

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

**Estudio de factibilidad para la producción de bioetanol
a partir de papa de desecho tipo “Súper Chola”
para la elaboración de bebidas alcohólicas.**

Mateo Fernando Ruiz Mosquera

Ingeniería Química

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

Quito, 27 de Julio de 2020

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ
COLEGIO DE CIENCIAS E INGENIERÍA

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

Estudio de factibilidad para la producción de bioetanol a partir de papa de desecho tipo “Súper Chola” para la elaboración de bebidas alcohólicas.

Mateo Fernando Ruiz Mosquera

Nombre del profesor, Título académico

**Juan Diego Fonseca, PhD.
José Álvarez, PhD.**

Quito, 23 de julio 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 el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Nombres y apellidos: Mateo Fernando Ruiz Mosquera

Código: 00123244

Cédula de identidad: 1722083241

Lugar y fecha: Quito, Julio 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UNPUBLISHED DOCUMENT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 este proyecto se diseñó una planta de producción de bioetanol utilizando como materia prima la papa de desecho producida en la provincia del Carchi, Ecuador, convirtiéndola en un producto con valor agregado. El caudal de producción de la planta es 76 m³ de bioetanol al mes, lo que suplirá la demanda de una bebida alcohólica popular en el país. Para producir este volumen de bioetanol se procesarán 679 toneladas de materia prima mensualmente a través de digestiones enzimáticas, fermentación y una destilación azeotrópica. Se dimensionarán los equipos necesarios para el proceso a partir de los balances de masa y energía, y se realizó el análisis económico de la compra e instalación de los mismos. La planta de producción diseñada requerirá de una inversión inicial de USD \$ 2.8 millones y este capital se recuperará en un tiempo máximo de 4.85 años. El valor del producto, bioetanol al 96% v/v, se calculó en USD \$ 450, incluyendo un 65% de margen de ganancia y resultando en una tasa interna de retorno del 16.13%. La implementación de esta planta de producción es una excelente oportunidad de inversión debido al margen de ganancia anual y al corto tiempo de recuperación de la inversión. Sumado a esto, la planta beneficiará a las comunidades productoras de papa debido a la generación de empleo y al ingreso de dinero adicional que recibirán por un producto que, hasta el momento, no se comercializa.

Palabras Claves: Papa de rechazo, licuefacción, sacarificación y fermentación simultánea,

Abstract

This project consisted in the design of a bioethanol production plant that uses waste potato from the province of Carchi, Ecuador, as its raw material; turning it into a product with added value and generating extra profits for farmers. The plant is designed to produce 76 m³ of bioethanol per month, enough to fulfil the demand of a popular alcoholic beverage in the country. To produce this volume of bioethanol, 679 tonnes of raw material will be processed on a monthly basis using enzymatic digestions, fermentation and an azeotropic distillation. The necessary equipment selection and the economic analysis of their acquisition and installation were based in the energy and mass balances of the process. The plant will require an initial investment of USD \$ 2.8 million, with a maximum payback time of 4.85 years. The final price for the product, 96% v/v bioethanol, is USD \$ 450, including a 65% profit margin and obtaining an internal rate of return of 16.13%. The implementation of this production plant is a great opportunity of investment due to the annual profit gained and the short payback time. Furthermore, this project will benefit the potato producing communities as it will generate jobs and an additional income for a product that, until now, has not been of commercial interest.

Key Words: Waste potato, liquefaction, Simultaneous scarification and fermentation

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	12
1.1. Antecedentes.....	12
1.1.1. Producción de Bioetanol.....	12
1.1.2. Papa de desecho tipo “Súper Chola” (<i>Solanum Tuberosum Súper Chola</i>) en Ecuador.	13
1.1.3. Licores a partir de papa.....	14
1.1.4. Biocombustibles en Ecuador.....	16
1.2. Presentación del proyecto.....	16
1.2.1. Objetivos del proyecto.....	16
1.2.2. Resultados esperados.....	17
1.3. Justificación del proyecto.....	18
1.3.1. Oportunidad en el mercado.....	18
1.3.2. Justificación económica.....	18
2. BASES DEL DISEÑO.....	20
2.1. Descripción del producto.....	20
2.2. Descripción de materias primas.....	21
2.3. Selección de procesos.....	23
2.3.1. Definición de operaciones unitaria del proceso.....	23
2.3.2. Descripción del proceso seleccionado.....	26
2.4. Ubicación.....	27
2.5. Normas y Legislación.....	28
3. DISEÑO DEL PROCESO.....	29
3.1. Base de producción.....	29
3.2. Modo de operación.....	30
3.3. Balance de masa.....	32
3.4. Balance de Energía.....	32
4. DISEÑO DE LA PLANTA.....	33
4.1. Equipos para el pretratamiento de la materia prima.....	33
4.2. Equipos utilizados para SLSF, separación y purificación.....	34
4.2.1. Equipos auxiliares.....	35
5. ANÁLISIS ECÓNOMICO.....	36
5.1. Costo de la planta.....	36
5.2. Estimación de ingresos de la planta.....	38
5.3. Análisis de recuperación de la inversión.....	38

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	39
7. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICA.....	41
8. ANEXOS.....	45
8.1. Anexo A – Documentación Auxiliar.....	45
8.2. Anexo B – Metodología.....	46
8.2.1. Objetivo específico 1 –Diseñar el método de producción de bioetanol a partir de papa de desecho.....	47
8.2.2. Objetivo específico 2 – Diseñar la planta de producción de bioetanol.....	48
8.2.3. Objetivo específico 3 – Realizar el análisis económico de la planta para determinar la rentabilidad del proceso.....	55
8.3. Anexo C – Calculos.....	58
8.3.1. Pérdidas de masa en operaciones unitarias.....	58
8.3.2. Cantidad de Materias Primas.....	58
8.3.3. Balance de masa.....	59
8.3.4. Dimensionamiento Tanque de cocción.....	62
8.3.5. Dimensionamiento Secador.....	63
8.3.6. Dimensionamiento Tanque de almacenamiento intermedio.....	63
8.3.7. Dimensionamiento Tanque SLSF.....	64
8.3.8. Dimensionamiento Sedimentador.....	65
8.3.9. Dimensionamiento 1ra Columna de destilación.....	65
8.3.10. Dimensionamiento 2da Columna de destilación	69
8.3.11. Dimensionamiento Columna de adsorción.....	73
8.3.12. Dimensionamiento Tanque de almacenamiento final.....	73
8.3.13. Selección de bombas.....	74
8.4. Anexo D – Cotizacion de equipos.....	74
8.4.1. Balsa de Lavado.....	74
8.4.2. Picador Industrial.....	75
8.4.3. Molino de Bolas.....	75
8.4.4. Destilador de Agua.....	75
8.5. Anexo E – Cálculos del análisis económico.....	76
8.5.1. Calculo del costo de los equipos.....	76
8.5.2. Costos ISBL.....	77
8.5.3. Costo de inversión fijo.....	78
8.5.4. Costo de producción.....	78
8.5.5. Capital de trabajo.....	79

8.5.6. Ingresos de la planta y análisis de recuperación de la inversión..... 79

Índice de Tablas

Tabla 1. Beneficios y desventajas de la papa y caña de azúcar como materia prima para la elaboración de bioetanol.....	15
Tabla 2. Análisis económico rápido para un barril de 200 litros de bioetanol.....	19
Tabla 3. Composición de bioetanol materias primas utilizadas.....	21
Tabla 4. Propiedades fisicoquímicas de la papa tipo "Súper Chola".....	22
Tabla 5. Materias primas para la producción de bioetanol.....	23
Tabla 6. Opciones en diferentes operaciones unitarias para el proceso.....	24
Tabla 7. Balance de masa de un ciclo de producción de la planta.....	32
Tabla 8. Balance y consumo de energía semanal de equipos.....	32
Tabla 9. Especificaciones de los equipos para la primera sección del proceso.....	34
Tabla 10. Especificaciones del proceso para la segunda sección del proceso.....	35
Tabla 11. Resumen del costo ISBL de la planta con diferentes aproximaciones.....	36
Tabla 12. Resumen de la inversión de capital fijo.....	37
Tabla 13. Resumen costos de producción mensual.....	37
Tabla 14. Resumen del capital de trabajo.....	38
Tabla 15. Resumen de la estimación de ingresos.....	38
Tabla 16. Resumen del análisis de recuperación de inversión.....	39

Índice de Tablas (En Anexos)

Tabla A- 1. Distanciamiento de platos para columna de destilación.....	54
Tabla A- 2. Pérdidas de masa en las operaciones unitarias seleccionadas.....	58
Tabla A- 3. Cálculo de materias primas.....	58
Tabla A- 4. Balance de masa para la elaboración de 7594 litros de bioetanol.....	59
Tabla A- 5. Cálculos del dimensionamiento de tanque de cocción.....	62
Tabla A- 6. Cálculos del dimensionamiento del secador.....	63
Tabla A- 7. Cálculo del dimensionamiento del tanque de almacenamiento intermedio.....	63
Tabla A- 8. Cálculos del dimensionamiento para el tanque de SLSF.....	64
Tabla A- 9. Cálculos del dimensionamiento del sedimentador.....	65
Tabla A- 10. Cálculo del dimensionamiento de la columna de destilación.....	69
Tabla A- 11. Cálculo del dimensionamiento de la columna.....	72
Tabla A- 12. Selección de potencia de la bomba en relación al caudal de salida.....	74
Tabla A- 13. Cálculo del costo de los equipos utilizando los factores teóricos del libro de Sinnott.....	76
Tabla A- 14. Cálculo de costo de los equipos utilizando factores modificados.....	77
Tabla A- 15. Cálculo del costo ISBL utilizando tres aproximaciones diferentes.....	77
Tabla A- 16. Cálculo de los valores que componen el capital de inversión fijo.....	78
Tabla A- 17. Cálculo de los componentes del costo de producción.....	78
Tabla A- 18. Cálculo de los componentes del capital de trabajo.....	79
Tabla A- 19. Cálculo de los ingresos de la planta, tiempo de recuperación, TIR y VAN.....	79

Índice de Figuras

Figura 1. Diagrama de bloque preliminar del proceso general.....	25
Figura 2. Diagrama de bloque del proceso seleccionado para la obtención de bioetanol.....	27
Figura 3. Diagrama de flujo del proceso.....	31

Índice de Figuras (En Anexos)

Figura A- 1. Proyección de la producción mundial de bioetanol.....	45
Figura A- 2. Principales materias primas para la producción de bioetanol[2].....	45
Figura A- 3. Cosecha de caña de azúcar en la provincia de Imbabura, Ecuador.....	46
Figura A- 4. Safety Data Sheet Ciclohexano.....	46
Figura A- 5. Gráfico para calcular N_p	52
Figura A- 6. Entrada de variables de la corrientes de entrada.....	66
Figura A- 7. Composición de la corriente de entrada.....	66
Figura A- 8. Diseño primera columna de destilación.....	67
Figura A- 9. Determinación Heavy & Light key.....	67
Figura A- 10. Resultados del diseño de la columna.....	68
Figura A- 11. Características corriente del destilado.....	68
Figura A- 12. Composición corriente del destilado.....	69
Figura A- 13. Propiedades corriente de entrada.....	70
Figura A- 14. Composición de corriente de entrada.....	70
Figura A- 15. Diseño columna de destilación.....	71
Figura A- 16. Determinación de Light & Heavy key.....	71
Figura A- 17. Resultados de la simulación de la columna de destilación.....	71
Figura A- 18. Características de la corriente del destilado.....	72
Figura A- 19. Composición de la corriente del destilado.....	72
Figura A- 20. Detalle del costo de adquisición de la balsa de lavado.....	74
Figura A- 21. Cotizaión de la picadora.....	75
Figura A- 22. Detalle del costo de adquisición del molino de bolas.....	75
Figura A- 23. Cotización de destilador de agua.....	76

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

1.1.1. Producción de Bioetanol

El etanol es un compuesto químico incoloro, volátil e inflamable utilizado en diferentes industrias con varios propósitos. Existen dos tipos de etanol en el mercado: etanol de síntesis y bioetanol. El etanol de síntesis se obtiene a través de hidrocarburos derivados del crudo de petróleo como el etileno; por otro lado, el bioetanol se elabora a partir de la fermentación de biomasa [1].

En 2019, la producción mundial de bioetanol alcanzó el volumen más alto de la historia con 127 mil millones de litros elaborados, y se proyecta que esta cantidad aumente a 135 mil millones de litros (6.19% adicional) en 2025, como se puede observar en los anexos (Figura A-1) [2]. Los dos principales productores de este compuesto a nivel mundial son Estados Unidos y Brasil, quienes producen el 50% y el 35% del volumen total del compuesto en el mundo respectivamente. Este tipo de alcohol etílico se utiliza en tres sectores principales: biocombustibles, alimentos y bebidas, y en industrias químicas. El sector de los biocombustibles ocupa el 82% del volumen producido a nivel mundial y lo utilizan para formular una mezcla de gasolina y bioetanol, que produce una menor cantidad de gases de efecto invernadero al momento de su combustión en relación a la gasolina sin bioetanol. Por otro lado, el volumen del compuesto restante (18%) se divide de forma equitativa entre las industrias químicas, donde comúnmente cumple la función de solvente, y el sector alimenticio donde está presente en la elaboración de productos de consumo humano [3].

Las materias primas para la elaboración de bioetanol pueden ser divididas en dos categorías. La primera categoría corresponde a las materias primas de primera generación,

también conocidas como biomasa primaria y es la porción del cultivo cosechado que se logra comercializar. Entre los cultivos más comunes se encuentran el maíz, que es la materia prima principal en Estados Unidos; la caña de azúcar, la cual es muy popular en Brasil; el trigo, que es la materia prima más común en la Unión Europea; además de arroz y varios tubérculos [2]. La segunda categoría está compuesta por biomasa secundaria, también llamada biomasa avanzada y es la porción de biomasa cultivada que no se puede comercializar y que comúnmente es desechada. El porcentaje de biomasa secundaria utilizada para la elaboración de bioetanol, en comparación a la biomasa de primera generación es pequeño; sin embargo, su uso ha ido incrementando en los últimos años como se puede ver en la Figura A-2.

El tubérculo más común para la elaboración de bioetanol es la papa (*Solanum tuberosum*) dado que es el tubérculo de mayor producción y consumo a nivel mundial, con 368 millones de toneladas anuales [4]. En el año 2017, en el Ecuador; se produjeron 377 mil toneladas de papa, principalmente en el norte y centro de la serranía nacional, siendo la provincia del Carchi la mayor productora con el 36.14% de la masa total [5]. Las papas producidas en los sectores agrícolas son, en su mayoría, comercializadas en grandes y pequeñas ciudades del país; sin embargo, existe un porcentaje que no se logra vender y no genera ganancias para los agricultores [6].

1.1.2. Papa de desecho tipo “Súper Chola” (*Solanum tuberosum Súper Chola*) en Ecuador

La “papa de desecho”, también conocida como “papa de rechazo”, es la porción de papa cultivada que no se puede comercializar en las ciudades del país por los siguientes motivos [7]:

- ❖ El tamaño del producto es muy pequeño para su venta.
- ❖ Existieron errores en la cosecha que provocaron cortes o irregularidades en el producto.
- ❖ El producto creció con deformidades o cavidades.

En Ecuador, el 12.82% de la producción nacional de papa se convierte en papa de desecho [8], lo que equivalió a 48.3 mil toneladas de papa en el 2017. Actualmente, la papa de desecho se utiliza como alimento para animales, abono para los terrenos o para el consumo propio de agricultores; sin embargo, esta podría tener un uso potencial como una materia prima para la elaboración de bioetanol. Esta circunstancia constituye una buena oportunidad de inversión ya que actualmente esta porción de la producción de papa no genera ingresos a los agricultores y esto significa que estarían dispuestos a comercializar la papa de desecho en un precio menor en relación al precio de la papa que se comercializa normalmente.

1.1.3. Licores a partir de papa

Un licor está definido como una bebida alcohólica que haya pasado por un proceso de destilación [9]. El uso de papa para la producción de licor tiene su primer registro en el inicio del siglo XVIII en Polonia, donde se utilizaba para la producción de vodka. Previo a esto, otras materias primas como el trigo e incluso la zanahoria eran procesadas para la fabricación de esta bebida alcohólica [10]. Desde ese entonces la papa se ha convertido en un ingrediente importante para la producción de varias bebidas alcohólicas incluyendo el vodka, el shōchū (bebida tradicional japonesa), el poitín (whisky irlandés) y algunos tipos de gin [11].

