salario del personal anual
 - (2) Supervisión = 25% del labor de operación
 - (3) Gastos Salariales = 40% de (Labor operación + Supervisión)
 - (4) Mantenimiento = 3% del ISBL
 - (5) Impuestos sobre la propiedad = 1% del ISBL
 - (6) Alquiler de tierra = 1% del ISBL
 - (7) Gastos generales = 60% de (Labor de operación + Supervisión)
 - (8) Gastos medio ambientales = 1% del ISBL
 - (9) Costo por licencias de funcionamiento = Depende de los permisos necesarios
- Obtener los ingresos de la planta
 - Calcular el costo de venta del producto utilizando el costo de producción y el caudal de producción del producto. Añadir el margen de ganancia deseado
 - Margen del producto bruto = Venta de productos – Materias primas

- Beneficio bruto = Venta de productos – Costos de producción
- Beneficio neto = Beneficio bruto – Impuestos (12%)
- Realizar el análisis de recuperación del capital
 - Utilizar la fórmula de inversión total dividido para el flujo de caja neto anual para estimar el tiempo de recuperación.
 - Observar en que año se obtendrá una ganancia.
 - Determinar si el proyecto es viable y rentable.
- Calcular TIR y VAN
 - Realizar un depreciación lineal de los bienes según la metodología de Sinnot
 - Utilizar Excel para obtener el valor de TIR y VAN con el flujo de caja calculado.

8.3 ANEXO C

8.3.1 Cálculo de materias primas

Tabla A-1. Cálculo de materias primas

	Año	Producción (ton)	Residuo (ton)	kg de biomasa	g de EtOH	kg de EtOH	m3 de EtOH	m3/mes	
Guayas	2016	39386	157544	157544000	12988242448	12988242,45	16461,6508	45,100413	2,050018774
				1914072,924	157800000	157800		200	
				1914,072924					9,090909091
				87,00331473					
Producción de etanol		$kg\ biomasa * (\frac{g\ EtOH}{kg\ biomasa})$			196930	157544			
					13128,66667				
Rendimiento de celulosa		$\frac{82,442\ gEtOH}{kg\ biomasa}$			596,7575758				
Densidad de EtOH		Kg/m3			789				
PRODUCCIÓN UNITARIA (LITROS)					158				

Kg de biomasa x día						
m3/día	Kg de EtOH	g de EtOH	kg de biomasa/día	kg de biomasa/mes	ton de biomasa/mes	
9,09090909	7172,727273	7172727,273	89613,41417	2688402,425	2688,402425	
Kg de biomasa x unidad de producción						
m3/día	unidad de producción	m3/día	kg/día	g de EtOH	kg biomasa	
45,100413	158	0,158	124,662	124662	1512,11761	
NaOH						
2%p/v	$\% \frac{p}{v} = \frac{g\ soluto}{ml\ de\ solución} * 100$					Agua necesaria para pretratamiento
concentración ml sin	2%	gr soluto	kg de soluto	kg necesarios	kg/mes	Litros neces. m3
	15	0,3	0,0003	26,88402425	806,5207275	1344,20121
NaOH X UNIDAD						
		gr soluto	kg de soluto	kg necesarios X UNIDAD		
		0,3	0,0003	0,453635283		

NaOH X UNIDAD		gr soluto	kg de soluto	kg necesarios X UNIDAD
		0,3	0,0003	0,453635283

H2SO4		Neutralización		
		$2NaOH + H_2SO_4 \rightarrow Na_2SO_4 + H_2O$		
moles de NaOH	moles de H2SO4	gr de H2SO4	kg de ácido	kg necesarios
0,00750188	0,99	97,0992	0,0970992	2,610417248

Citrato de sodio		Agua necesaria hidrólisis						
molaridad	litros sln	moles de soluto	gr de citrato de sodio	kg de soluto	kg necesarios	litros necesarios	m3	
0,05	0,05	0,0025	0,64515	0,00064515	57,81409415	1734,42282	1156,281883	1,156281883
	258,06							

		moles de soluto	gr de citrato de sodio	kg de soluto	kg necesarios X UNIDAD
		0,0025	0,64515	0,00064515	0,975542676

Celulasa Rohament		Densidad. Enzimática g/ml	gr necesarios	kg necesarios	kg necesarios
ECU/g	15000	0,0118	0,00059	0,00000059	0,052871914
ECU/ml	177				
litros de sln	0,05				

