

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ**

**Colegio de Ciencias e Ingenierías**

**Diseño y análisis de prefactibilidad de una planta de producción de  
biobutanol a partir del bagazo de cerveza**

**Daniel Samir Ruiz Mosquera**

**Ingeniería Química**

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

Quito, 20 de Diciembre de 2022

# **UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ**

**Colegio de Ciencias e Ingenierías**

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

**Diseño y análisis de prefactibilidad de una planta de producción de  
biobutanol a partir del bagazo de cerveza**

**Daniel Samir Ruiz Mosquera**

**Nombre del profesor, Título académico** Juan Diego Fonseca Ashton, Ingeniero Químico  
Fernando Nicolás Vela, Ingeniero Ambiental

Quito, 20 de diciembre de 2022

## © DERECHOS DE AUTOR

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

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

Nombres y apellidos: Daniel Samir Ruiz Mosquera

Código: 00206851

Cédula de identidad: 1722083258

Lugar y fecha: Quito, 20 de diciembre de 2022

## **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## **UNPUBLISHED DOCUMENT**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 realizó el diseño y análisis tecno-económico de la producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza con el fin de comercializarlo y producir una gasolina B50 (biobutanol, gasolina 50:50) para las poblaciones agrícolas del país. Este nuevo combustible será utilizado para motoguadañas, fumigadoras, motocicletas, entre otros. El biobutanol presenta un valor energético mayor que el etanol y una menor corrosión, por lo que las máquinas agrícolas tendrán una vida útil más prolongada y necesitarían menos gasolina para suplir con su necesidad. Para la producción del biobutanol se necesitan 4 procesos esenciales; pretratamiento, hidrólisis enzimática, fermentación y separación. Para el diseño del proceso de la fermentación se empleó la plataforma de programación y cálculo numerico MATLAB<sup>®</sup>. Mientras que el proceso de separación fue simulado en el software de simulación de ingeniería química Aspen HYSYS<sup>®</sup>. Después de haber diseñado la planta, se realizó el análisis tecno-económico donde se investigó el escenario principal, junto a 5 escenarios más para analizar la flexibilidad de la planta. El estudio concluyó que la planta diseñada no es viable debido a su ubicación ya que esto implica un alto costo de importación de equipos y materias primas. El valor mínimo de venta de biobutanol producido por esta planta es almenos 12 veces mayor al que se ofrece en el mercado actualmente, por lo que no se recomendaría invertir en un proyecto de gran escala.

**Palabras clave:** bagazo de cerveza, biobutanol, fermentación, materia prima secundaria, desperdicio industrial, cencientización ambiental

## ABSTRACT

In this project, the design and techno-economic analysis of biobutanol production from beer bagasse was carried out in order to market it and produce B50 gasolina ( biobutanol:gasoline, 50:50) for the country`s agricultural population. This new fuel will be used for trimmers, sprayers, motorcylces, among other. Biobutanol has a higher energy value than ethanol and less corrosion, so agicultural machines will work for more years and require less gasoline to meet their needs. For the production of biobutanol, 4 essential processes are needed; pretreatment, enzymatic hydrolysis, fermentation and separation. For the design of the fermentation process, the numerical calculation and programming platform MATLAB<sup>®</sup> was used. While the separation process was simulate in the chemical engineering simulation software Aspen HYSYS<sup>®</sup>. After having designed he plant, the techno-economic analysis was carried out and the main scenario was investigather with 5 more to analyze the flexibility of the plant. The study concluded that the designed plant is not viable due to its location, since this implies a high cost of importation of equipment as well as raw materials. The minimum sale value of biobutanol produced by this plant was at least 12 times higher than what is currently offered on the market, so investing on a biofuel form beer bagasse, would not be recommended.