La producción y el consumo de bebidas alcohólicas en Ecuador ha incrementado en los últimos años, siendo la cerveza el principal producto de elaboración e ingesta humana. En el año 2012 la Organización Mundial de la Salud (OMS) ubicó a Ecuador como el segundo país latinoamericano con mayor consumo de bebidas alcohólicas[12]; sin embargo, para el año 2017 el país descendió al séptimo lugar en la lista. No obstante, según el INEC, el volumen de consumo y producción incrementó en comparación a años anteriores particularmente en bebidas como el aguardiente y el whisky [13].

En Ecuador, a pesar de ser un país productor de papa, no existen datos de la utilización de esta biomasa para la elaboración de bebidas alcohólicas; en cambio, el país utiliza bioetanol obtenido a partir de caña de azúcar para este fin. Esto representa una oportunidad innovadora para la obtención de bioetanol en el país, pues existen estudios que muestran las ventajas de utilizar papa para la producción bioetanol destinado a la fabricación de licor en comparación a otras materias primas. La Tabla 1 muestra un análisis comparativo de los beneficios y desventajas de la papa y la caña de azúcar como producto principal para la obtención de bioetanol [14].

Tabla 1. Beneficios y desventajas de la papa y caña de azúcar como materia prima para la elaboración de bioetanol

	Beneficios	Desventajas
Caña de Azúcar	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor rendimiento de tonelada de cultivo por hectárea sembrada. • Menor inversión de cultivo (poca preparación del terreno). • Menor inversión en la cosecha de la materia prima. 	<ul style="list-style-type: none"> • Rendimiento bajo de obtención de etanol por tonelada de cultivo, por lo que se necesita más materia prima. • Al ser necesaria más materia prima, es necesario mayor cultivo de la misma (mayor espacio de siembra) • La cosecha de esta materia prima se da mediante la combustión de las hojas del cultivo, generando gases de efecto invernadero.
Papa	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor rendimiento de volumen de bioetanol por tonelada cosechada. • Cultivo de la materia prima aprovecha terrenos que no serían aptos para otros cultivos. (Clima y altura) 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto costo de producción del cultivo (abono, fumigación, agua). • Se necesita de un mayor número personas para la cosecha. • Varias operaciones unitarias necesarias en el pretratamiento previo a la fermentación.

El beneficio de utilizar la papa de desecho como materia prima para la obtención de bioetanol recae en el rendimiento de obtención del compuesto por tonelada de cultivo (120 litro por tonelada de cultivo), que es mayor al de la caña de azúcar (70 litros por tonelada de cultivo) [14]. Adicionalmente, existen beneficios ambientales y económicos ya que la durante cosecha de

la papa se emite una menor cantidad de gases de efecto invernadero, en comparación a la técnica utilizada para la cosecha de la caña de azúcar (Figura A-3) y se ocupa una porción de biomasa que normalmente era ignorada y no producía ingresos. Por otro lado, los beneficios de utilizar caña de azúcar como materia prima se pueden resumir en un beneficio económico dado por las técnicas usadas, tanto durante el crecimiento del sembrío como en la cosecha del mismo.

1.1.4. Biocombustibles en Ecuador

La industria de los biocombustibles en el país se concentra en su mayoría en el bioetanol y específicamente, en el proyecto de la gasolina “Ecopais”. Este tipo de combustible es una mezcla del 95% gasolina y 5% etanol y se comercializa en el país desde el año 2010, principalmente en la región Costa. En el año 2019, la gasolina Ecopais fue el combustible de mayor consumo a nivel nacional (48% de la demanda nacional) con cerca de 900 millones de litros vendidos, generando ingresos de cerca de un billón de dólares al estado ecuatoriano. [15].

El bioetanol utilizado para este combustible utiliza como materia prima la caña de azúcar y son necesarios 3.75 millones de litros de bioetanol mensuales para poder cumplir con la demanda local del combustible. Debido al volumen necesario, el bioetanol se obtiene de las tres destilerías más grandes del país, cada una asociada con un ingenio azucarero y únicamente el 3% del volumen total se adquiere de productores pequeños y artesanales de bioetanol [16]. El bioetanol producido a partir de la papa de desecho podría ser utilizado para este fin; sin embargo, el volumen necesario para poder entrar al mercado y obtener una ganancia requeriría una cantidad de materia prima mayor a la que se puede conseguir actualmente.

1.2. Presentación del proyecto

1.2.1. Objetivos del proyecto

En este proyecto se evaluará la posibilidad de aprovechar las oportunidades descritas en los antecedentes en la sección 1.1, por lo que se planteó el objetivo general:

Realizar el estudio de factibilidad de una planta productora de bioetanol, utilizando papa de desecho tipo “Súper Chola” como materia prima principal, para suplir la demanda de una bebida alcohólica anisada de consumo masivo a nivel nacional.

Para llevar a cabo el objetivo se han planteado los siguientes objetivos específicos:

1. Diseñar el método de producción de bioetanol a partir de papa de desecho
2. Diseñar la planta de producción de bioetanol
3. Realizar el análisis económico de la planta para determinar la rentabilidad del proceso.

Estos objetivos se desarrollarán en los capítulos tres, cuatro y cinco, y la metodología y cálculos para completar cada objetivo se encuentra en los Anexos B y C, respectivamente.

1.2.2. Resultados esperados

La obtención de bioetanol utilizando papa de desecho sería un proceso innovador en el país y tendría un impacto directo en la economía y el estilo de vida de los agricultores ya que el producto que usualmente desechaban se convertiría en una fuente de ingreso adicional. Esto generaría fuentes de empleo en las comunidades productoras de papa, y a su vez podría causar la migración de personas hacia estas comunidades. El aumento de la población en estos sectores fomentará que tanto el gobierno nacional como el local, se ocupen de proveer servicios básicos y de la construcción de escuelas, centros de salud, estaciones de servicio y unidades de policía que, en varias comunidades, no existen.

Se espera que con el uso de la papa para producir bioetanol se reduzca la cantidad de caña de azúcar que se utiliza en el proceso de elaboración de este compuesto. De esta manera se generará un beneficio ambiental ya que se reducirán las emisiones de gases de efecto invernadero

generados en la cosecha del cultivo y también se reducirán las hectáreas que se adquieren para el cultivo de la caña de azúcar anualmente, protegiendo la flora y fauna de la zona.

1.3. Justificación del proyecto

1.3.1. Oportunidad en el mercado

El proyecto planteado busca sustituir la materia prima del bioetanol que se utiliza para la elaboración de una bebida alcohólica anisada muy popular en el mercado. Como se señaló en la sección 1.1, el consumo alcohólico en el país aumenta cada año y en Ecuador no existe registro de una bebida alcohólica que utiliza papa como su fuente de bioetanol. Este cambio podría tener una muy buena aceptación en el mercado dado que se estarían juntado dos partes esenciales de la identidad ecuatoriana: el consumo de bebidas alcohólicas y la papa. Al promocionar el producto como una bebida alcohólica elaborado con papa, se prevé que el consumidor se va a sentir identificado y escogerá esta bebida por encima de otra. En la actualidad, la empresa que elabora esta bebida alcohólica comercializa 500 mil botellas del producto al mes; no obstante, este número aumentaría con el cambio de materia prima lo que significa que el volumen de bioetanol necesario será mayor, generando más ingresos a la planta de producción planteada.

1.3.2. Justificación económica

El bioetanol elaborado a partir de la papa de desecho, beneficiaría a los agricultores debido a que les da la oportunidad de recuperar el costo de producción y supliría su necesidad de generar ingresos por sus cultivos. Así mismo, esta iniciativa sería una buena oportunidad de inversión para los inversionistas industriales dado que al utilizar una materia prima más barata que aquella que se comercializa en el mercado, habría un mayor margen de ganancia.

Para realizar un análisis económico rápido se utilizó el método de productos fabricados donde se puede asumir que el valor del producto será el doble del costo de las materias primas

que están presentes en el producto final. Los valores de los costos de las materias primas presentes en el bioetanol esta detallado en la siguiente tabla, tomando en cuenta la composición del mismo y el aporte de cada materia prima. Así mismo, se puede observar el precio final del producto en la presentación seleccionada, que en este caso es de 200 litros de bioetanol en un envase de polietileno.

Tabla 2. Análisis económico rápido para un barril de 200 litros de bioetanol

Materia Prima	Composición [v/v]	Valor
Papa	96%	USD \$ 152.00
Agua destilada	4%	USD \$ 4.00
Barril de polietileno	Envase	USD \$ 20.00
Metabisulfito de potasio	No presente en producto final	USD \$ 0.20
α -amilasa	No presente en producto final	USD \$ 0.20
Gluco-amilasa	No presente en producto final	USD \$ 28.00
Levadura	No presente en producto final	USD \$ 4.00
Sales Buffer	No presente en producto final	USD \$ 1.80
Ciclohexano	No presente en producto final	USD \$ 0.20
Carbón activado	No presente en producto final	USD \$ 28.00
	Valor total	USD \$ 238*2 = USD \$ 476

Realizando un estudio de mercado, se observó que el valor comercial de 200 litros de etanol al 96% v/v tiene un rango de entre de USD \$ 440 y USD \$ 520 [17]. Al comparar la estimación del valor final del bioetanol y el valor comercial se puede observar que el costo del producto propuesto está dentro del rango de precios, lo cual significa que podría comercializarse y existiría un margen de ganancia. Es importante tomar en cuenta que para este análisis se está utilizando el precio más alto para la papa de desecho, lo que implica que el valor de los 200 litros de bioetanol podría ser menor al estimado.

El proyecto planteado constituye un ahorro en la materia prima, dado que, en lugar de pagar el valor total de la papa, únicamente se paga aproximadamente el 35% del valor debido a la clasificación de “papa de desecho”. Por esta razón, para asegurar que el proyecto sea rentable en el futuro, es importante contar en todo momento con la materia prima necesaria para producir

el volumen de bioetanol deseado. Esto se hará mediante la compra de un exceso de papa de desecho en épocas donde haya una sobreproducción de la materia prima y se almacenara como polvo posterior a su pretratamiento para evitar su descomposición. También es importante mencionar que se está tomando en cuenta solo la producción de la papa de desecho del tipo Súper Chola, la cual corresponde al 53% de la producción total del tubérculo [6]. Esto significa que, si existe una baja producción de este tipo de papa, se podría adquirir otra variedad de papa de desecho y alcanzar la meta propuesta. Si esto se logra, la recuperación de la inversión inicial será factible y se podrán ver ganancias en un futuro.

2. BASES DEL DISEÑO

2.1. Descripción del producto

El producto que se desea obtener en el proyecto propuesto es bioetanol con una concentración alcohólica del 96% v/v. El costo de la materia prima principal, la papa de desecho, varía dependiendo de la época y de la producción del tubérculo. En la literatura se indica que el valor del quintal de esta materia prima es de USD \$ 4.00 [7]; sin embargo, fuentes comerciales informan que la misma cantidad de papa se expende por un valor promedio de USD \$ 2.00. Para el futuro análisis económico se decidió tomar el valor detallado en la literatura; no obstante, es importante tomar en cuenta que el precio de la materia prima podría ser menor. Por otro lado, el valor de otra materia prima esencial, como es el agua destilada, es de USD \$ 2.20 por 3.8 litros del compuesto; se evaluará la opción de adquirir un equipo de destilación de agua para el uso de la planta. Si se transforman estos precios con relación a un litro de bioetanol, y tomando en cuenta que el producto final tiene una composición de 96% v/v alcohol etílico y 4% v/v agua, se obtiene que el valor de la papa es de USD \$ 0.98 por litro de bioetanol y del agua destilada es de USD \$ 0.02 por litro de bioetanol.

Tabla 3. Composición de bioetanol materias primas utilizadas

Materias primas	Función dentro del proceso	% presente en producto final	Cantidad utilizada en unidad de producción [kg/L]
Papa de desecho	Proporciona el almidón necesario para formar bioetanol	96	10.75
Agua Destilada	Medio para licuefacción, sacarificación y fermentación	4	11.20
Metabisulfito de sodio	Evita oxidación de papas	-	7.12×10^{-5}
α-amilasa	Enzima usada en licuefacción	-	5.60×10^{-5}
Gluco-amilasa	Enzima usada en sacarificación	-	0.28
Levadura	Enzima usada para la fermentación	-	0.11
Sales buffer	Aumentan el rendimiento de la fermentación	-	0.08
Ciclohexano	Solvente usado en la destilación azeotrópica	-	2.34×10^{-2}

Al finalizar el proceso, el bioetanol obtenido se almacenará en un tanque de acero inoxidable para su posterior envasado. La presentación comercial del producto será en barriles de polietileno de 200 litros. Estos barriles serán transportados en camiones, siguiendo las respectivas normas de seguridad, hacia la planta de producción de la bebida alcohólica donde se utilizará para la elaboración de la bebida anisada de consumo masivo a nivel nacional.

En el país existen tres productores principales de alcohol etílico: Soderal S.A., Codana S.A. y Producargo S.A. Estas tres empresas están relacionadas con un ingenio azucarero ya que utilizan la caña de azúcar como su materia prima para la producción de bioetanol [14]. El valor de producción de un litro de bioetanol al 96% v/v, es decir de una calidad igual al alcohol etílico planteado, tiene un rango de precios entre USD \$ 2.50 y USD \$ 3.50 [18][19].

2.2. Descripción de materias primas

Las materias primas que se utilizan en la elaboración del bioetanol se pueden categorizar según su presencia en el producto final. En el producto obtenido, al finalizar el proceso solo se encuentran dos materias primas que son la papa de desecho de donde se obtienen el almidón para la producción de bioetanol (96% v/v) y agua destilada (4% v/v). Para el proceso se utilizará solo un tipo de papa de desecho ya que de esta forma se puede diseñar el proceso utilizando las propiedades fisicoquímicas únicamente de este tipo de papa, las mismas que se pueden observar en la Tabla 4. Por otro lado, el agua destilada se generará en la planta de producción mediante la adquisición de un equipo que cumpla este propósito.

Tabla 4. Propiedades fisicoquímicas de la papa tipo "Súper Chola" [20][21][22]

Propiedad	Valor
Densidad [kg/L]	1.098
Humedad [%]	78.34
Almidón [% de la materia seca]	74.83
Azúcares reductores [% del almidón]	55
Cp [KJ/Kg]	3.39

Las materias primas que no están presentes en el producto final, pero que se utilizan en el proceso de elaboración del bioetanol son las siguientes: sales agregadas en la cocción para evitar la oxidación de la papa (metabisulfito de sodio) [23], α -amilasa que se encarga de romper cadenas lineales de amilosa en el proceso de licuefacción, gluco-amilasa que convierte disacáridos en monómeros de glucosa en el proceso de sacarificación, levadura (*Saccharomyces*) que colabora en la fermentación de la papa [20], ciclohexano que ayuda a realizar la destilación azeotrópica del bioetanol para que llegue a la pureza requerida por el comprador, sales buffer que ayudan a que el rendimiento de la fermentación incremente [23], y carbón activado que adsorbe el ciclohexano restante en la solución final para hacerla apta para el consumo humano. En la Tabla 5 se puede observar la lista de materias primas necesaria junto con su costo de adquisición,

costo por unidad de producción, principales proveedores y consideraciones de transporte y manejo.