		Densidad. Enzimática g/ml	gr necesarios	kg necesarios	kg necesarios
		0,0118	0,00059	0,00000059	0,000892149

Levadura		Produccion dia m3	litros dia	gramos de levadura	kg de levadura
8g /litro		9,09	9090	72720	72,72
		Produccion dia X UNIDAD (LITROS)		gramos de levadura	kg de levadura
		158		1264	1,264

8.3.2 Pérdidas de materia prima

Tabla A-2. Pérdida de masa de materias primas

Operación unitaria	% de pérdida de masa	Método de cálculo
Lavado en canaleta	3	Teórica
Picadora	2	Teórica
Molienda	0.5	Teórica
Tanque pretratamiento	1.25	Teórica

8.3.3 Balance de masa

Tabla A-3. Balance de masa

Entrada de lavado		
Cáscara de cacao		89613,4142
Agua		1300

Salida de lavado		
Cáscara de cacao		86834,7037
Agua		1341,6

Entrada tanque almacenamiento		
Cáscara de cacao		84708,5198

Salida de tanque de almacenamiento		
Cáscara de cacao		84708,5198

Entrada Pretratamiento		
------------------------	--	--

Pérdida	3,20%	1,032
---------	-------	-------

Entrada de troceado		
Cáscara de cacao		86834,7037

Salida de troceado		
Cáscara de cacao		85132,0624
Pérdida	2,00%	1,02

Entrada de molienda		
Cáscara de cacao		85132,0624

Salida de molienda		
Cáscara de cacao		84708,5198
Pérdida	0,50%	1,005

Cáscara de cacao		84708,5198
NaOH		26,8840243
Agua	300%	80,6520728

Salida pretratamiento		
Mosto pretratamiento		84816,0559

Entrada lavado ácido		
Mosto pretratamiento		84816,0559
Ácido sulfúrico	0,50%	0,01305209

Salida pretratamiento		
Producto hidrolizado		84816,069

8.3.3 Dimensionamiento de bodega

Tabla A-4. Cálculos dimensionamiento bodega

Datos	
Masa (kg)	89,613.41
Densidad de biomasa [kg/m ³]	900

Dimensionamiento de la bodega	
Largo [m]	30
Ancho [m]	20

8.3.4 Dimensionamiento de canaleta de lavado

Tabla 7 Cálculo de dimensionamiento de canaleta de lavado

Canaleta de lavado	
$\vartheta \left[\frac{m}{s} \right]$	0.8
Coeficiente de rugosidad	0.025
$R_H = A/P_H$ [m]	0.07
$A = Qv$ [m ²]	$1.63 \cdot 10^{-3}$
Y (tirante) [m]	0.51
P_H [m]	1.84
S [m]	$2.16 \cdot 10^{-6}$

8.3.5 Dimensionamiento de tanque almacenamiento intermedio

Tabla A- 8. Cálculo para tanque de almacenamiento intermedio

Datos del Tanque	
Masa de biomasa (kg)	84,708.52
Volumen en recipiente (m ³)	39

Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	6.18
L (m)	12.35
L+20% (m)	14.83

Espesor de pared= tw	
Acero inoxidable 304:	
S (N/mm ²)	137.9
P (N/mm ²)	0.101
E	1
tw (mm)	0.71
tw + 2seguridad (mm)	2.71
tw final (m)	0.0027

8.3.6 Dimensionamiento de tanque de pretratamiento alcalino, lavado ácido, hidrólisis enzimática y fermentación

Tabla A- 9. Cálculo para el dimensionamiento del tanque de pretratamiento

Datos del Tanque	
Masa de bioetanol 70% (kg)	84,708.51
Densidad bioetanol 70% (kg/L)	0.805
Volumen bioethanol 70% (L)	7589.22

Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	2.54
l (m)	7.64
l+20% (m)	9.16
Volumen del reactor (m ³)	19.81

Espesor de pared= tw	
Acero inoxidable 304:	
S (N/mm ²)	137.9
P (N/mm ²)	0.101
E	1
tw (mm)	0.71
tw + 2seguridad (mm)	2.71
tw final (m)	0.0027

8.3.7 Dimensionamiento de sedimentador

Tabla A-10. Cálculo de dimensionamiento del sedimentador

Sedimentador	
Diámetro [m]	1
V [m ³]	5.49
V _{tolva} [m ³]	0.276
Tiempo de retención [horas]	6.98