**Keywords:** beer bagasse, biobutanol, fermentation, secondary raw material, industrial waste, environmental awareness

## Tabla de contenido

|   |    |
|---|----|
| 1. ANTECEDENTES .....   | 10 |
| 1.1 Producción de cerveza y sus deshechos .....                 | 10 |
| 1.2 Combustibles usados actualmente en el ecuador .....         | 11 |
| 1.3 Propuesta del proyecto .....                                | 13 |
| 1.3.1 Objetivos del proyecto. ....                              | 13 |
| 1.3.2 Justificación del proyecto. ....                          | 14 |
| 2 BASES DEL DISEÑO.....   | 15 |
| 2.1 Descripción del producto .....                              | 15 |
| 2.2 Descripción de materia prima .....                          | 17 |
| 2.3 Ubicación de la planta.....                                 | 19 |
| 2.4 Limitaciones de la planta de producción de biobutanol ..... | 20 |
| 3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....                                 | 22 |
| 3.1 Definición de corriente de entrada.....                     | 22 |
| 3.2 Diagrama de flujo.....                                      | 22 |
| 3.3 Proceso de pretratamiento .....                             | 24 |
| 3.4 Hidrólisis enzimática.....                                  | 25 |
| 3.5 Fermentación .....  | 27 |
| 3.6 Separación.....   | 28 |
| 4 DISEÑO DE LA PLANTA .....                                     | 30 |
| 4.1 Consumo energético del proyecto .....                       | 30 |
| 4.2 Dimensionamiento de equipos.....                            | 30 |
| 5 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PLANTA DE BIOBUTANOL .....           | 31 |
| 5.1 Inversión total del proyecto .....                          | 31 |
| 5.2 Capital de trabajo.....                                     | 32 |
| 5.3 Costos de producción.....                                   | 32 |
| 5.4 Análisis de flexibilidad y flujo de caja.....               | 33 |
| 6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....                          | 37 |
| REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....                                 | 40 |
| ANEXO A: METODOLOGÍA.....                                       | 46 |
| ANEXO B: BALANCE DE MASA.....                                   | 48 |
| ANEXO C: DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS .....                      | 53 |
| ANEXO D: SIMULACIONES.....                                      | 60 |
| ANEXO E: ANÁLISIS ECONÓMICO Y DE FLEXIBILIDAD.....              | 68 |

## ÍNDICE DE TABLAS

|  |    |
|--|----|
| Tabla 1: Consumo energético por secciones del proceso..... | 30 |
| Tabla 2: Estimación de costos de Producción.....           | 33 |



## ÍNDICE DE FIGURAS

|   |    |
|---|----|
| Figura 1: Estructura de la acetona.....   | 16 |
| Figura 2: Estructura del 1-biobutanol .....   | 16 |
| Figura 3: Estructura de la celulosa.....  | 18 |
| Figura 4: Estructura del xilano.....  | 18 |
| Figura 5: Diagrama de flujo de la planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de<br>cerveza..... | 23 |
| Figura 6: Diagrama de flujo del proceso de pretratamiento.....  | 25 |
| Figura 7:Diagrama de flujo del proceso de hidrólisis enzimática, línea de sólidos.....                      | 26 |
| Figura 8: Diagrama de flujo del proceso de hidrñolisis enzimática, línea de líquidos.....                   | 27 |
| Figura 9:Diagrama de flujo del proceso de fermentación.....   | 28 |
| Figura 10: Diagrama de flujo del proceso de separación.....   | 29 |
| Figura 11: Diagrama de flujo de la planta de biobutanol sin hidólisis enzimática para sólidos<br>.....      | 36 |

## 1. ANTECEDENTES

### 1.1 Producción de cerveza y sus deshechos

La cerveza se ha vuelto una bebida alcohólica muy común en esta sociedad, se la puede encontrar con mucha facilidad en distintas locaciones. Se producen alrededor de 17000 millones de hectolitros de cerveza anualmente en todo el mundo, haciendo esta la bebida alcohólica más consumida actualmente (Baiano, 2021). Este producto se ha esparcido alrededor del mundo con mucha facilidad, por esta razón se encuentran varios tipos de cerveza tal como la rubia, roja y negra. Una de las principales razones para que este producto se haya convertido en el más vendido a nivel mundial es su precio; la cerveza tiene un menor costo comparado a otros licores (Cereijido María, 2017). Debido a que hay una gran variedad de cervezas y marcas, encontrar una en cualquier centro de diversión o supermercado es relativamente sencillo. Para producir esta bebida se necesitan cuatro ingredientes clave, al igual que 5 procesos industriales que transforman la materia prima en el producto deseado.

La materia prima en la producción de cerveza se compone de: malta, lúpulo, levadura y agua, la cuales pueden ser modificadas para producir distintos tipos de cerveza (Aroh, 2019). También se puede añadir ingredientes externos como miel, o café para elaborar la variedad de cervezas que tenemos en la actualidad. Estos ingredientes deben pasar por 5 procesos industriales para lograr una bebida de alta calidad. El primero de estos procesos es la molienda, donde se tritura la malta para hacer que el proceso de ruptura de celulosa se vuelva más fácil y eficiente. Se procede a lavar la materia triturada para remover cualquier residuo. Se cocina el resultado para después lograr una fermentación efectiva y por último se tiene el proceso de maduración, antes de envasar el producto y enviarlo al mercado (Cereijido, 2017). En este sentido, producción de cerveza genera un residuo llamado bagazo de cerveza. Dada

su composición lignocelulósica, este residuo ya está siendo usado como materia prima secundaria para diversos productos alrededor de todo el mundo.