Tabla 5. Materias primas para la producción de bioetanol

Materia Prima	Costo de adquisición (Unidad de venta)	Costo por unidad de producción (1 Litro)	Consideraciones de transporte y manejo	Principales proveedores
Papa de desecho	USD \$ 4.00 por quintal (45kg)	USD \$ 0.98	N/A	Productores de la provincia del Carchi
Agua Destilada	USD \$ 2.80 por galón (3.8L)	USD \$ 0.02	N/A	Novachem S.A. Relubquim C.A.
Metabisulfito de sodio	USD \$ 75.00 por saco (25kg)	USD \$ 0.001	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.
α-amilasa	USD \$ 10.00 por funda (10kg)	USD \$ 0.001	Mantener en un lugar fresco y seco	Ab Enzymes, importación
Gluco-amilasa	USD \$ 10.00 por funda (12kg)	USD \$ 0.19	Mantener en un lugar fresco y seco	Ab Enzymes, importación
Levadura	USD \$ 3.6 por kg	USD \$ 0.001	Mantener en un lugar fresco y seco	Tagshan Topnutri Yeast Bio-Tech
Sales buffer	USD \$ 13.00 por kg	USD \$ 0.002	Reactivos químicos, manejar con cuidado. Mantener en un lugar fresco y seco	Relubquim C.A. Novachem S.A. Quimpac S.A.
Ciclohexano	USD \$ 2.80 por galón (5 litros)	USD \$ 0.001	Tener en un área ventilada y manejar con mascarilla y ventilación debido a que puede ser tóxico	Novachem S.A. Relubquim C.A.
Carbón activado	USD \$ 6.20 por saco (10 kg)	USD \$ 0.14	-	Saybisa EC GongyiCity S.A.

2.3. Selección de procesos

2.3.1. Definición de operaciones unitarias del proceso

El proceso de elaboración de bioetanol a partir de papa de desecho está compuesto por cuatro secciones principales, el pretratamiento de la papa de desecho, la hidrólisis del almidón, la

fermentación de azúcares reductores, y finalmente, destilación del producto obtenido. Dentro de estas secciones se pueden encontrar diferentes operaciones unitarias que se pueden utilizar dependiendo del propósito que se le va a dar al producto final. La Tabla 6 muestra las diferentes opciones que se consideraron previo a la definición de las operaciones unitarias que conforman el proceso. Así mismo en la Figura 1 se puede observar la sección del proceso sobre la cual influye la decisión tomada.

Tabla 6. Opciones en diferentes operaciones unitarias para el proceso

Operación Unitaria {Sección}	Opciones disponibles	Beneficios	Desventajas
Cocción {1}	<ol style="list-style-type: none"> 1. Cocinar la papa 2. No cocinar la papa 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Ruptura de cadenas largas de almidón 2. Ahorro económico por eliminación de operación unitaria 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Gasto energético adicional 2. Mayor tiempo necesario para la hidrólisis
Almacenamiento después de pretratamiento {2}	<ol style="list-style-type: none"> 1. Almacenar el polvo obtenido 2. No almacenar el polvo obtenido 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Control de flujo de materia prima que se dirige a hidrólisis 2. Ahorro económico por eliminación de operación unitaria 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Gasto económico en construcción de tanque de almacenamiento 2. Riesgo de no alcanzar el volumen mensual establecido.
Hidrólisis {3}	<ol style="list-style-type: none"> 1. Hidrólisis enzimática 2. Hidrólisis ácida 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Mayor rendimiento 2. Menor tiempo requerido para operación unitaria 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Más recursos necesarios (Tiempo, dinero). 2. Producto secundario de la reacción inhibe el funcionamiento de levadura para fermentación
Sedimentación {4}	<ol style="list-style-type: none"> 1. Sedimentación previa a destilación 2. Sedimentación y destilación simultánea 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Posibilidad de tener una destilación continua. 2. Ahorro económico por eliminación de operación unitaria 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Gasto económico adicional. 2. Obliga a tener un proceso de destilación batch.
Agua destilada {-}	<ol style="list-style-type: none"> 1. Comprar agua destilada 2. Producir agua destilada 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Ahorro de compra de equipo en inversión inicial. 2. Ahorro de recursos 	<ol style="list-style-type: none"> 1. En el largo plazo se utilizarán más recursos económicos. 2. Mayor inversión

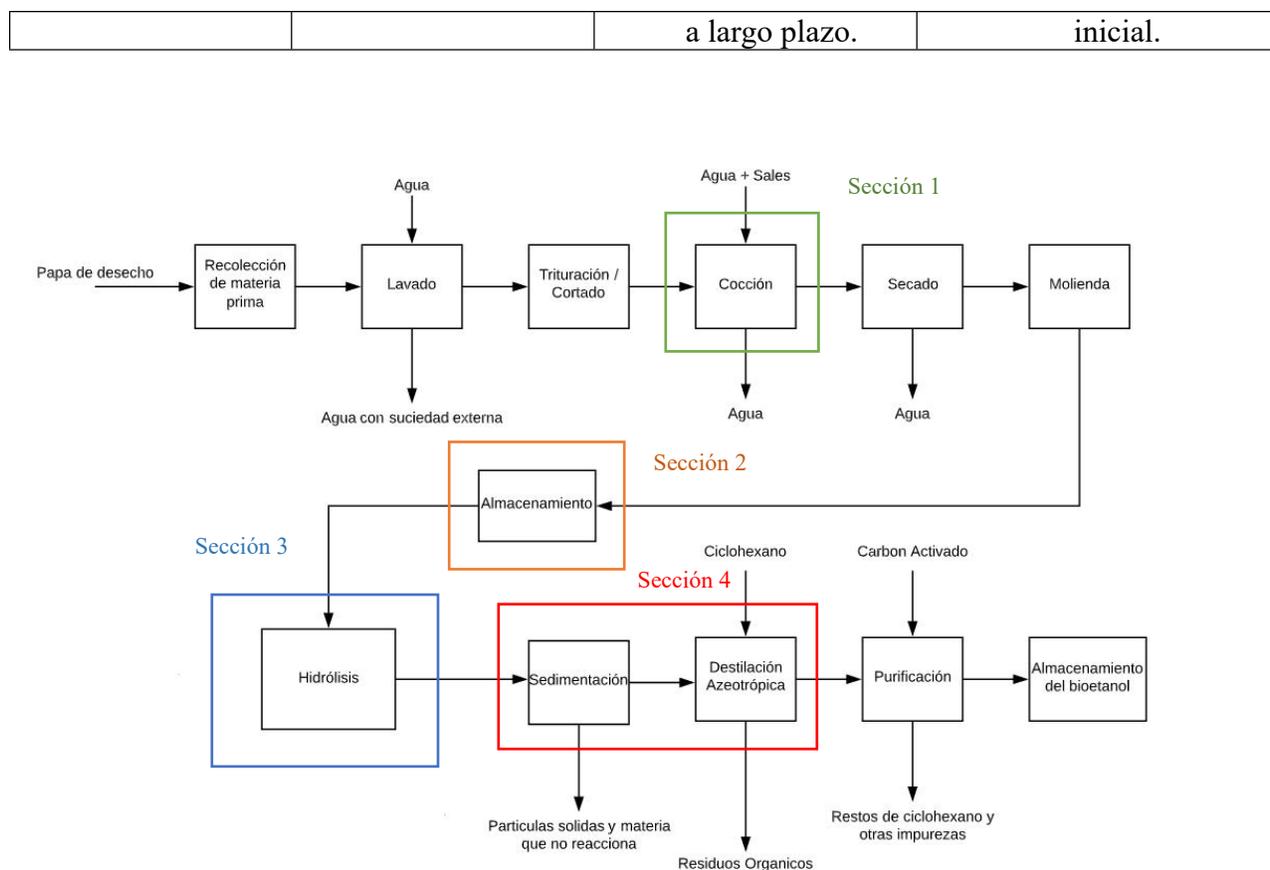


Figura 1. Diagrama de bloque preliminar del proceso general

En las operaciones unitarias de cocción, almacenamiento y sedimentación, representadas por las secciones 1, 2 y 4 respectivamente, existe una desventaja en común: si se decide colocar las operaciones unitarias mencionadas dentro del proceso, la inversión inicial incrementará debido a la adquisición de equipos que lleven a cabo las operaciones. De igual forma, al escoger esta opción existirá un gasto económico recurrente debido a la energía que se necesitará para el funcionamiento de los equipos.

La cocción de las papas se utiliza para romper las cadenas largas de almidón, lo cual facilita y disminuye el tiempo de la hidrólisis. De esta forma la producción de bioetanol es más rápida y se puede procesar una mayor cantidad de materia prima en un cierto tiempo [7]. Por otro lado, el propósito de tener un almacenamiento del polvo es poder contar con un caudal estable de

materia prima para la hidrólisis debido a que el caudal de papa inicial está sujeto a la producción según la temporada del año. De esta forma cuando exista una sobreproducción de papa, la cantidad de papa de desecho adicional que se consiga se podrá tratar y almacenar para su posterior hidrólisis en épocas de escasez. Finalmente, debido al gran volumen de producción planteado, sería óptimo que la planta opere de manera continua, por lo cual se debería tratar de evitar tener un equipo que obligue a tener un proceso batch, como es un equipo de sedimentación y destilación simultánea. Adicionalmente, si se opta por un equipo de sedimentación separado de la operación de destilación, sería posible utilizar programas de simulación disponibles en la actualidad, para simular el proceso de destilación azeotrópica.

El tipo de hidrólisis seleccionada será una decisión muy importante ya que existe una diferencia económica considerable entre ambas opciones. La hidrólisis ácida necesita menos equipos y la materia prima adicional es menos costosa que aquellas necesarias en la hidrólisis enzimática. Sin embargo, un producto secundario de este tipo de hidrólisis es un compuesto que inhibe el funcionamiento de la levadura en la fermentación lo cual causa una producción menor de bioetanol. Por otro lado, la hidrólisis enzimática no tiene este efecto inhibitor e incluso tienen un mayor rendimiento al momento de reducir azúcares totales de almidón del 97.4%, en comparación al 94.5% de rendimiento de la hidrólisis ácida [25].

Finalmente, el uso de agua destilada es vital en la planta y se deben considerar las opciones de adquirir el agua destilada de un proveedor local o de adquirir un equipo de destilación de agua para producir el líquido en la planta. El gasto inicial de adquirir el equipo es mucho mayor al de utilizar agua de un proveedor; sin embargo, a largo plazo el costo de comprar agua destilada superará la inversión inicial del equipo [26].

2.3.2. Descripción del proceso seleccionado

El proceso seleccionado para elaborar bioetanol a partir de papa de desecho consiste en un lavado de la materia prima para eliminar la suciedad en la cáscara, triturado o cortado de la misma para facilitar la cocción, cocción de la papa, secado del tubérculo, molienda de la materia prima seca, almacenamiento del polvo fino que se generó, licuefacción, sacarificación y fermentación simultánea, sedimentación de partículas sólidas, destilación azeotrópica del bioetanol y purificación del mismo para finalmente llegar al almacenamiento y envasado del producto final. Este proceso se escogió debido al rendimiento de producción, costo y disponibilidad de las materias primas. Los pasos del proceso se pueden observar en la figura 2.

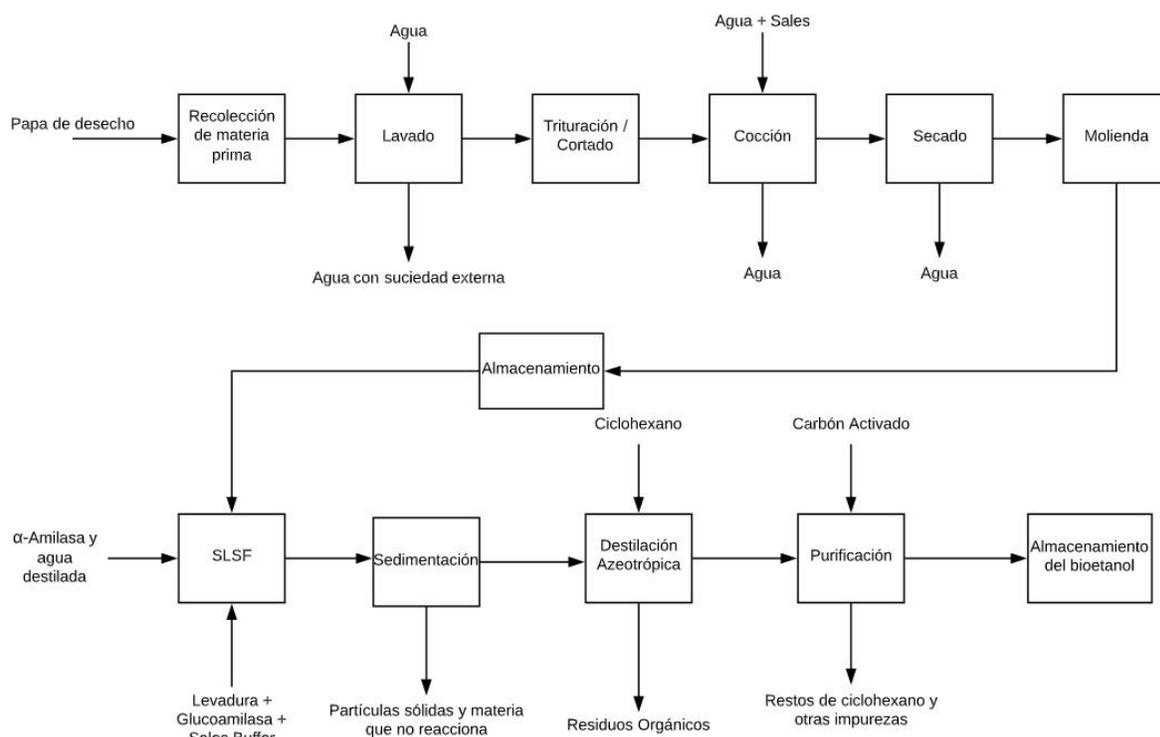


Figura 2. Diagrama de bloque del proceso seleccionado para la obtención de bioetanol

2.4. Ubicación

La ubicación de la planta se determinó considerando la fuente de la materia prima y la seguridad al momento de transportar el producto terminado. La empresa productora de la bebida alcohólica seleccionada está situada en la ciudad de Ibarra, provincia de Imbabura, la cual es

vecina de la provincia del Carchi, donde se va a recolectar la papa de desecho para el proceso. Se busca que la planta de producción de bioetanol esté a las afueras de la ciudad de Ibarra ya que al ser una planta de alcohol con una alta pureza, existe un riesgo elevado de incendio. Se designó que la planta de bioetanol este lo más cerca posible de la planta de elaboración del licor debido a que sería más seguro para el transportista y para las comunidades aledañas transportar el bioetanol la menor distancia posible, a pesar de que el costo económico de transportar las papas desde la provincia del Carchi hasta Ibarra es mayor [27].

2.5. Normas y Legislación

El proyecto planteado está sujeto a algunas normas y leyes que limitan la producción de bioetanol. El caudal de producción se ve limitado por la constitución del Ecuador donde se indica que no se podrá utilizar materia prima necesaria para la alimentación de la sociedad (biomasa primaria) para otro propósito [28]. Por este motivo se destinará solo la papa de desecho (biomasa secundaria) para la producción de bioetanol. Adicionalmente, existen normas locales que especifican la composición del bioetanol así como los compuestos que no están permitidos en el producto final, como son residuos de metales pesados y ácidos [29]. Así mismo, existen normas internacionales que regulan la cantidad de hidrocarburos en bebidas para el consumo humano, lo cual define el grado de purificación que debe tener el producto destilado. Esto debido a que después de la destilación azeotrópica existen restos de ciclohexano que permanecen en el producto y se requiere una purificación hasta llegar a un peso de ciclohexano de 5000 mg por kilogramo de solución [30].

Es necesario tomar en cuenta la legislación urbana que establece los permisos necesarios para el funcionamiento de la planta. Previo al inicio de la producción se debe contar con los siguientes permisos [31]:

- 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 - ARCSA y Direcciones Provinciales de Salud
- Ministerio de Salud Pública. MSP
- Ministerio de Industrias y Productividad – MIPRO. Categorización de empresas
- Subsecretaria de calidad ambiental – Permiso Ambiental

De igual forma, existen normas que regulan el transporte de sustancias químicas inflamables las cuales indican las diferentes obligaciones, tanto del conductor del vehículo de transporte como de la persona que esté a cargo del producto. Estas normas también indican la rotulación que debe tener el camión de transporte del producto, así como las precauciones y materiales requeridos al momento de transportar este tipo de compuestos [27].