8.3.8 Dimensionamiento columna de destilación

Figura A-4. Esquema separación agua-etanol columna de destilación simulación en Aspen Hysys v.10

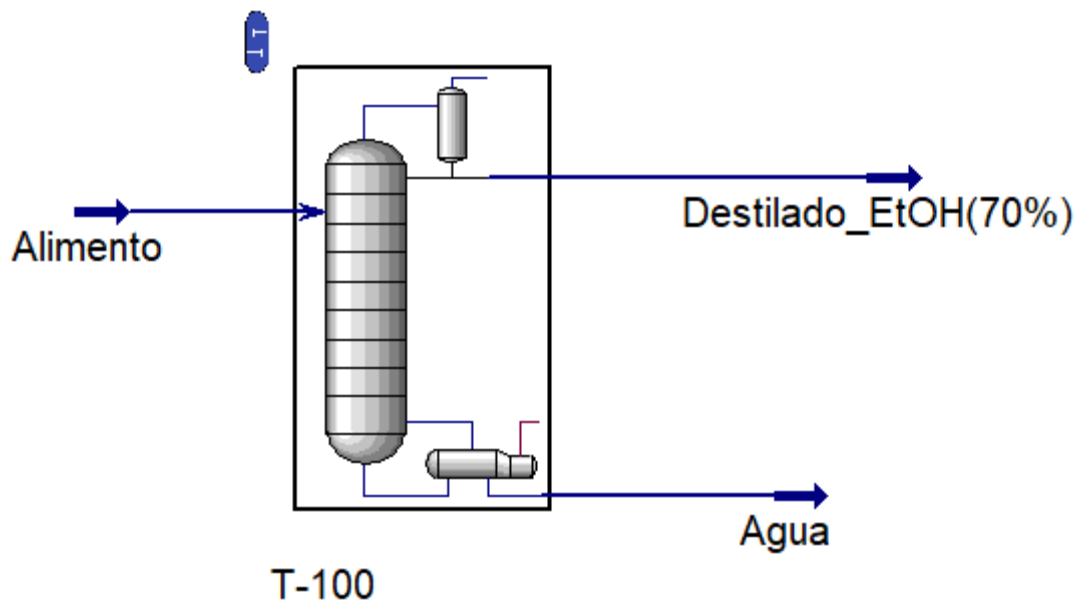


Figura A- 5. Entrada de variables de corriente de entrada

Material Stream: Alimento		
Worksheet Attachments Dynamics		
Worksheet	Stream Name	Alimento
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [C]	72,00
Composition	Pressure [kPa]	101,3
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	38,89
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	3,645e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5611
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/SCF]	-318,4
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	4,732
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-5,160e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5468
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Figura A- 6. Composición de la corriente de entrada

Material Stream: Alimento			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet		Mass Fractions	Aqueous Phase
Conditions	Ethanol	0,0699	0,0699
Properties	H2O	0,9301	0,9301
Composition			
Oil & Gas Feed			
Petroleum Assay			
K Value			
User Variables			
Notes			
Cost Parameters			
Normalized Yields			

Figura A- 7 Características corriente de destilado

Material Stream: Destilado_EtOH(70%)			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet	Stream Name	Destilado_EtOH(70%)	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	75,64	75,64
Composition	Pressure [kPa]	90,00	90,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	1,585	1,585
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2973	2973
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	547,4	547,4
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/SCF]	-309,8	-309,8
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	11,99	11,99
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-2,046e+007	-2,046e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	529,4	529,4
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Figura A- 8. Composición corriente de destilado

Material Stream: Destilado_EtOH(70%)			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet		Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	Ethanol	0,6999	0,6999
Properties	H2O	0,3001	0,3001
Composition			
Oil & Gas Feed			
Petroleum Assay			
K Value			
User Variables			
Notes			
Cost Parameters			
Normalized Yields			