El bagazo de cerveza se ha vuelto un área interesante de investigación dado que es un residuo que contiene celulosa, hemicelulosa y lignina (Bachmann et al., 2022b), los cuales pueden ser transformados en nuevos productos. El principal uso de este desperdicio industrial en los últimos años ha sido como alimento de ganado, sin embargo debido a su composición, este animal no puede digerir efectivamente el bagazo (Karthick & Nanthagopal, 2021). Por esta razón, y al ver su potencial, se ha vuelto un enfoque de investigación en la última década. Se han realizado algunos experimentos en España donde se transforma el bagazo de cerveza en barras nutritivas para niños de bajos recursos (Bachmann et al., 2022a), también en Ecuador se ha encontrado la producción de harina a partir de este residuo (Pérez, 2021). Por último, el desperdicio industrial de la cerveza representa una fuente renovable de materia prima para las biorrefinerías ya que se puede producir tanto etanol, Biobutanol como acetona mediante fermentación.

## **1.2 Combustibles usados actualmente en el Ecuador**

El transporte terrestre en el Ecuador es uno de los mayores consumidores de gasolina en el país, llegando a utilizar el 51% de la totalidad del recurso (Tobar, 2020). Este porcentaje es el más alto de toda la región, demostrando la importancia de este medio de transporte en el país. Ecuador usa gasolina tanto de 93 como de 98 octanos, las cuales tienen una composición E5 (5:95 etanol: gasolina) y E10 (10:90 etanol: gasolina) respectivamente (National Institute of Statistics and Censuses, 2019). A pesar de que el octanaje de la gasolina vendida en el mercado ha subido en los últimos años, ésta sigue siendo de una calidad baja. También, se ha querido incorporar una cantidad mínima de etanol anhídrido creado a partir de la caña de azúcar para minimizar el uso de gasolina pura (Tobar, 2020). A pesar de que en el presente se

está utilizando bioetanol en la mezcla del combustible, se está investigando un nuevo combustible más ecoamigable y eficiente como el biobutanol.

El biobutanol ha surgido como un nuevo combustible amigable con el medio ambiente en reemplazo del bioetanol usado actualmente. Este compuesto puede ser producido a partir de una materia prima secundaria como es el bagazo de cerveza previamente descrito, además, el biobutanol presenta varios beneficios a comparación del bioetanol. Esta sustancia puede ser mezclada directamente con la gasolina y permitir el funcionamiento normal de cualquier motor a 2 o 4 tiempos, sin necesidad de refinarlo previamente como sucede con el bioetanol (Mukherjee et al., 2020). El valor energético es una cualidad esencial en el ámbito de combustibles, el biobutanol presenta un mayor valor energético que el etanol (33,1 MJ/kg vs 26,8 MJ/kg), es decir se necesita menor cantidad de biobutanol para el funcionamiento del motor (Rodríguez, 2017). Por último, se ha encontrado investigaciones de estos dos combustibles donde se sustenta que el nivel de corrosión del bioetanol es mayor al del biobutanol, de esta forma, al mezclar gasolina con este producto, se prolongaría la vida útil de la máquina (Mukherjee et al., 2020). En Ecuador, si bien se destina la mayoría de este recurso al transporte terrestre, también se debe tomar en cuenta que el sector agrícola requiere una gran cantidad de combustible.

El Ecuador es reconocido mundialmente por sus lugares turísticos al igual que su flora y fauna, uno de los pilares que mantiene a flote este país es su agricultura. Esto se debe a 3 razones: la primera es que este sector compone el 9% del producto interno bruto (PIB); segundo, esta actividad ayuda a cumplir con la demanda alimenticia de la población del país, y tercero, el 28% de las personas económicamente activas en el Ecuador, se dedican exclusivamente a la agricultura (Iturralde, 2017). La zona agrícola tiende a usar 150 mil galones de gasolina anualmente, tanto para motocicletas, fumigadoras, moto guadañas, entre otros implementos impulsados por un motor de 4 tiempos (MAGAP, 2021). Por esta razón,

proporcionar una gasolina de alta calidad tal como una B50 ( biobutanol: gasolina 50:50) es necesario, tanto para una reducción económica de este gasto, como para alargar la vida útil de los equipos.