3. DISEÑO DEL PROCESO

3.1. Base de producción

Como se detalla en la sección 1.1.3, en el Ecuador no existe un licor que utilice papa como materia prima principal, lo cual constituye una oportunidad en el mercado. El proyecto plantea abastecer el bioetanol utilizado como materia prima en la manufactura de una bebida alcohólica anisada existente en el Ecuador, la misma que actualmente utiliza bioetanol obtenido a partir de caña de azúcar. Para esto se producirá la totalidad de bioetanol necesario para cubrir la demanda de las dos presentaciones más populares de la bebida alcohólica escogida, 375 ml y 750 ml. Mensualmente se producen 250 mil botellas de ambas presentaciones con una concentración alcohólica del 27% v/v, lo cual equivale a 75,940 litros de bioetanol [32]. Tomando en cuenta 22

días laborables y que el proceso de elaboración de bioetanol demora 50 horas [20], incluyendo el tiempo de limpieza de los equipos, se calculó que se realizarán 10 ciclos de producción al mes [33].

3.2. Modo de operación

El proceso de producción diseñado está dividido en dos secciones: el pretratamiento de la materia prima, representado por las corrientes 1-17 en la Figura 3, y la hidrólisis, fermentación, destilación y purificación del producto, representado por las corrientes 18- 36.

La primera sección del proceso se diseñó tomando en cuenta un ciclo de producción de 24 horas para disminuir las dimensiones de los equipos que se van a utilizar. Esta sección incluye las operaciones unitarias de: lavado, triturado, cocción, secado y molienda para que la materia prima pretratada y seca sea almacenada. Por otra parte, la segunda sección se diseñó utilizando una duración de 50 horas por ciclo de producción ya que incluye la fermentación, que es el paso limitante del proceso. Las operaciones unitarias que se encuentran en esta sección son: SLSF (Licuefacción, Sacarificación y Fermentación Simultanea), sedimentación, destilación y purificación para finalizar con el almacenamiento del líquido. Los equipos que se utilizarán se encuentran detallados en la figura 3 y sus características y especificaciones se pueden observar en el capítulo 4, junto con el Anexo C.

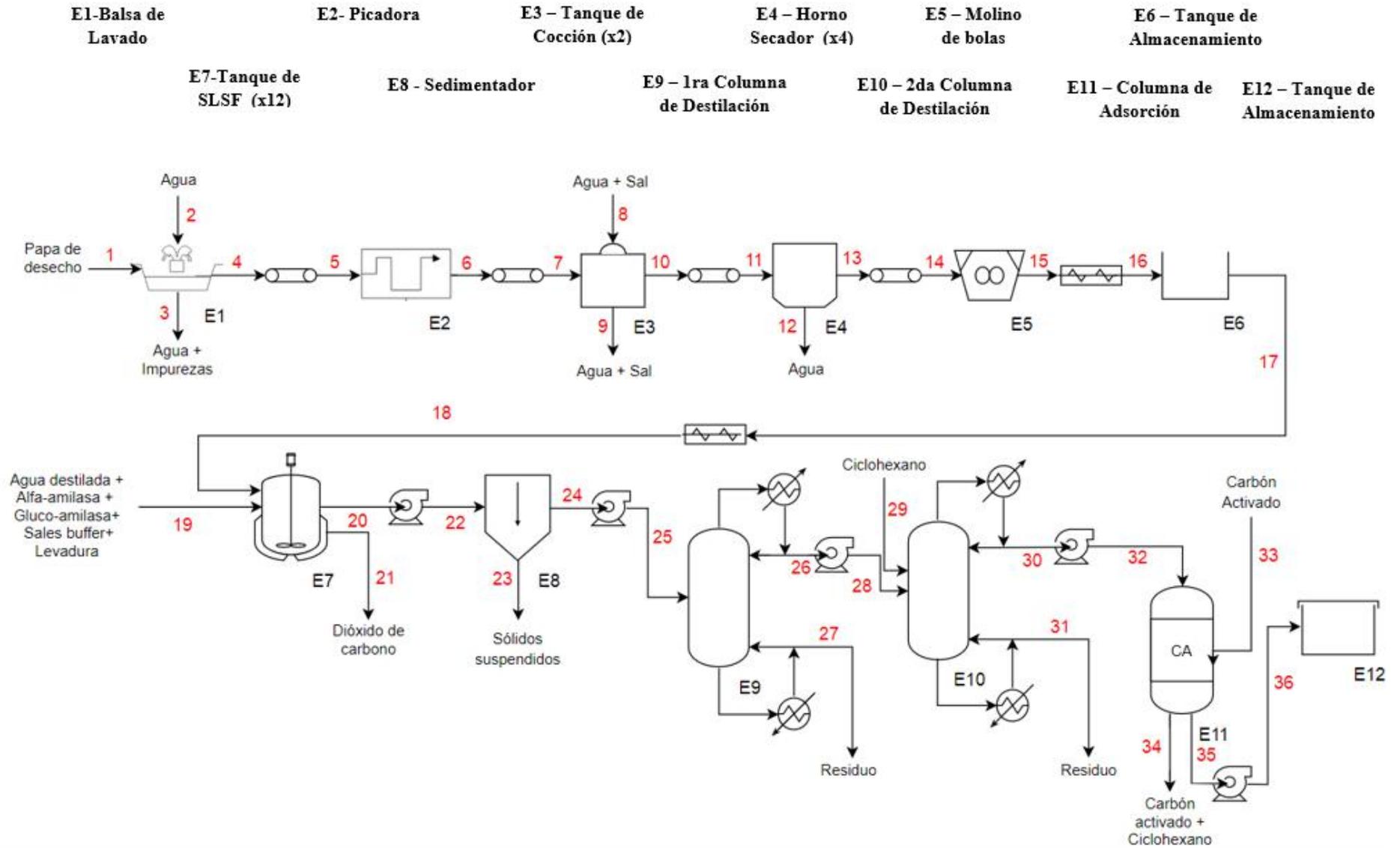


Figura 3. Diagrama de flujo del proceso

3.3. Balances de masa.

Los balances de masa se realizaron tomando en cuenta el caudal de producción mensual de bioetanol requerido y se trabajó hacia atrás para finalizar con la cantidad total de materias primas que se necesitan. A lo largo del proceso, se tomaron en cuenta las pérdidas de masa existentes en las diferentes operaciones unitarias (Tabla A-1) y se calculó el peso de papa necesario para elaborar 7,594 litros de bioetanol, equivalentes a un ciclo de producción de la planta. La masa total de cada corriente se puede observar en la Tabla 7, y el balance de masa detallado se puede encontrar en el Anexo C.

Tabla 7. Balance de masa de un ciclo de producción de la planta

1	2	3	4	5	6
67,930.05	444.53	1,900.32	66,474.26	66,474.26	65,170.85
7	8	9	10	11	12
65,170.85	90.52	89.12	66,230.53	66,230.53	5,2062.59
13	14	15	16	17	18
14,167.95	14,167.95	14,035.31	14,035.31	14,035.31	14,035.31
19	20	21	22	23	24
73,709.20	85,408.19	15,451.45	85,408.19	9,061.72	76,346.47
25	26	27	28	29	30
76,346.47	7,642.10	68,704.36	7,642.10	178.06	6,255.24
31	32	33	34	35	36
1,564.93	6,255.24	3,467.62	3,612.91	6,109.32	6,109.32
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

Se calculó el consumo individual de energía de cada equipo y se multiplicó por las horas a la semana durante las cuales el equipo estará funcionando. Los resultados se pueden observar en la Tabla 8.

Tabla 8. Balance y consumo de energía semanal de equipos

Equipo	Número de equipos	Potencia [kW]	kW/semana
Balsa de Lavado	1	1.10	30.80

Picadora	1	1.50	84.00
Tanques de Cocción	1	1128.56	7899.92
Secadores	4	390.46	76530.20
Molino de Bolas	1	2.20	53.90
Tanques para SLSF	12	3078.21	73877.04
1ra Columna de Destilación	1	52.25	2560.25
2da Columna de Destilación	1	0.55	38.50
Caldera	1	43.57	75288.96
Destilador de Agua	1	1.10	103.77
Bombas	5	7.45	104.30
Cintas Transportadoras	5	11.17	78.19
Total		4718.12	2.36 x 10 ⁵

A partir de los resultados obtenidos, se determinó que para un ciclo de producción se utilizarán 67.9 toneladas de papa. Adicionalmente, se logró estimar que el proceso de obtención del bioetanol requerirá de 236 MW semanales.

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1. Equipos para el pretratamiento de la materia prima

En base a la definición de las operaciones unitarias en la sección 2.3.2 se dimensionaron los equipos presentados en la Figura 3.

Seis operaciones unitarias componen la sección del pretratamiento de la materia prima. El lavado de la papa de desecho se realiza para remover las impurezas en la cáscara; para esto, se utilizará una balsa de lavado y se plantea el uso diario de este equipo en un proceso continuo para tratar 33,965 kg de papa al día. Posterior al lavado, el tubérculo es triturado para reducir su tamaño y facilitar su cocción y secado. Se seleccionó un picador de vegetales industrial con capacidad de procesar 33,237 kg de papa al día. Para la cocción del tubérculo se dimensionaron dos tanques cilíndricos de SS 304 de tapas planas que utilizarán una fuente de calor eléctrica para poder cocinar un volumen de 5,877 litros, cada uno dividido en dos ciclos de tres horas cada uno. Una vez cocinada la papa, se procede al secado de la materia en cuatro hornos rectangulares para

eliminar la humedad en la papa de desecho. La materia prima seca se lleva a la molienda, donde se utiliza un molino de bolas para reducir el tamaño de partícula del tubérculo hasta un tamaño de 0.89 mm. Finalmente, el polvo fino se almacena en un tanque de SS 304. Las dimensiones específicas de los equipos seleccionados se encuentran en la Tabla 9 y la metodología y cálculos para el dimensionamiento de los mismos se encuentran en los anexos B y C, respectivamente.

Tabla 9. Especificaciones de los equipos para la primera sección del proceso

Equipo	Capacidad		Dimensiones	
Balsa de Lavado	500-6000	[kg/h]	4500*1200*1200 [mm] (l*w*h)	
Picadora	1000-3000	[kg/h]	1210*730*1300 [mm] (l*w*h)	
Tanque de Cocción	7.049	[m ³]	1792*2796 [mm] (d*h)	
Secador	6.854	[m ³]	1976*1317*2634 [mm] (l*w*h)	
Molino de Bolas	200-1500	[kg/h]	600*900 [mm] (d*h)	
Tanque de Almacenamiento	7.742	[m ³]	1850*2880 [mm] (d*h)	

4.2. Equipos utilizados para SLSF, separación y purificación

La segunda sección del proceso consiste en la hidrólisis enzimática del almidón y fermentación de los azúcares reductores, sedimentación de los sólidos suspendidos, destilación azeotrópica, utilizando ciclohexano, y purificación del fluido utilizando una columna de adsorción. La licuefacción, sacarificación y fermentación simultánea del almidón se realiza en doce tanques cilíndricos de SS 304 con agitación y calentamiento. Se seleccionaron aspas Rushton para la agitación del tanque debido a que son óptimas para procesos que incluyen microorganismos en la mezcla. Para la operación unitaria de sedimentación se seleccionó un sedimentador de SS 304 que utiliza la fuerza de la gravedad para separar las partículas sólidas del líquido restante; esto es posible debido a que todos los compuestos sólidos tienen una densidad mayor a la solución de agua y bioetanol. A continuación, se diseñó un proceso continuo de destilación, con columnas de SS 304, para separar las moléculas de agua y las moléculas de bioetanol. Es imposible obtener el bioetanol con la concentración requerida (96% v/v) utilizando una destilación simple, por lo cual se diseñó una segunda columna de destilación con un tercer

componente para asistir en la separación. Para el diseño de las columnas de destilación se utilizó el programa Aspen Hysys y se logró simular la separación de bioetanol y agua hasta la concentración deseada. Finalmente, se purificó el fluido obtenido utilizando una columna de adsorción de SS 304 con carbón activado para eliminar los restos de ciclohexano del compuesto y que este sea apto para el consumo humano. El bioetanol obtenido se almacena en un tanque de SS 304 para su posterior envase. Las dimensiones específicas de los equipos seleccionados se encuentran en la Tabla 10 y la metodología y cálculos para el dimensionamiento de los mismos se encuentran en los anexos B y C respectivamente.

Tabla 10. Especificaciones del proceso para la segunda sección del proceso

Equipo	Capacidad	Dimensiones
Tanque de SLSF	8.560 [m ³]	1913*2977 [mm] (d*h)
Sedimentador	12.36 [m ³ /h]	2000*500*1000 [mm] (l*w*h)
1ra Columna de Destilación	1526.93 [kg/h]	490*2800 [mm] (d*h)
2da Columna de Destilación	112.9 [kg/h]	320*2920 [mm] (d*h)
Columna de Adsorción	6.68 [m ³]	1550*3550 [mm] (d*h)
Tanque de Almacenamiento	3.06 [m ³]	1360*2110 [mm] (d*h)

4.2.1. Equipos auxiliares

En adición a los equipos principales, aquellos utilizados para llevar a cabo las operaciones unitarias necesarias en el proceso, también se requieren equipos auxiliares que complementan su operación a los equipos principales. Se diseñó una caldera de SS 304 que es la encargada de alimentar calor a las chaquetas de calentamiento de los tanques de SLSF. La caldera produce 73.32 kg de vapor por hora, lo cual es suficiente para el calentar las chaquetas de los tanques. De la misma forma, se tomó la decisión de adquirir una máquina destiladora de agua para el uso de la planta. Para seleccionar el equipo se utilizó el volumen de agua destilada necesario en el proceso, el cual es 1,500 litros de agua por hora, y se escogió un equipo existente que cumpla con las especificaciones establecidas para este proceso.

5. ANÁLISIS ECÓNOMICO

En esta sección se muestran los resultados de la estimación de costos de la planta desarrollada, realizados en base a métodos de estimación que utilizan factores de instalación de Lang, Hand y el método factorial detallado. Se presentan los costos de la inversión de capital fijo, el capital de trabajo y el costo de producción. Adicionalmente, se realizará el análisis de ingresos de la planta, así como la estimación del tiempo en el cual se recuperará la inversión generada y se obtendrán ganancias.

5.1. Costo de la planta

Se realizó la estimación del costo de cada equipo utilizando los factores descritos en la literatura [34], no obstante se llevó a cabo un ajuste de los factores para que el método permita cálculos más cercanos a la realidad de los costos de los equipos existentes en el mercado. El cálculo de los costos de los equipos utilizando los factores originales y los modificados se puede observar en el anexo E.

Para estimar el costo de la planta se utilizaron tres aproximaciones: la primera incluye los factores de instalación de Lang que se basan en el estado de la materia prima que se procesa, sea esta fluida, sólida o una mezcla; la segunda aproximación utiliza los factores de instalación de Hand que incluye un factor por el material de construcción del equipo, así como un factor adicional por el tipo de equipo que se utilice en el proceso; finalmente, se empleó el método factorial detallado (MFD) que incluye factores específicos del proceso planteado. El resultado de cada aproximación se puede observar 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	1,415,891.41
Factores de instalación de HAND	1,280,174.69
MFD	1,344,906.30

Para estimar el costo ISBL de la planta, que corresponde al costo de la planta física, se utilizó el valor obtenido con el MFD debido a que fue la aproximación que mejor se ajustaba a los valores reales de los equipos. A partir de este valor se determinaron los costos de la inversión de capital fijo, que representa el costo de diseño, construcción e instalación de la planta, como se muestra en la Tabla 12. Los cálculos se pueden observar en el Anexo E.

Tabla 12. Resumen de la inversión de capital fijo

Costo	Valor [USD \$]
Costo ISBL	1,344,906.30
Costo OSBL	537,962.52
Costo de Ingeniería	564,860.65
Gastos Imprevistos	188,286.88
Total	2,636,016.35

Para el cálculo de la inversión del capital de trabajo se utilizó el valor de las materias primas obtenido en la Tabla 5 y se calcularon los costos de producción fijos y variables que se muestran en la Tabla 13. Para los costos de producción variables se tomó en cuenta la energía requerida por la planta en un año y se multiplicó por la tarifa industrial de energía en el Ecuador que es de USD \$ 0.09 por kW. Por otro lado, para los costos de producción fijos se tomó en cuenta 10 operadores de planta con lo cual se puede calcular el número de supervisores y personal administrativo. Los cálculos para ambos tipos de costos se pueden observar en el anexo E.