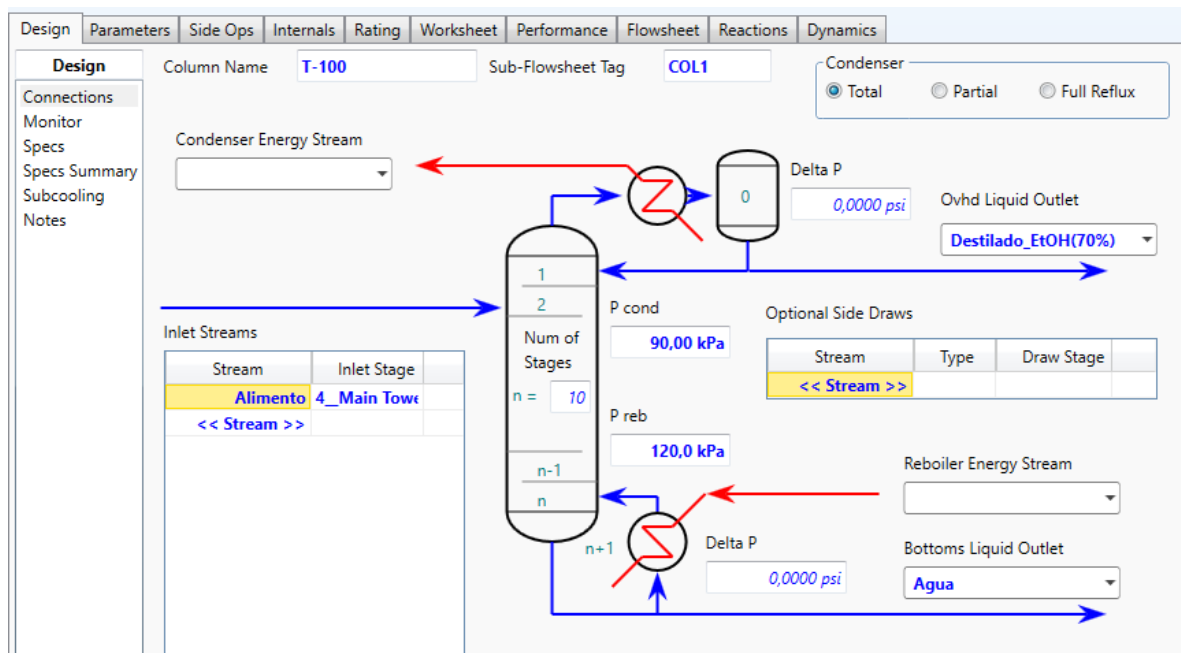
Figura A- 9. Composición de fondos

Material Stream: Agua			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet	Stream Name	Agua	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	104,8	104,8
Composition	Pressure [kPa]	120,0	120,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	37,31	37,31
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	3,348e+004	3,348e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5064	5064
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/SCF]	-315,9	-315,9
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	5,862	5,862
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-4,911e+008	-4,911e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4980	4980
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Figura A- 10. Composición de la corriente de fondos

Material Stream: Agua			
Worksheet Attachments Dynamics			
Worksheet		Mole Fractions	Aqueous Phase
Conditions	Ethanol	0,0000	0,0000
Properties	H2O	1,0000	1,0000
Composition			
Oil & Gas Feed			
Petroleum Assay			
K Value			
User Variables			
Notes			
Cost Parameters			
Normalized Yields			

Figura A- 11. Especificaciones de la columna de destilación



En la imagen que se presenta a continuación se observan dos especificaciones de diseño, la primera corresponde a la relación de reflujo en el condensador. La segunda es solicitando al simulador que se obtenga en el condensador ubicado en la cima de la torre una composición molar de 0,7 para el Etanol.

Figura A-12. Especificaciones de diseño para lograr la convergencia de la columna