Tabla 13. Resumen costos de producción mensual

Costos de Producción	Valor [USD \$]
Costos de producción variables	97,457.47
Costos de producción fijos	13,431.25
Total	110,888.72

Utilizando estos resultados es posible determinar el cálculo del capital de trabajo, que es el dinero adicional a la construcción de la planta, necesario para empezar el funcionamiento de la misma.

Tabla 14. Resumen del capital de trabajo

Costo	Valor [USD \$]
Valor materias primas	42,048.73
Valor productos	55,444.36
Efectivo en caja	27,722.18
Cuentas a cobrar	110,888.71
Créditos cuentas pendientes	84,097.47
Inventario repuestos	18,828.69
Total	339,030.14

5.2. Estimación de ingresos de la planta

El costo de venta del producto se calculó mediante la suma de los costos de producción dividida por la cantidad de unidades producidas al mes. Este valor se multiplica por el margen de ganancia deseado o específico para la industria, que en el caso de alimentos y bebidas alcohólicas se encuentra entre el 60% y 70% [1]. Los ingresos de la planta se calcularon utilizando el valor de venta del producto y el volumen de producción propuesto; con esta información se obtuvieron los parámetros mostrados en la Tabla 15.

Tabla 15. Resumen de la estimación de ingresos

Ingresos	Valor [USD \$]
Margen de Producción Bruto	1,041,210.39
Costos efectivo de producción (CCOP)	1,330,664.40
Beneficio bruto	719,715.45
Beneficio neto	647,743.91

5.3. Análisis de recuperación de la inversión

En base al capital de inversión fijo y el capital de trabajo dividido para el beneficio neto, se determinó que el tiempo de recuperación de la inversión se realizaría en 4.85 años. Adicionalmente se calcularon los valores del TIR (Tasa Interna de Retorno) y VAN (Valor Actual Neto) para el proyecto. Tomando en cuenta la magnitud de la planta y el volumen de

producción propuesto, se concluye que el tiempo de recuperación es aceptable y que el proyecto propuesto es rentable.

Tabla 16. Resumen del análisis de recuperación de inversión

VAN (Valor Actual Neto)	USD \$ 685,886.02
TIR (Tasa Interna de Retorno)	16.13%
Tiempo de Recuperación	4.85 años

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este proyecto se realizó exitosamente el estudio de factibilidad para una planta de producción de bioetanol que utiliza papa de desecho como su materia prima. El bioetanol obtenido se destinará a la producción de bebidas alcohólicas, específicamente a la producción de una bebida anisada de consumo masivo. Se procesarán 69.7 toneladas de papa mensualmente para lograr producir el volumen de bioetanol necesario para comercializar 500 mil botellas de las presentaciones más vendidas del producto: 375 ml (250 mil unidades) y 750 ml (250 mil unidades), cada una con una concentración de bioetanol del 27% v/v. Esto equivale a 75,940 litros de bioetanol que se producirán al mes que generarán un ingreso mensual de USD \$ 170,865.00 para la planta.

Para la producción de bioetanol, se seleccionó el método de hidrólisis enzimática del almidón ya que es una manera eficiente de fermentar los azúcares en la biomasa y producir bioetanol. Se decidió llevar a cabo los procesos de licuefacción, sacarificación y fermentación de forma simultánea para reducir la inversión inicial de la planta; se tomó la decisión de llevar a cabo este proceso durante 48 horas en lugar de 72 horas como se había planificado inicialmente. El estudio en el laboratorio demostró que en este periodo de tiempo el 95% de los azúcares se habían convertido en bioetanol por lo cual se definió 48 horas como el periodo de SLSF del

proceso. Adicionalmente, se decidió utilizar dos columnas de destilación y una columna de adsorción para alcanzar la concentración necesaria de bioetanol en la solución final de 96% v/v.

Se seleccionaron los equipos necesarios para el proceso en base a 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 cocción, SLSF y almacenamiento, así como de los secadores, columnas de destilación, columna de adsorción y sedimentador. Además, se cotizó la balsa de lavado, picadora y molino de bolas tomando en cuenta el volumen de materia prima que deben procesar.

Se realizó un análisis económico de la planta basado en métodos teóricos para la estimación de costos; sin embargo, los estimados obtenidos estuvieron muy lejos de los precios reales de los equipos en el mercado actual. Por este motivo, se decidió modificar los factores de instalación empleados en los métodos de estimación para que el valor de la estimación final se acerque al valor de mercado y estos métodos sean aplicables. Aplicando estas correcciones se pudieron calcular los costos de capital fijo, capital de trabajo, y costos de producción del proceso. Para definir el costo final del producto, se tomaron en cuenta los costos de producción, tanto variables como fijos, y se definió un margen de ganancia del 65%, que es el margen promedio de alimentos y bebidas en el país. Finalmente, para el análisis de recuperación de la inversión se definió una depreciación lineal de los bienes adquiridos y se determinó que la inversión se recuperara en 4.85 años, lo cual es aceptable para una planta industrial con características como la planta propuesta. Es importante mencionar que este tiempo de recuperación fue calculado considerando el precio de adquisición como el más alto referenciado para la papa de desecho; cuando este parámetro fue calculado con el precio más bajo de la materia prima, el tiempo de recuperación se redujo a 3.91 años.

Para que el proyecto se pueda convertir en una realidad se deberían considerar varias cosas adicionales a la ingeniería del proyecto tales como la adquisición y recolección de las materias primas, medios de transporte de materiales y productos, y los costos adicionales relacionados a los impuestos de desaduanización de equipos y materiales. Adicionalmente, se debería considerar el tratamiento de desechos y la regeneración del carbón activado para ahorrar gastos futuros en la planta.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICA

- [1] E. ICIS, “Ethanol,” 2013, doi: <https://s3-eu-west-1.amazonaws.com/cjp-rbi-icis-compliance/wp-content/uploads/2013/08/Ethanol-Methodology.pdf>.
- [2] OCDE-FAO, *OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas 2019-2028*. https://www.oecd-ilibrary.org/agriculture-and-food/ocde-fao-perspectivas-agricolas-2019-2028_7b2e8ba3-es, 2019.
- [3] EPure, “Renewable ethanol production-by-end-use-2018.” <https://epure.org/media/1929/renewable-ethanol-production-by-end-use-2018.jpg> (accessed Jul. 04, 2020).
- [4] M. Shahbandeh, “Potato production worldwide, 2018.” <https://www.statista.com/statistics/382174/global-potato-production/> (accessed Jul. 04, 2020).
- [5] INEC, “Encuesta de superficie y producción agropecuaria continua,” *Inst. Nac. Estadísticas y Censos*, p. 23, 2014, doi: 10.4206/agrosur.1974.v2n2-09.
- [6] A. Villafuerte, “Pérdidas poscosecha en la cadena de valor del rubro papa , un estudio de caso en la provincia del Carchi Año : 2016,” 2017, [Online]. Available: [http://repositorio.puce.edu.ec/bitstream/handle/22000/14224/Tesis Pos cosecha Alejandro Mejía .pdf?sequence=1&isAllowed=y](http://repositorio.puce.edu.ec/bitstream/handle/22000/14224/Tesis%20Pos%20cosecha%20Alejandro%20Mejía.pdf?sequence=1&isAllowed=y).
- [7] H. Chuquin, “Alternativas de uso de la papa de desecho en la Provincia del Carchi y la contaminación con plástico Resumen,” 2012, doi: <http://revistasdigitales.upec.edu.ec/index.php/sathiri/article/view/206/256>.
- [8] L. Delgado, M. Schuster, and M. Torero, “The Reality of Food Losses: A New Measurement Methodology,” *Int. Food Policy Res. Inst.*, no. IFPRI Discussion Paper 01686, p. 40, 2017, doi: 10.1016/j.bmcl.2012.04.004.
- [9] “¿Cuál es la diferencia entre Alcohol y Licor? - DIFIERE.” <https://difiere.com/diferencia-entre-alcohol-y-licor/> (accessed Jul. 10, 2020).
- [10] C. English, “When Vodka Was Made From Potatoes.” <https://www.alcademics.com/2014/09/when-vodka-was-made-from-potatoes.html> (accessed Jul. 05, 2020).
- [11] L. McCarthy, “Genever, shochu, hopped whisky, poitin, black rye: five spirits you need to try this summer.” <https://www.traveller.com.au/genever-shochu-hopped-whisky-poitin-black-rye-five-spirits-you-need-to-try-this-summer-glejny> (accessed Jul. 19, 2020).
- [12] E. Comercio, “Los hogares ecuatorianos optan por 19 tipos de bebidas alcohólicas.”

- <https://www.elcomercio.com/tendencias/hogares-ecuatorianos-optan-19-tipos.html> (accessed Jul. 05, 2020).
- [13] A. Martínez, “¿Cuál es la bebida alcohólica que más se produce en Ecuador?” <https://www.metroecuador.com.ec/ec/estilo-vida/2018/10/05/la-bebida-alcoholica-mas-se-produce-ecuador.html> (accessed Jul. 05, 2020).
- [14] 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-UCE-0011-25.pdf>.
- [15] E. Universo, “Ecopaís fue la gasolina más vendida en el 2019.” <https://www.eluniverso.com/noticias/2020/01/08/nota/7680342/venta-gasolina-ecopais-ecuador-combustibles> (accessed Jul. 05, 2020).
- [16] M. Pacheco, “La venta de etanol para elaboración de la gasolina ecopaís se redujo.” <https://www.elcomercio.com/actualidad/venta-etanol-elaboracion-gasolina-ecopais.html> (accessed Jul. 05, 2020).
- [17] “Alcohol Potable 96%.” https://articulo.mercadolibre.com.ec/MEC-425533761-alcohol-potable-96- JM?quantity=1#position=6&type=item&tracking_id=0c4b050b-8026-4434-b52c-a93027d23408 (accessed Jul. 06, 2020).
- [18] “Sociedad de Destilacion de Alcoholes S.A.” <http://www.soderal.com.ec/alcohole.htm> (accessed Jul. 09, 2020).
- [19] “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 Jul. 09, 2020).
- [20] F. Larrea, “Bioethanol production by enzymatic digestion of cassava, potato and sweet potato starches,” *CET*, vol. 80, 2019, doi: <https://doi.org/10.3303/CET2080044>.
- [21] M. Nazate, “EVALUACIÓN DE UN RECUBRIMIENTO DE GELATINA COMO MÉTODO ALTERNATIVO DE CONTROL DE BROTAÇÃO EN SEIS VARIEDADES DE PAPA *Solanum tuberosum*,” 2018, doi: <http://repositorio.utn.edu.ec/bitstream/123456789/8016/1/03%20EIA%20461%20TRABAJO%20DE%20GRADO.pdf>.
- [22] E. Menegaux *et al.*, “STRUCTURE , PROCESSING AND PROPERTIES,” 2020, [Online]. Available: <https://ntrs.nasa.gov/archive/nasa/casi.ntrs.nasa.gov/19920021045.pdf>.
- [23] S. Rath, A. K. Singh, H. Masih, Y. Kumar, and J. K. Peter, “Bioethanol production from waste potatoes as an environmental waste management and sustainable energy by using cocultures *Aspergillus niger* and *Saccharomyces cerevisiae*,” *Int. J. Adv. Res.*, vol. 2, no. 4, pp. 553–563, 2014, [Online]. Available: https://www.researchgate.net/publication/307175374_Bioethanol_production_from_waste_potatoes_as_an_environmental_waste_management_and_sustainable_energy_by_using_cocultures_Aspgillus_niger_and_Saccharomyces_cerevisiae.
- [24] D. Joachim and S. Andrew, “The Science of Cooking Potatoes By Fine Cooking Editors Most Popular,” doi: <https://www.finecooking.com/article/the-science-of-cooking-potatoes-2>.
- [25] A. Lorenci, S. Nitsche, A. Pandey, and C. Soccol, “Acid and Enzymatic Hydrolysis to Recover Reducing Sugars from Cassava Bagasse: an Economic Study,” vol. 9, no. 6 2, pp.

- 2–9, 2002, doi: <https://www.scielo.br/pdf/babt/v45n3/12463.pdf>.
- [26] A. Helmenstein, “How to Make Distilled Water.” <https://www.thoughtco.com/making-distilled-water-609427> (accessed Jul. 22, 2020).
- [27] 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>.
- [28] ACNUR, “Constitución del Ecuador,” 2008, doi: <https://www.acnur.org/fileadmin/Documentos/BDL/2008/6716.pdf>.
- [29] INEN, “ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO. REQUISITOS,” pp. 2–7, 2007, [Online]. Available: https://www.normalizacion.gob.ec/buzon/normas/nte_inen_375-2.pdf.
- [30] F. S. Education, “Safety Data Sheet Cyclohexane,” 2014, doi: https://beta-static.fishersci.com/content/dam/fishersci/en_US/documents/programs/education/regulatory-documents/sds/chemicals/chemicals-c/S25292A.pdf.
- [31] A. N. de R. control y V. Sanitaria, “Guía de Requisitos que se requieren para la Obtención del Permiso de Funcionamiento de los Establecimientos sujetos a Vigilancia y Control Sanitario,” pp. 0–38, 2014, doi: <https://www.controlsanitario.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2014/08/Guia-Requisitos-que-se-requieren-para-obtener-el-permiso-de-funcionamiento.pdf>.
- [32] K. Pastillo Pozo, “ESTRATEGIAS DE EXPANSIÓN COMERCIAL DE AGUARDIENTE ‘NORTEÑO’ A PERÚ PARA LA EMPRESA LICORAM, UBICADA EN EL CANTÓN IBARRA, PROVINCIA DE IMBABURA. A,” 2016, doi: <http://dspace.uniandes.edu.ec/bitstream/123456789/5834/1/PIUIADM005-2017.pdf>.
- [33] A. A. Memon, F. A. Shah, and N. Kumar, “Bioethanol Production from Waste Potatoes as a Sustainable Waste-to-energy Resource via Enzymatic Hydrolysis,” *IOP Conf. Ser. Earth Environ. Sci.*, vol. 73, no. 1, 2017, doi: 10.1088/1755-1315/73/1/012003.
- [34] G. Towler and R. A. Y. Sinnott, *Chemical Engineering Design*. 2013.
- [35] C. J. Geankoplis, “Procesos de transporte y operaciones unitarias,” *J. Petrol.*, vol. 369, no. 1, pp. 1689–1699, 2013, doi: 10.1017/CBO9781107415324.004.
- [36] G. Padron, “Measurement and comparison of power draw in batch rotor-stator mixers.”

AGRADECIMIENTO

Agradezco a mi familia por el apoyo incondicional, esfuerzos y sacrificios realizados a lo largo de toda mi vida. A mis profesores de la carrera, en especial a José Álvarez y Juan Diego Fonseca por su tiempo invertido, enseñanzas y dedicación que hicieron posible este proyecto. A mis amigos por la ayuda brindada en estos cinco años de trabajo. Finalmente, a todas las personas que contribuyeron para poder convertirme en un profesional.

“We all have self-doubt. You don’t deny it, but you also don’t capitulate to it. You embrace it and rise from it”

Kobe Bryant

8. ANEXOS

8.1. Anexo A – Documentación Auxiliar



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

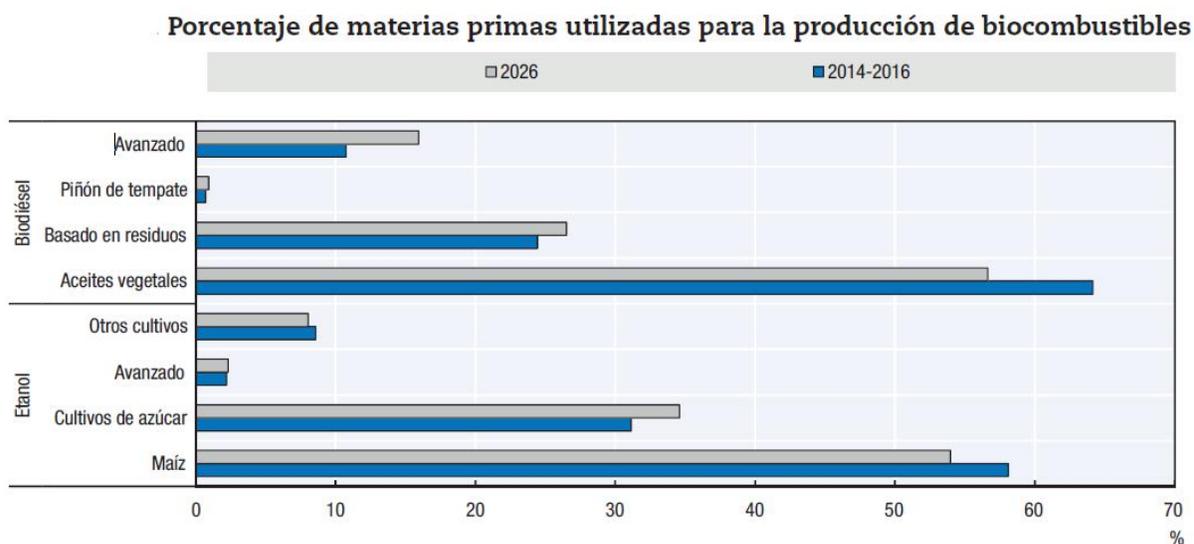


Figura A- 2. Principales materias primas para la producción de bioetanol[2]



Figura A- 3. Cosecha de caña de azúcar en la provincia de Imbabura, Ecuador

Safety Data Sheet
according to 29CFR1910/1200 and GHS Rev. 3

Effective date : 12.20.2014 Page 1 of 8

Cyclohexane

SECTION 1 : Identification of the substance/mixture and of the supplier

Product name : Cyclohexane

Manufacturer/Supplier Trade name:

Manufacturer/Supplier Article number: S25292A

Recommended uses of the product and uses restrictions on use:

Manufacturer Details:
AquaPhoenix Scientific
9 Barnhart Drive, Hanover, PA 17331

Supplier Details:
Fisher Science Education
15 Jet View Drive, Rochester, NY 14624

Emergency telephone number:
Fisher Science Education Emergency Telephone No.: 800-535-5053

SECTION 2 : Hazards identification

Classification of the substance or mixture:

-  Flammable
-  Health hazard
-  Irritant
-  Environmentally Damaging

Fam Liq. 2

[30]

Other Non-GHS Classification:

WHMIS

B2 

D2B 

NFPA/HMIS

 NFPA SCALE (0-4)

 HMIS RATINGS (0-4)

SECTION 11 : Toxicological information

Acute Toxicity:		
Dermal:	>2000 mg/kg	Dermal LD50 Rabbit
Inhalation:	13.9 mg/L 4 h	Inhalation LC50 Rat
Oral:	>5000 mg/kg	Oral LD50 Rat
Chronic Toxicity: No additional information.		
Corrosion Irritation: No additional information.		
Sensitization:		Causes eye and skin irritation.
Single Target Organ (STOT):		No additional information.
Numerical Measures:		No additional information.

Figura A- 4. Safety Data Sheet Ciclohexano

8.2. Anexo B – Metodología

8.2.1. Objetivo específico 1 –Diseñar el método de producción de bioetanol a partir de papa de desecho

- 1.1. Realizar una recolección de material bibliográfico, con referencia a la obtención de bioetanol utilizando papa como materia prima.
 - 1.1.1. Investigar en bases de datos para obtener información a escala de laboratorio.
 - 1.1.2. Investigar en bases de datos para obtener información a escala de proyecto.
 - 1.1.3. 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.
 - 1.2.3. Identificar la cantidad de materia prima necesaria para la producción de bioetanol.
 - 1.2.4. Seleccionar cuanta materia prima se procesará en un ciclo de producción. (Tomar en cuenta el tiempo del paso limitante)

- 1.3. Definir las operaciones unitarias necesarias para diseñar el proceso.
 - 1.3.1. Comparar alternativas del proceso de producción.
 - 1.3.2. Seleccionar la opción más viable para el proyecto.
 - 1.3.3. Determinar las pérdidas de masa en cada operación unitaria.
 - 1.3.4. 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 teórica 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)
- 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. Balsa de Lavado)
- 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. Secador)
- 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 – Diseñar la planta de producción de bioetanol

- A. Seleccionar el volumen de operación de cada equipo y el material de construcción.
 - i) Definir el caudal de masa que ingresan a los equipos.
 - ii) Identificar el material indicado para los equipos del proceso. (Acero Inoxidable)

- B. Realizar el dimensionamiento de los equipos presentes en el proceso.
 - i) Balsa de lavado

- ❖ Buscar un equipo que pueda procesar el caudal seleccionado en la sección previa.

ii) Picadora

- ❖ Buscar un equipo que pueda procesar el caudal seleccionado en la sección previa.

iii) Tanque de cocción

- ❖ Utilizar la densidad de la papa “Súper Chola” para obtener el volumen del caudal de entrada de esta materia prima.
- ❖ Utilizar datos experimentales para obtener el volumen necesario de agua para la cocción de papa.
- ❖ Calcular el volumen total que entrará en el tanque en un ciclo de producción.
- ❖ Tomar en cuenta que existen dos tanques y se realizan dos cocciones diarias. (Dividir el volumen para 4)
- ❖ 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, t_w es el espesor de la pared, D_i es el diámetro interno del tanque, P_i es la presión interna del tanque y E es la efectividad de la soldadura.

- ❖ Se calcula la masa del tanque.

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

Donde: D es el diámetro del tanque, L es la longitud del tanque, t_w 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.

iv) Secadora

- ❖ 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)

$$V = 3 * P^3$$

v) Molino de rodillo

- ❖ Buscar un equipo que pueda procesar el caudal seleccionado en la sección previa.

vi) Tanque de almacenamiento

- ❖ Seguir la misma metodología que el tanque de cocción

vii) Tanque de licuefacción, sacarificación y fermentación simultaneo

- ❖ Seguir la misma metodología que el tanque de cocción.
- ❖ 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:

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

Dónde: P es la potencia, N_p es el número de potencia, N es velocidad de rotación, Da 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

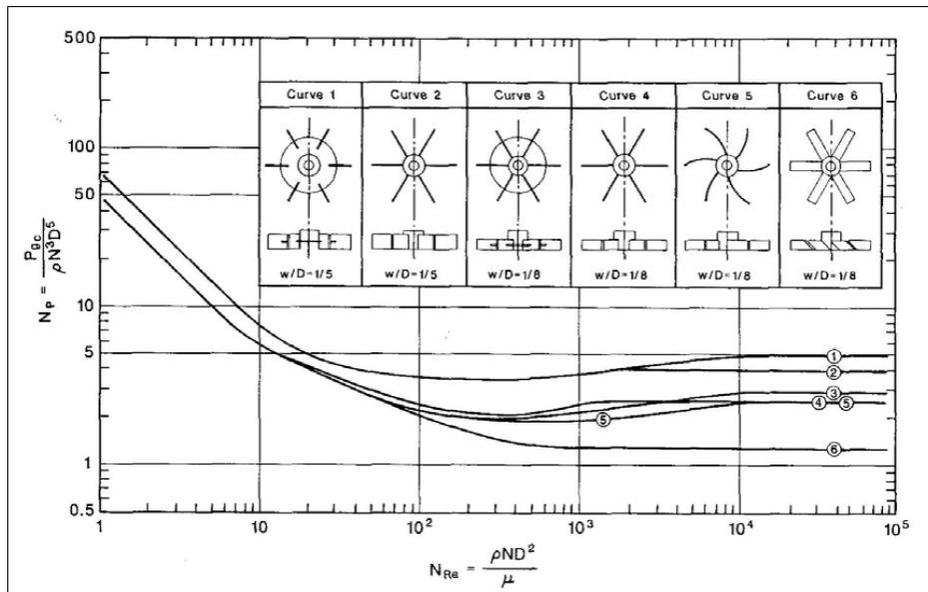


Figura A- 5. Grafico para calcular N_p

gráfico [36].

- ❖ 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.

viii) 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.

ix) 1ra 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

x) 2da Columna de destilación

- ❖ Seguir la metodología para la 1ra columna de destilación

xi) Filtro de carbón activado

- ❖ Seleccionar la geometría del filtro.
- ❖ Calcular el volumen del filtro utilizando la masa y el volumen de carbón activado necesario para la purificación del bioetanol.
- ❖ Obtener el diámetro y altura de la columna de adsorción siguiendo el procedimiento del tanque de cocción y utilizando la relación bibliográfica. (Altura = 2*Diámetro)

xii) Tanque de almacenamiento de bioetanol

- ❖ Seguir la misma metodología que el tanque de cocción

xiii) Destilador de agua

- ❖ Buscar un equipo que produzca el caudal de agua necesario para el proceso.

xiv) 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 – Realizar el análisis económico de la planta para determinar la rentabilidad del proceso

A. Determinar el costo de los equipos

- i) Buscar empresas que fabriquen lo equipos no dimensionados con las características obtenidas en la sección 5 y establecer su costo.
- ii) 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

$$C_e = A + B * S^n$$

B. Realizar la estimación de costos según el factor de LANG.

- i) Seleccionar el tipo de procesamiento para definir el factor del LANG.
- ii) Sumar los costos y multiplicar por el factor de LANG.

C. Realizar la estimación de costos según el factor de HAND.

- i) Obtener el factor de material para todos los equipos.
- ii) Seleccionar el factor de HAND de los equipos dependiendo del tipo de equipo.
- iii) Multiplicar el costo de los equipos por el factor del material y el factor de Hand.
- iv) Sumar los valores obtenidos.

D. Realizar la estimación de costos según el método factorial detallado.

- i) Obtener el factor del material para todos los quipos.
- ii) Determinar el tipo de procesamiento.
- iii) Determinar los valores de los factores. (Tuberías, electricidad, etc.)
- iv) Multiplicar el costo de los equipos por los factores obtenidos.
- v) Sumar los valores obtenidos.

- E. Realizar el promedio del costo obtenido con el método de HAND y MFD
- F. Calcular el costo OSBL = 40% del ISBL.
- G. Calcular el costo de ingeniería = 30% del (ISBL+OSBL).
- H. Calcular el gasto imprevisto = 10% del (ISBL+OSBL)
- I. Costo de producción
- i) Obtener el costo de producción variable mediante el cálculo de las materias primas utilizadas en un año, más los gastos de electricidad y transporte.
 - ii) 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 = 65% de (Labor de operación + Supervisión)
 - (8) Gastos medio ambientales = 1% del ISBL
 - (9) Costo por licencias de funcionamiento = Depende de los permisos necesarios
- J. Obtener los ingresos de la planta

- i) 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
- ii) Margen del producto bruto = Venta de productos – Materias primas
- iii) Beneficio bruto = Venta de productos – Costos de producción
- iv) Beneficio neto = Beneficio bruto – Impuestos (12%)

K. Realizar el análisis de recuperación del capital

- i) Utilizar la fórmula de inversión total dividido para el flujo de caja neto anual para estimar el tiempo de recuperación.
- ii) Observar en que año se obtendrá una ganancia.
- iii) Determinar si el proyecto es viable y rentable.

L. Calcular TIR y VAN

- i) Realizar un depreciación lineal de los bienes según la metodología de Sinnot
- ii) Utilizar Excel para obtener el valor de TIR y VAN con el flujo de caja calculado.

8.3. Anexo C – Cálculos

8.3.1. Pérdidas de masa en operaciones unitarias

Tabla A- 2. Pérdidas de masa en las operaciones unitarias seleccionadas

Operación Unitarias	% de pérdida de masa	Método de calculo
Trituración	2.19	Teórica
Tanque de cocción	1.6	Teórica
Molienda	0.94	Teórica
Tanque de SLSF	1.25	Teórica

8.3.2. Cantidad de Materias Primas

Tabla A- 3. Cálculo de materias primas

Materia Prima	Calculo
----------------------	----------------

Papa	Balance de masa
Agua lavado	6.54 ml por cada gramo de papa
Agua cocción	1.38 ml por cada gramo de papa
Sales Cocción	0.5% del agua de cocción
Agua destilada	150 ml por cada 30 gramos de papa
α -amilasa	5 μ L por cada Litro de agua destilada
Gluco-amilasa	30 μ L por cada litro de solución
Levadura	24 g por cada 30g de solución
CaCl ₂	0.3g por cada kg de agua
(NH ₄) ₂ SO ₂	4g por cada kg de agua
MgSO ₄	1g por cada kg de agua
KH ₂ PO ₄	1.5g por cada kg de agua

8.3.3. Balance de masa

Tabla A- 4. Balance de masa para la elaboración de 7594 litros de bioetanol

Corriente [kg]	1	2	3	4	5
Papa	67930.05				
Agua		444.53	1900.32	66474.26	66474.26
Sales de Cocción					
α Amilasa					
Gluco Amilasa					
Sal buffer: CaCl₂					
Sal buffer: (NH₄)₂SO₂					
Sal buffer: MgSO₄					
Sal buffer: KH₂PO₄					
Levadura					
Ciclohexano					
Bioetanol					
CO₂					
Carbón activado					
Total	67930.05	444.53	1900.32	66474.26	66474.26
Corriente [kg]	6	7	8	9	10
Papa	65170.85	65170.85			66230.56
Agua			90.07	88.67	
Sales de Cocción			0.450	0.448	
α Amilasa					
Gluco Amilasa					
Sal buffer: CaCl₂					
Sal buffer: (NH₄)₂SO₂					
Sal buffer: MgSO₄					
Sal buffer: KH₂PO₄					
Levadura					
Ciclohexano					
Bioetanol					

CO ₂					
Carbón activado					
Total	65170.85	65170.85	90.52	89.118	66230.56
Corriente [kg]	11	12	13	14	15
Papa	66230.56		14167.95	14167.95	14035.31
Agua		52062.59			
Sales de Cocción					
α Amilasa					
Glucó Amilasa					
Sal buffer: CaCl ₂					
Sal buffer: (NH ₄) ₂ SO ₂					
Sal buffer: MgSO ₄					
Sal buffer: KH ₂ PO ₄					
Levadura					
Ciclohexano					
Bioetanol					
CO ₂					
Carbón activado					
Total	66230.56	52062.59	14167.95	14167.95	14035.31
Corriente [kg]	16	17	18	19	20
Papa	14035.31	14035.31	14035.31		6160.91
Agua				70771.69	69035.03
Sales de Cocción					
α Amilasa				0.3539	0.345
Glucó Amilasa				1758.49	1736.51
Sal buffer: CaCl ₂				20.97	20.71
Sal buffer: (NH ₄) ₂ SO ₂				279.59	276.10
Sal buffer: MgSO ₄				69.90	69.02
Sal buffer: KH ₂ PO ₄				104.85	103.54
Levadura				703.40	694.60
Ciclohexano					
Bioetanol					7311.44
CO ₂					15451.45
Carbón activado					
Total	14035.31	14035.31	14035.31	73709.24	100859.66
Corriente [kg]	21	22	23	24	25
Papa		6160.91	6160.91		
Agua		69035.03		69035.03	69035.03
Sales de Cocción					
α Amilasa		0.345	0.345		
Glucó Amilasa		1736.51	1736.51		
Sal buffer: CaCl ₂		20.71	20.71		
Sal buffer: (NH ₄) ₂ SO ₂		276.10	276.10		
Sal buffer: MgSO ₄		69.02	69.02		
Sal buffer: KH ₂ PO ₄		103.54	103.54		
Levadura		694.60	694.60		

Ciclohexano					
Bioetanol		7311.44		7311.44	7311.44
CO ₂	15451.45				
Carbón activado					
Total	15451.45	85408.21	9061.74	76346.47	76346.47
Corriente [kg]	26	27	28	29	30
Papa					
Agua	1573.61	67461.42	1573.61		86.38
Sales de Cocción					
α Amilasa					
Glucó Amilasa					
Sal buffer: CaCl ₂					
Sal buffer: (NH ₄) ₂ SO ₂					
Sal buffer: MgSO ₄					
Sal buffer: KH ₂ PO ₄					
Levadura					
Ciclohexano				178.06	177.19
Bioetanol	6068.49	1242.94	6068.49		5991.67
CO ₂					
Carbón activado					
Total	7642.10	68704.36	7642.10	178.06	6255.24
Corriente [kg]	31	32	33	34	35
Papa					
Agua	1487.23	86.38			86.38
Sales de Cocción					
α Amilasa					
Glucó Amilasa					
Sal buffer: CaCl ₂					
Sal buffer: (NH ₄) ₂ SO ₂					
Sal buffer: MgSO ₄					
Sal buffer: KH ₂ PO ₄					
Levadura					
Ciclohexano	0.87	177.19		145.92	31.27
Bioetanol	76.83	5991.67			5991.67
CO ₂					
Carbón activado			3467.62	3467.62	
Total	1564.93	6255.24	3467.62	3613.54	6109.32
Corriente [kg]	36				
Papa					
Agua	86.38				
Sales de Cocción					
α Amilasa					
Glucó Amilasa					
Sal buffer: CaCl ₂					
Sal buffer: (NH ₄) ₂ SO ₂					
Sal buffer: MgSO ₄					