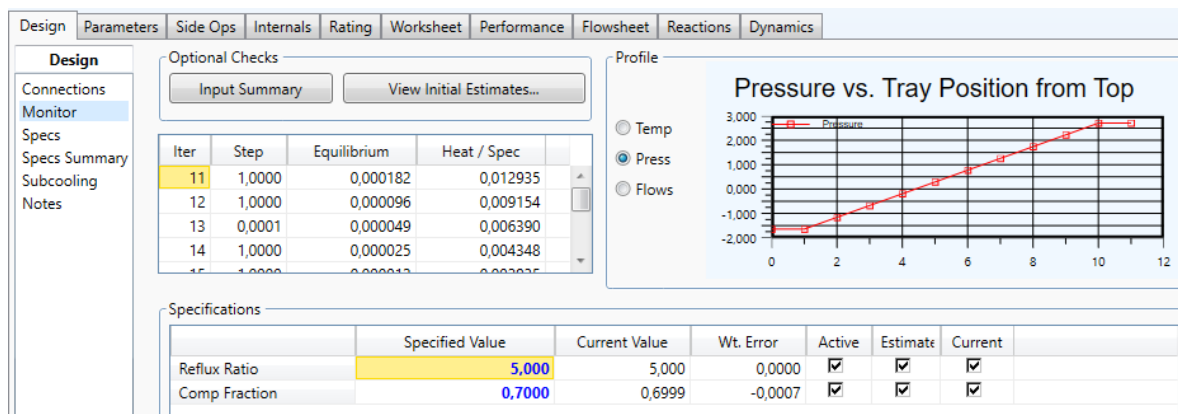


Figura A-13. Verificación de la segunda especificación de diseño

Comp Frac Spec: Comp Fraction

Parameters Summary Spec Type

Name	Comp Fraction
Stage	Condenser
Flow Basis	Mole Fraction
Phase	Liquid
Spec Value	0,7000

Components:

Ethanol
<< Component >>

Target Type Stream Stage

Delete

Figura A-14. Hidráulica de la columna de destilación

Design/Rating Active Internals-1

Column Description Internals Input Complete

Add New Auto Section Duplicate Import Template Export Template View Internals Summary

Section	Start Stage	End Stage	Mode	Internals Type	Tray/Packin Type	Number of Passes	Packing Vendor	Packing Material	Packing Dimension	Tray Spacing / Section Packed Height [ft]	Diameter [ft]	Details
CS-1	1_Main Tower	3_Main Tower	Interactive Sizing	Trayed	Sieve	1				2,000	5,150	View
CS-2	4_Main Tower	10_Main Tower	Interactive Sizing	Trayed	Sieve	1				2,000	5,036	View

Include Static Vapor Head in Pressure Drop Calculations
 Calculate Pressure Drop Across Sump

Sump
 Diameter:
 Liquid Residence Time: 60,00 seconds
 Liquid Level

View Hydraulic Plots Export Pressure Drop from Top Export Pressure Drop from Bottom Initialize From Rating Send To Rating

Delete Column Environment... Run Reset Converged Update Outlets

La columna tiene diez etapas de separación, con 2 ft de separación entre platos, para una altura total de 20 ft. Cuenta con dos zonas de diferentes diámetros:

- Diámetro zona 1: 5,150 ft
- Diámetro zona 2: 5,036 ft

Figura A-15. Primera zona de destilación

Tray Results	
Name	CS-1
Status	Active
Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	3_Main Tower
Tray Type	Sieve
Number Of Passes	1
Tray Spacing [ft]	2,000
Section Diameter [ft]	5,150
Section Height [ft]	6,000
Section Pressure Drop [inH2O(60F)]	9,874
Section Head Loss [in]	11,53
Trays With Weeping	None

Figura A-4 Primera zona de destilación

Geometry Results Messages

Tray Geometry

Name: CS-1 Start Stage: 1_Main Tower End Stage: 3_Main Tower Status: Active Mode: Interactive Sizing Rating

Internal Type: Trayed Packed

Tray Type: Sieve Number Of Passes: 1

Hole Diameter: 0.5 in

Number of Holes: 1222

Hole Area to Active Area: 0.1000

Deck Thickness: 10 Gauge (0.1340 in)

Balance Downcomers Based On: Maximum Downcomer

Active Area Under Downcomer:

Weir Modifications: None Picketed Swept-back

Side Downcomer Width: Top: 9.671 in Bottom: 9.671 in Side Weir Length: 3.742 ft

Diameter: 5.15 ft

Weir Height: 2 in

Downcomer Clearance: 1.5 in

Tray Spacing: 2 ft

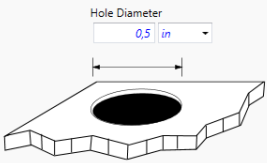
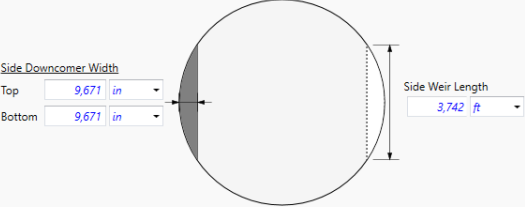
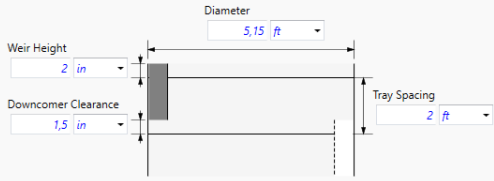