Sal buffer: KH_2PO_4					
Levadura					
Ciclohexano	31.27				
Bioetanol	5991.67				
CO_2					
Carbón activado					
Total	1564.93	6255.24	3467.62	3613.54	6109.32

8.3.4. Dimensionamiento Tanque de cocción

Tabla A- 5. Cálculos del dimensionamiento de tanque de cocción

Datos del Tanque	
Masa de papa (kg)	16292.50
Densidad papa (kg/L)	1.389
Volumen papa (L)	11729.70
Volumen de mezcla (m^3)	11.774

Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	2.26
h (m)	2.93
h+20% (m)	3.52
Volumen del reactor (m^3)	10.39

Espesor de pared= tw	
Acero inoxidable 304:	
S (N/mm^2)	137.9
P (N/mm^2)	0.101
E	1
tw (mm)	0.75
tw + 2seguridad (mm)	2.75
tw final (m)	0.002

Masa Tanque y Terminales	
M tanque (kg)	439.96
ρ acero304 (kg/m^3)	7850
c	0.1
tw terminales (mm)	15.41
M terminales (kg)	395.38
Masa total (Tanque+tapas) (kg)	835.34

8.3.5. Dimensionamiento Secador

Tabla A- 6. Cálculos del dimensionamiento del secador

Secador	
Masa de papa (kg)	8278.75
Densidad papa húmeda (kg/L)	1.389
Volumen papa (L)	5960.22
Volumen papa (m ³)	5.960
Volumen papa (m ³) +15%	6.854
Volumen de la caja (m ³)	6.854
Largo (m)	1.98
Ancho (m)	1.32
Altura (m)	2.63

8.3.6. Dimensionamiento Tanque de almacenamiento intermedio

Tabla A- 7. Cálculo del dimensionamiento del tanque de almacenamiento intermedio

Datos del Tanque	
Masa del polvo de papa (kg)	7017.66
Densidad papa (kg/L)	1.089
Volumen papa (L)	6444.13
Volumen de mezcla (m ³)	6.444

Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	1.85
h (m)	2.40
h+20% (m)	2.88
Volumen del reactor (m ³)	7.742

Espesor de pared= tw	
Acero inoxidable 304:	
S (N/mm ²)	137.9
P (N/mm ²)	0.101
E	1
tw (mm)	0.68
tw + 2seguridad (mm)	2.68
tw final (m)	0.002

8.3.7. Dimensionamiento Tanque SLSF

Tabla A- 8. Cálculos del dimensionamiento para el tanque de SLSF

Tanque SLSF	
Masa de la mezcla (kg)	7224.8
Densidad de la mezcla (kg/L)	0.9942
Volumen de la mezcla (L)	7266.95
Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	1.92
h (m)	2.50
h+20%	3.00
Volumen del tanque (m ³)	8.685
Espesor de pared= tw	
Acero inoxidable 304:	
S (N/mm ²)	137.9
P (N/mm ²)	0.101
E	1
tw (mm)	0.70
tw + 2seguridad (mm)	2.70
tw final (m)	0.0027
Masa del tanque y terminales	
Masa tanque (kg)	378.21
ρ acero304 (kg/m ³)	7850
c	0.1
tw terminales	16.36
M terminales	367.54
Masa total (Tanque+Tapas) (kg)	1113.29
Agitador	
Diámetro agitador (m)	0.64
Densidad mezcla (kg/L)	0.9942
Viscosidad mezcla (Pa*s)	0.00089
Revoluciones/segundo	1.084
Numero Reynolds	1.57 x 10 ⁷
Np	5
Potencia (J/s)	667.54
Potencia (kW)	0.65
Chaqueta de calentamiento	

Área (m ²)	2.242
Grosor (m)	0.022

8.3.8. Dimensionamiento Sedimentador

Tabla A- 9. Cálculos del dimensionamiento del sedimentador

Sedimentador	
Caudal de entrada (m ³ /h)	12.368
Ancho canal de entrada (m)	2
Altura canal de entrada (m)	0.05
Velocidad de caída	
g (m/s ²)	9.80
D _P (m)	0.89x10 ⁻³
ρ _P (kg/m ³)	1098
ρ (kg/m ³)	997
μ (kg/m*s)	8.90 x 10 ⁻⁴
Velocidad de caída (m/s)	0.0474
Tiempo de caída	
Altura sedimentador (m)	1
Tiempo de caída (s)	21.09
Desplazamiento horizontal	
Velocidad horizontal (m/h)	123
Desplazamiento horizontal (m)	0.75
Número Reynolds	341.66
Dimensiones	
Largo (20% adicional) (m)	0.90
Ancho (m)	2
Altura (m)	1

8.3.9. Dimensionamiento 1ra Columna de destilación

The screenshot shows the 'Material Stream: Feed' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The table displays the following data:

Worksheet	Stream Name	Feed	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	72.00	72.00
Composition	Pressure [kPa]	101.3	101.3
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	81.11	81.11
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1526	1526
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1.556	1.556
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.810e+005	-2.810e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	19.81	19.81
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-2.280e+007	-2.280e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1.517	1.517
	Fluid Package	Basis-7	
	Utility Type		

Figura A- 6. Entrada de variables de la corrientes de entrada

The screenshot shows the 'Material Stream: Feed' dialog box with the 'Composition' tab selected. The table displays the following data:

Worksheet	Mass Fractions	Aqueous Phase
Conditions	Ethanol	0.0699
Properties	H2O	0.9301
Composition	Benzene	0.0000
Oil & Gas Feed	Cyclohexane	0.0000

Total: 1.00000

Figura A- 7. Composición de la corriente de entrada

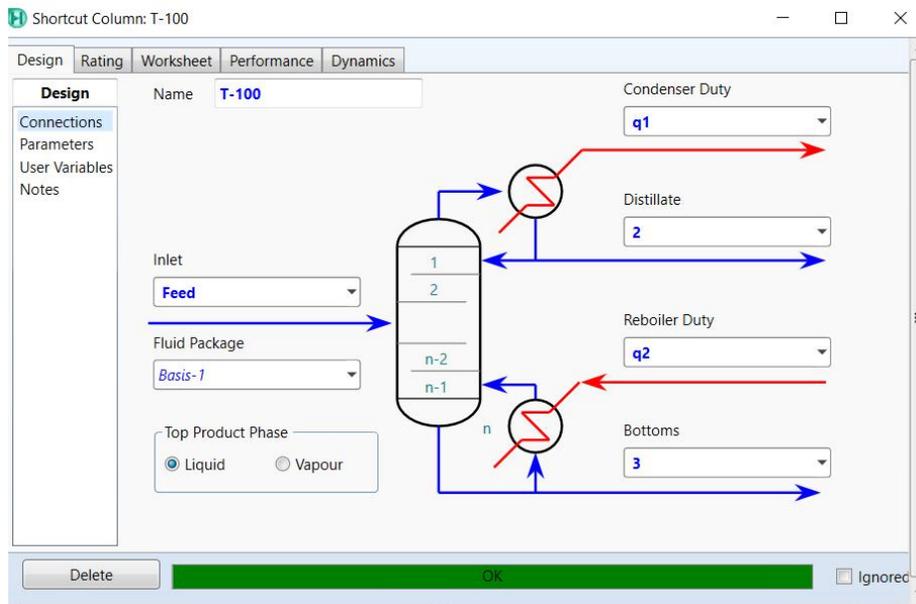


Figura A- 8. Diseño primera columna de destilación

Components	
Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms	Ethanol 0.0048
Heavy Key in Distillate	H2O 0.3989

Pressures	
Condenser Pressure	90.000 kPa
Reboiler Pressure	120.000 kPa

Reflux Ratios	
External Reflux Ratio	5.000
Minimum Reflux Ratio	4.098

Figura A- 9. Determinación Heavy & Light key

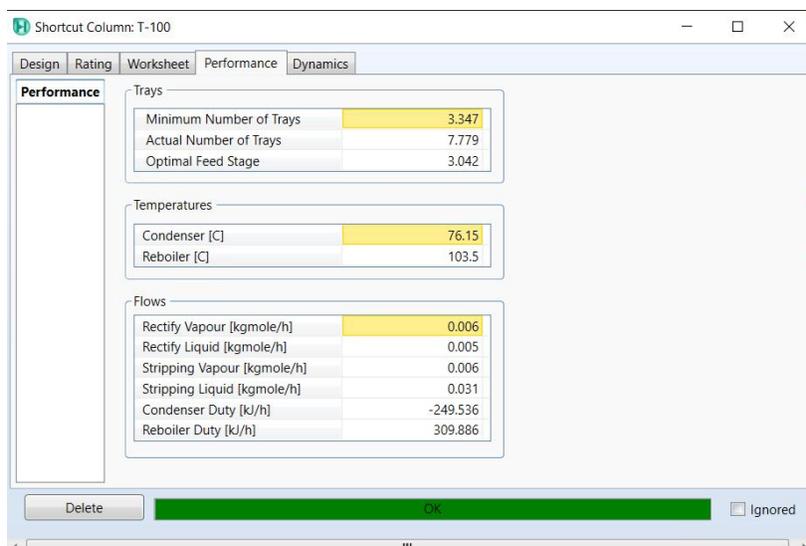


Figura A- 10. Resultados del diseño de la columna

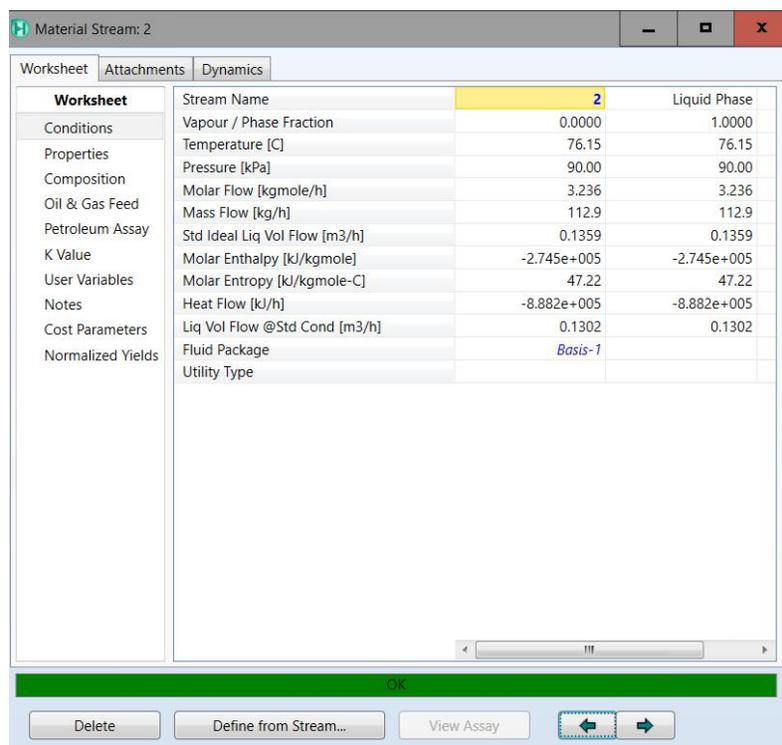


Figura A- 11. Características corriente del destilado

	Mole Fractions	Liquid Phase
Ethanol	0.6011	0.6011
H2O	0.3989	0.3989
Benzene	0.0000	0.0000
Cyclohexane	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Figura A- 12. Composición corriente del destilado

Tabla A- 10. Cálculo del dimensionamiento de la columna de destilación

Dimensionamiento de columna	
Q (BTU/h)	915270.74
D (m)	0.9907
Distancia entre platos (m)	0.3048
Altura de columna (m)	2.438
Altura de columna (m) + 15%	2.804

8.3.10. Dimensionamiento 2da Columna de destilación

Worksheet	Stream Name	4	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	76.15	76.15
Composition	Pressure [kPa]	90.00	90.00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	3.236	3.236
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	112.9	112.9
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	112.9 kg/h	0.1359
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	248.9 lb/hr	-2.745e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	Calculated by: MIX-100	47.22
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8.882e+005	-8.882e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0.1302	0.1302
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Figura A- 13. Propiedades corriente de entrada

Worksheet	Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	Ethanol	0.5953
Properties	H2O	0.3951
Composition	Benzene	0.0000
Oil & Gas Feed	Cyclohexane	0.0095
Petroleum Assay		
K Value		
User Variables		
Notes		
Cost Parameters		
Normalized Yields		

Total: 1.00000

Figura A- 14. Composición de corriente de entrada

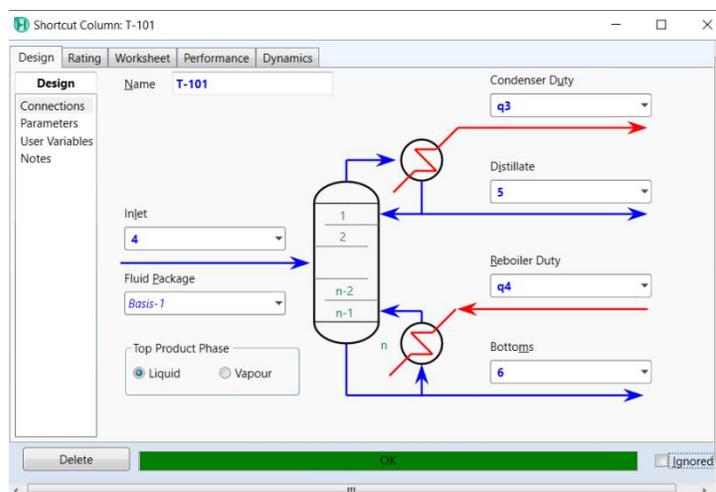


Figura A- 15. Diseño columna de destilación

Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms	Ethanol 0.0200
Heavy Key in Distillate	H2O 0.0350

Pressures	Value
Condenser Pressure	90.000 kPa
Reboiler Pressure	120.000 kPa

Reflux Ratios	Value
External Reflux Ratio	4.000
Minimum Reflux Ratio	0.893

Figura A- 16. Determinación de Light & Heavy key

Trays	Value
Minimum Number of Trays	7.757
Actual Number of Trays	9.690
Optimal Feed Stage	3.854

Temperatures	Value
Condenser [C]	73.49
Reboiler [C]	99.93

Flows	Value
Rectify Vapour [kgmole/h]	0.003
Rectify Liquid [kgmole/h]	0.003
Stripping Vapour [kgmole/h]	0.003
Stripping Liquid [kgmole/h]	0.004
Condenser Duty [kJ/h]	-126.544
Reboiler Duty [kJ/h]	127.086

Figura A- 17. Resultados de la simulación de la columna de destilación

Property	Value	Unit	Liquid Phase
Stream Name	5		Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000		1.0000
Temperature [C]	73.49		73.49
Pressure [kPa]	90.00		90.00
Molar Flow [kgmole/h]	6.493e-004	90.00 kPa	04
Mass Flow [kg/h]	2.965e-001	0.9000 bar	02
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	3.717e-001	13.05 psia	05
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.690e+001	Calculated by: T-101	05
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	52.67		52.67
Heat Flow [kJ/h]	-174.7		-174.7
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	3.702e-005		3.702e-005
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Figura A- 18. Características de la corriente del destilado

Component	Mole Fractions	Liquid Phase
Ethanol	0.9496	0.9496
H2O	0.0350	0.0350
Benzene	0.0000	0.0000
Cyclohexane	0.0154	0.0154
Total	1.00000	

Figura A- 19. Composición de la corriente del destilado

Tabla A- 11. Cálculo del dimensionamiento de la columna

Dimensionamiento de columna	
Q (BTU/h)	368609.52
D (m)	0.3127
Distancia entre platos (m)	0.254
Altura de columna (m)	2.54
Altura de columna (m) + 15%	2.921