Figura A-5. Segunda zona de separación

Tray Results	
Name	CS-2
Status	Active
Section Starting Stage	4_Main Tower
Section Ending Stage	10_Main Tower
Tray Type	Sieve
Number Of Passes	1
Tray Spacing [ft]	2,000
Section Diameter [ft]	5,036
Section Height [ft]	14,00
Section Pressure Drop [inH2O(60F)]	25,27
Section Head Loss [in]	26,71
Trays With Weeping	None

Figura A- 186. Segunda zona de separación

Geometry Results Messages

Tray Geometry

Name: CS-2 Start Stage: 4_Main Tower End Stage: 10_Main Tower Status: Active Mode: Interactive Sizing Rating

Internal Type: Trayed Packed

Tray Type: Sieve Number Of Passes: 1

Hole Diameter: 0,5 in

Number of Holes: 1169

Hole Area to Active Area: 0,1000

Deck Thickness: 10 Gauge

Balance Downcomers Based On: Maximum Downcomer

Active Area Under Downcomer:

Weir Modifications: None Picketed Swept-back

Side Downcomer Width: Top: 9,456 in Bottom: 9,456 in

Side Weir Length: 3,659 ft

Diameter: 5,036 ft

Weir Height: 2 in

Downcomer Clearance: 1,5 in

Tray Spacing: 2 ft

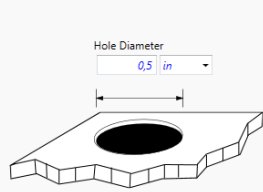
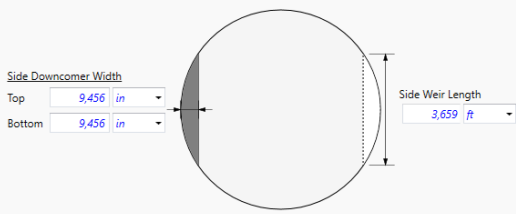
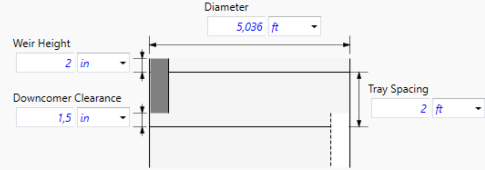
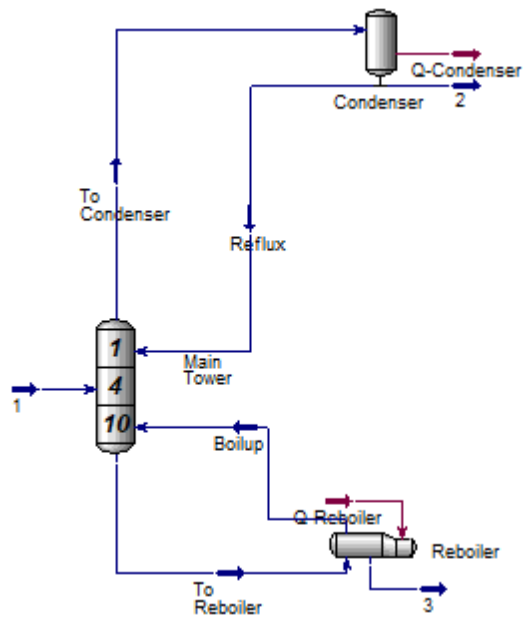




Figura A-79. Esquema interno



8.3.9 Selección de potencia de bomba en relación al caudal de salida

- *Selección de bombas*

Tabla A- 21. Selección de potencia de la bomba en relación al caudal de salida

Bomba	Caudal de salida (L/s)	Potencia (HP)
1	11.83	5
2	2.96	2
3	1.767	1

8.3.10 Cálculo de costos de equipos utilizando factores modificados

Tabla 12. Cálculo de costo de los equipos utilizando factores modificados

1	Ce	a	b	S	n	Cantidad	Ce total
2							
3							
4	7290,29199	5700	700	15,4145	0,3	2	14580,584
5	83223,3091	14000	15400	8,56	0,7	4	332893,236
6	6035,02394	5700	700	0,349	0,7	1	6035,02394
7	-1286,1466	-10000	600	86,45	0,6	1	-1286,1466
8	14830	14000	83	10	1	1	14830
9	10880	10000	88	10	1	1	10880
10	121,168	100	120	0,42	2	8	969,344
11							
12							
13							
14							
15							
16	9000,11998	5700	700	9,16316	0,7	1	9000,11998
17	1000		Cotización			1	1000
18	7950		Cotización			1	7950
19	2470		Cotización			1	2470
20							

15							
16	9000,11998	5700	700	9,16316	0,7	1	9000,11998
17	1000			Cotización		1	1000
18	7950			Cotización		1	7950
19	2470			Cotización		1	2470
20							
21							
22	4230,72832	3300	48	11,83	1,2	1	4230,72832
23	2424,98201	920	600	3,72	0,7	1	2424,98201
24	3476,51893	3300	48	2,96	1,2	1	3476,51893
25	1713,19805	920	600	1,49	0,7	1	1713,19805
26	3395,04409	3300	48	1,767	1,2	1	3395,04409
27	1408,27067	920	600	0,745	0,7	1	1408,27067
28	3422,96292	3300	48	2,19	1,2	1	3422,96292
29	1408,27067	920	600	0,745	0,7	1	1408,27067
30	3419,60181	3300	48	2,14	1,2	1	3419,60181
31	1408,27067	920	600	0,745	0,7	1	1408,27067
32	25875	23000	575	5	1	5	129375
33							

8.3.11 Cálculo costo ISBL utilizando tres aproximaciones diferentes

Tabla A-13. Cálculo costo ISBL utilizando tres aproximaciones diferentes

factor hand		factor MFD	valor MFD
2,5	0	3,68	0
2,5	0	2,91	0
2,5	47386,898		42429,4994
2,5	1081903,02		1225047,11
2,5	19613,8278		22208,8881
	-		-
4	6687,96234		4733,01951
2,5	48197,5		54574,4
2,5	35360		40038,4
4	5040,5888		3567,18592
	0		0
	0		0
	0		0
	0		0
	0		0
2,5	29250,3899		33120,4415
2,5	3250		2910
2,5	25837,5		23134,5
2,5	8027,5		7187,7
4	21999,7873		15569,0802
4	12609,9064		8923,93379
4	18077,8984		12793,5897
4	8908,62986		6304,56883
4	17654,2292		12493,7622

4	7323,00751		5182,43608
4	17799,4072		12596,5036
4	7323,00751		5182,43608
4	17781,9294		12584,1347
4	7323,00751		5182,43608
2,5	420468,75		376481,25

Factor	Costo ISBL
Lang	1079556,33
Hand	971156,469
MFD	1022070,84

8.3.12 Cálculo de valores que componen el capital de inversión fijo

Figura A-14. Cálculo de los valores que componen el capital de inversión fijo

Cop fij	cantidad	Valor	valor/mes
Labor de operación	10	4000	4000
Supervisión		1000	1000
Salariales Directos		2000	2000
Mantenimiento		30662,1251	2555,177093
Impuestos		10220,7084	851,7256978
Alquiler de tierra		14308,9917	1192,415977
Gastos generales		4550	379,1666667
		66741,8252	11978,48543

8.3.13 Cálculo de componentes del capital de trabajo

Figura A-15. Cálculo de componentes del capital de trabajo

Capital de trabajo	
Inventario Mat	36433,5363
Valor Inventario	49102,779
Efectivo en Caja	24551,3895
Cuentas por Cobrar	98205,5581
Credito	72867,0727
Repuestos	14308,9917

8.3.14 Cálculo de los ingresos de la planta, tiempo de recuperación, TIR y VAN

Tabla A-16. Cálculo de los ingresos de la planta, tiempo de recuperación, TIR y VAN

			año	depreciar ingreso impuesto			cash flow		
precio de venta	450	200	75940	0	#####				-2949357,8
x		170865		1	784721,973	#####	\$ 554.849,16	0	784721,973
venta al año	2050380	170865		2	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
				3	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
				4	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
margen brut	1175975,13			5	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
				6	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
beneficio br	871913,303		#####	7	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
beneficio ne	784721,973			8	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
				9	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
tiempo rec	2,92935364			10	784721,973	\$ 229.872,82	\$ 554.849,16	\$ 66.581,90	718140,074
								TIR	0,211766342
								VAN	\$ 1.375.732

8.4 ANEXO D- Cotización de equipos

8.4.1 Picadora industrial

Figura A-20. Cotización picadora industrial



8.4.2 Molino de bolas

Figura A- 21. Cotización de molino de bolas