8.3.11. Dimensionamiento Columna de adsorción

Tabla A-8. Calculo para el dimensionamiento de la columna de adsorción

Columna de Adsorción	
Masa del carbón activado (kg)	3467.62
Densidad de carbón activado (kg/L)	0.600
Volumen de la mezcla (L)	5779.37
Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	1.54
h (m)	3.09
h+20%	3.55
Volumen del tanque (m ³)	6.612
Espesor de pared= tw	
Acero inoxidable 304:	
S (N/mm ²)	137.9
P (N/mm ²)	0.101
E	1
tw (mm)	0.56
tw + 2seguridad (mm)	2.56
tw final (m)	0.0026

8.3.12. Dimensionamiento Tanque de almacenamiento final

Tabla A-9. Calculo del dimensionamiento del tanque de almacenamiento final

Datos del Tanque	
Masa de bioetanol 96% (kg)	6109.32
Densidad bioetanol 96% (kg/L)	0.805
Volumen bioethanol 96% (L)	7589.22
Dimensionamiento del Tanque	
D (m)	1.95
h (m)	2.53
h+20% (m)	3.05
Volumen del reactor (m ³)	9.109
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

8.3.13. Selección de bombas

Tabla A- 12. 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
4	2.19	1
5	2.14	1

8.4. Anexo D – Cotización de equipos

8.4.1. Balsa de Lavado



View larger image

Add to Compare Share

Spinach/Tomato/Potato/Blueberry Fruit And Vegetable Processing Plant Industrial Washing Machine

FOB Reference Price: [Get Latest Price](#)

\$999.00 - \$9,999.00 / Set | 1 Set/Sets (Min. Order)

Shipping: Support Sea freight

Trade Assurance protects your Alibaba.com orders

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

Payments: VISA Online Bank Payment T/T Pay Later WesternUnion/WU Alipay

Alibaba.com Logistics Inspection Solutions

Product Description double bubble washer Certifications Company Information Packaging & Shipping FAC

Overview

Quick Details	
Condition:	New
Brand Name:	WUYE
Type:	Washer
Power (W):	1.1KW
Dimension(L*W*H):	4500*1200*1200MM
Material:	SUS 304
After-sales Servic:	Engineers available to service machinery overseas
Place of Origin:	Zhejiang, China
Model Number:	ix
Voltage:	380/420
Weight:	3000KG
Certification:	ISO 9001
Capacity:	Custom-made
Warranty:	One year

Supply Ability: 50 Set/Sets per Month

Packaging & Delivery

Packaging Details: naked or wooden for Tomato/Potato/Blueberry Fruit And Vegetable Processing Plant Industrial Washing Machine

Port: Ningbo

Lead Time: 30-45 days after the order

Product Description double bubble washer Certifications Company Information Packaging & Shipping FAQ

C. Material Description OF Tomato/Potato/Blueberry Fruit And Vegetable Processing Plant Industrial Washing Machine

The tank is made of the stainless plate of high quality with the thickness of 1.5mm
 Conveyor belt is made of stainless chain and stainless mesh belt, the mid-width is 900mm
 Protect plate is made of the stainless plate and punching plate with the thickness of 1.5mm
 Frame is made of 50×50×1.5 and 40×40×1.5 stainless square pipe
 Guide course is made of hem stainless plate.

- (1) The frame take 30×60×1.5mm & 40×40×2.2 mm SUS304 tube.
- (2) The tank take 2mm SUS angle.
- (3) The guide make of 3# SUS 304 angle steel, protect plate make of 2 mm SUS 304.
- (4) The transport belt make of SUS 304 belt, center width 700 mm, length 9170mm, screw distance 3.5 mm.
- (5) Power UD1.1 Kw-NMRV075-p130 stepless speed adjust motor.
- (6) One piece of 1.1 kw oxygen increasing pump.
- (7) Drive chain wheel take 6"22 teeth, two of them with bearing.
- (8) Tank and transport take separate type, motor with cover.

D. Tomato/Potato/Blueberry Fruit And Vegetable Processing Plant Industrial Washing Machine Details

Vegetable washing machine capacity: 500-6000kg/h, based on the fruit or vegetable materials
 Voltage: 380V 50Hz 3Ph, customizable
 Power: 0.75 kw
 Weight: 450kg
 Dimensions LxWxH: 5.65m x 1.69m x 1.45m
 Water consumption: 400-600kg/h(based on 1 ton/h)

Figura A- 20. Detalle del costo de adquisición de la balsa de lavado

8.4.2. Picador Industrial



Jiangsu Ligong Fruit and Vegetable Machinery Ltd
 The Third area, Zhuoyang Industrial Park, Xinghua City, Jiangsu China
 Wechat/Mob/WhatsApp: +86-18652626880 Email: info@ligongtec.com

QUOTATION
 (Technical scheme of LG-400 Dicing machine)

Date: June , 2020
 Validity of quotation: 30 days

Model	Dimension (mm)	Cutting size (mm)	Capacity (kg/h)	EXW Price	CIF Guayaquil Port
LG-400	1250*1150*1330	4-24	2000-4000	\$7650	\$300
Total				\$7950	

Brief Introduction

This fruit and vegetable three-dimensional fresh cutting machine (ie, large dicing machine) is a research project of the Science and Technology Support Program of the Provincial Department of Science and Technology jointly undertaken by the company and Jiangsu University. The main features of this machine are: a wide range of cutting dimensions, up to 25mm cube; cutting parts are completely separated from mechanical transmission parts, completely eliminating product pollution; no dead corners, convenient for rapid cleaning of each team; convenient tool replacement, reducing maintenance Workload.

Suitable for potato, carrot, potato, onion, green and red pepper, strawberry, apple, peach, pear, pineapple and other tuber fresh fruits and vegetables cut into slices, strips, diced products.

Figura A- 21. Cotización de la picadora

8.4.3. Molino de Bolas

Note: Please be cautious and check with your supplier if this product is for virus protection purposes and if the coronavirus (COVID-19) will affect your order.

Overview

Quick Details

Applicable Industr... Construction v

Showroom Locati... None

Machinery Test Re... Provided

Warranty of core c... 1 YEAR

Condition: New

Motor Type: AC Motor

Place of Origin: Henan, China

Dimension(L*W*H): 600X900

Certification: ISO, CE

After-sales Servic... Video technica

Application: Ore

The Machines cla... Grinding Mill

Feeding size: 0-25mm

After sale service: Engineer Avala



View larger image

BAICHY
MACHINE MACHINERY

Ready to Ship In Stock Fast Dispatch

Small scale ball mill for lab

\$2,470.00 / Set | 2 Sets (Min. Order)

Power(W):

Model Number: 600x800 \$2,470.00 - 2 +

Customization: Customized logo (Min. Order: 1 Sets)
 Customized packaging (Min. Order: 1 Sets) More

Trade Assurance protects your Alibaba.com orders

Payments:

Alibaba.com Logistics Inspection Solutions

Figura A- 22. Detalle del costo de adquisición del molino de bolas

8.4.4. Destilador de Agua

DISTILL WATER TREATMENT PROJECT
2000L/HOUR DISTILL WATER TREATMENT SYSTEM



Quotation

Item	Name	Model	Qty	Price(USD)
1	2000L/h distilled water machine	JND2000-6	1suit	41000
2	2000Lwater storage tank	CG-2000	1set	11000
3	Connect pipes(316L)	DN25	1suit	730
Total price: FOB China port				52730

Theory:

1. Basic structure

A. the distilled water machine of this specification is composed of 6 evaporators and 2 condenser also electrical testing part.

B. The main evaporator adopts the principle of falling film type evaporation with vertical row tube.

C The steam separator is composed of 316L stainless steel spiral sieve mesh separator.

Operating conditions :

1. The heat source of steam

Figura A- 23. Cotización de destilador de agua

8.5. Anexo E – Cálculos del análisis económico

8.5.1. Calculo del costo de los equipos

Tabla A- 13. Cálculo del costo de los equipos utilizando los factores teóricos del libro de Sinnott

1	Equipo	Ce	a	b	S	n	Cantidad	Ce total
2	Tanque de Cocción	7073.1542	5700	700	9.4494	0.3	2	14146.308
3	Secador	28794.178	-7400	4350	20.63	0.7	4	115176.71
4	Tanque Almacenamiento	7290.292	5700	700	15.4145	0.3	1	7290.292
5	Tanque SLSF	83223.309	14000	15400	8.56	0.7	12	998679.71
6	Sedimentador	6035.0239	5700	700	0.349	0.7	1	6035.0239
7	Columna 1	-1286.1466	-10000	600	86.45	0.6	1	-1286.1466
8	Reboiler 1	14830	14000	83	10	1	1	14830
9	Condensador 1	10880	10000	88	10	1	1	10880
10	Platos 1	121.168	100	120	0.42	2	8	969.344
11	Columna 2	-6105.0581	-10000	600	22.59	0.6	1	-6105.0581
12	Reboiler 2	14830	14000	83	10	1	1	14830
13	Condensador 2	10880	10000	88	10	1	1	10880
14	Platos 2	112.59712	100	120	0.324	2	10	1125.9712
15	Columna Adsorción	8345.8174	5700	700	6.6826	0.7	1	8345.8174
16	Tanque Almacenamiento Fin	9000.12	5700	700	9.16316	0.7	1	9000.12
17	Balsa de Lavado	1000			Cotización		1	1000
18	Picador	7950			Cotización		1	7950
19	Molino de Bolas	2470			Cotización		1	2470
20	Caldera	6525.6159	4600	62	73.32	0.8	1	6525.6159
21	Destilador de agua	52000			Cotización		1	52000
22	Bomba 1	4230.7283	3300	48	11.83	1.2	1	4230.7283
23	Motor 1	2424.982	920	600	3.72	0.7	1	2424.982
24	Bomba 2	3476.5189	3300	48	2.96	1.2	1	3476.5189
25	Motor 2	1713.1981	920	600	1.49	0.7	1	1713.1981
26	Bomba 3	3395.0441	3300	48	1.767	1.2	1	3395.0441
27	Motor 3	1408.2707	920	600	0.745	0.7	1	1408.2707
28	Bomba 4	3422.9629	3300	48	2.19	1.2	1	3422.9629
29	Motor 4	1408.2707	920	600	0.745	0.7	1	1408.2707
30	Bomba 5	3419.6018	3300	48	2.14	1.2	1	3419.6018
31	Motor 5	1408.2707	920	600	0.745	0.7	1	1408.2707
32	Cinta Transportadora	25875	23000	575	5	1	5	129375

Tabla A- 14. Cálculo de costo de los equipos utilizando factores modificados

Equipo	Costo Base	Factor a	Factor b	Factor c	Factor n	Cantidad	Costo Final
Tanque de Cocción	7073.1542	5700	700	9.4494	0.3	2	14146.308
Secador	12357.813	-7400	4350	20.63	0.5	4	49431.252
Tanque Almacenamiento	7290.292	5700	700	15.4145	0.3	1	7290.292
Tanque SLSF	10107.154	8000	1700	8.56	0.1	12	121285.85
Sedimentador	4510.4411	4000	700	0.349	0.3	1	4510.4411
Columna 1	-1286.1466	-10000	600	86.45	0.6	1	-1286.1466
Reboiler 1	14830	14000	83	10	1	1	14830
Condensador 1	10880	10000	88	10	1	1	10880
Platos 1	121.168	100	120	0.42	2	8	969.344
Columna 2	-6105.0581	-10000	600	22.59	0.6	1	-6105.0581
Reboiler 2	14830	14000	83	10	1	1	14830
Condensador 2	10880	10000	88	10	1	1	10880
Platos 2	112.59712	100	120	0.324	2	10	1125.9712
Columna Adsorción	8345.8174	5700	700	6.6826	0.7	1	8345.8174
Tanque Almacenamiento Final	9000.12	5700	700	9.16316	0.7	1	9000.12
Balsa de Lavado	1000			Cotización		1	1000
Picador	7950			Cotización		1	7950
Molino de Bolas	2470			Cotización		1	2470
Caldera	5415.69	4600	62	73.32	0.6	1	5415.69
Destilador de agua	52000			Cotización		1	52000
Bomba 1	1930.7283	1000	48	11.83	1.2	1	1930.7283
Motor 1	1804.982	300	600	3.72	0.7	1	1804.982
Bomba 2	1176.5189	1000	48	2.96	1.2	1	1176.5189
Motor 2	1093.1981	300	600	1.49	0.7	1	1093.1981
Bomba 3	1095.0441	1000	48	1.767	1.2	1	1095.0441
Motor 3	788.27067	300	600	0.745	0.7	1	788.27067
Bomba 4	1122.9629	1000	48	2.19	1.2	1	1122.9629
Motor 4	788.27067	300	600	0.745	0.7	1	788.27067
Bomba 5	1119.6018	1000	48	2.14	1.2	1	1119.6018
Motor 5	788.27067	300	600	0.745	0.7	1	788.27067
Cinta Transportadora	9875	7000	575	5	1	5	49375

8.5.2. Costos ISBL

Tabla A- 15. Cálculo del costo ISBL utilizando tres aproximaciones diferentes

Secador	Hand	12801/4.7		2.5	160651.57	143844.94
Tanque Almacenamiento	MFD	1344906.3		2.5	23693.449	21214.75
Tanque SLSF				2.5	394179.01	446331.93
Sedimentador				2.5	14658.934	16598.423
Columna 1				4	-6687.9623	-4733.0195
Reboiler 1		Factor de Lang	3.63	2.5	48197.5	54574.4
Condensador 1		Factor del material SS304	1.3	2.5	35360	40038.4
Platos 1		Factor MFD Liquidos	2.91	4	5040.5888	3567.1859
Columna 2		Factor MFD liq y Solidos	3.68	4	-31746.302	-22466.614
Reboiler 2				2.5	48197.5	54574.4
Condensador 2				2.5	35360	40038.4
Platos 2				4	5855.0502	4143.574
Columna Adsorción				2.5	27123.907	30712.608
Tanque Almacenamiento Final				2.5	29250.39	33120.442
Balsa de Lavado				2.5	3250	2910
Picador				2.5	25837.5	23134.5
Molino de Bolas				2.5	8027.5	7187.7
Caldera				2.5	17600.993	19929.739
Destilador de agua				2.5	169000	191360
Bomba 1				4	10039.787	7105.0802
Motor 1				4	9385.9064	6642.3338
Bomba 2				4	6117.8984	4329.5897
Motor 2				4	5684.6299	4022.9688
Bomba 3				4	5694.2292	4029.7622
Motor 3				4	4099.0075	2900.8361
Bomba 4				4	5839.4072	4132.5036
Motor 4				4	4099.0075	2900.8361
Bomba 5				4	5821.9294	4120.1347
Motor 5				4	4099.0075	2900.8361
Cinta Transportadora				2.5	160468.75	143681.25

8.5.3. Costo de inversión fijo

Tabla A- 16. Cálculo de los valores que componen el capital de inversión fijo

1	Factor	Costo ISBL
2	Lang	1415891.41
3	Hand	1280174.69
4	MFD	1344906.3
5	Capital fijo	
6	ISBL f	1344906.3
7	OSBL	537962.521
8	Costo ing	564860.647
9	Gastos	188286.882

8.5.4. Costo de producción

Tabla A- 17. Cálculo de los componentes del costo de producción

11	Materia prima	Cantidad/ me	Valor/mes		
12	Papa	339650.25	29889.222		
13	Agua destilada	353858.47	1132.3471		
14	Sales Cocción	2.25	6.75		
15	Alfa-amilasa	1.77	1.77		
16	Glucó-amilasa	8792.44	10550.928		
17	Levadura	3516.98	390.775556		
18	Sales Buffer	2376.56	30895.28		
19	Ciclohexano	890.32	480.7728	electricidad k	valor electricidad
20	Carbón Activado	17338.1	10749.622	1.67	13360
21			84097.4675		
22	COP var	97457.4675			
23	Cop fij	cantidad	valor	valor/mes	
24	Labor de operación	10	4000	4000	
25	Supervisión		1000	1000	
26	Salariales Directos		2000	2000	
27	Mantenimiento		40347.1891	3362.26576	
28	Impuestos		13449.063	1120.75525	
29	Alquiler de tierra		18828.6882	1569.05735	
30	Gastos generales		4550	379.166667	
31			84174.9404	13431.245	