### **1.3 Propuesta del proyecto**

Como se pudo evidenciar, el combustible es necesario para diversas actividades agrícolas que permiten la elaboración de un producto de alta calidad y deseable para el mercado. La propuesta de este estudio es crear una gasolina B50 exclusivamente para las zonas agrícolas que contarán con el mismo subsidio de la gasolina *extra*; sin embargo, este combustible sería de alta calidad y ligeramente más económico. De esta forma los agricultores del país estarán usando una gasolina a partir de una materia prima secundaria. Al proporcionar este nuevo combustible exclusivamente al sector agrícola se beneficiará económicamente a los productores y de esta forma se reconocerá la importancia y el valor de su esfuerzo. Con la producción de un combustible con estas características a partir de una materia prima secundaria, se enfatiza en la concientización del uso de recursos no renovables, al igual que impulsará la investigación de la biorrefinería y su diversidad.

El proceso que se desea llevar a cabo, tiene como producto principal el biobutanol, pero además contará con un subproducto que es la acetona, un compuesto necesario para la producción de pintura y esmalte (Kaymak, 2019). La acetona producida en esta planta será vendida al mercado dado que su grado de pureza será bastante alto y no requerirá de refinación. Al generar un ingreso adicional, se espera que el precio del producto principal de la planta, el biobutanol, sea más competitivo para el mercado. Tanto el biobutanol como la acetona, y el proceso necesario para su producción serán explicados posteriormente.

#### **1.3.1 Objetivos del proyecto.**

**Objetivo principal:** Diseñar y analizar la factibilidad de una planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza, que será destinado para las poblaciones agrícolas del país.

**Objetivo específico 1:** Analizar la prefactibilidad y el mejor método de elaboración de un combustible de este tipo, tomando en cuenta la fisicoquímica y economía del proceso.

**Objetivo específico 2:** Realizar el diseño de la planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza mediante diagramas y simulaciones.

**Objetivo específico 3:** Realizar la evaluación económica y análisis de flexibilidad de la planta de producción de biobutanol.

### **1.3.2 Justificación del proyecto.**

El proyecto que se está planteando va a tener un impacto tanto social, económico y ambiental dentro del sector en la que se ubicará la planta. Este proyecto brindará alrededor de 150 puestos de trabajo a las comunidades adyacentes, al igual que transportistas, analistas entre otras profesiones. También se debe mencionar que este proyecto, preliminarmente, tiene el potencial de generar alrededor de 150 mil dólares anuales, los cuales inicialmente serán repartidos entre costos y permisos de funcionamiento antes de reflejar una ganancia. Sin embargo, se debe hacer énfasis en el impacto ambiental que esta planta de biocombustible está ofreciendo. En Ecuador se desechan alrededor de 120 mil toneladas anuales de bagazo de cerveza, de los cuales 20 mil son destinadas a investigación, 10 mil a ganaderos de las zonas aledañas y el resto es descartado (Pérez, 2021). La planta que se desea diseñar tendrá la capacidad de producir 600 kg de biobutanol al día, con una alimentación de 2050 kg/h de bagazo de cerveza. De esta forma se estará utilizando un recurso con potencial de explotación para crear un combustible que tiene propiedades incluso mejores que las del bioetanol (Mukherjee et al., 2020). El hecho de usar una materia prima secundaria atrae posibles

investigaciones e innovaciones que pueden ser un punto de partida para el desarrollo de biorrefinería en este país. Por estas razones se debería contemplar la idea de crear una planta de biobutanol a partir del bagazo de cerveza.

## 2 BASES DEL DISEÑO

### 2.1 Descripción del producto

#### Acetona

Como se mencionó anteriormente la acetona es un subproducto de la fermentación que se va a llevar a cabo. Este compuesto es el más simple de las cetonas, se conforma de una cadena de 3 carbonos; el carbono central está unido mediante un doble enlace con un oxígeno y mediante un enlace simple con los carbonos exteriores. Los carbonos exteriores poseen 3 enlaces simples con un hidrógeno para formar 2 grupos metilos ( $C_3H_6O$ ) (Chang, 2017). La forma industrial de producir acetona es mediante el proceso Cumene, en el cual se transforma el benceno en acetona y fenol mediante una alquilación y posteriormente una oxidación (Kharlampidi et al., 2021). La acetona es un líquido inflamable, incoloro, con un olor distintivo y un punto de ebullición relativamente bajo ( $56.7^{\circ}C$ ); no obstante, su característica principal es su alta miscibilidad con el agua, haciéndola un solvente valioso en varios procesos industriales (Joshi & Adhikari, 2019). La producción de grasas, aceites, resinas y cauchos usan la acetona como un solvente para su correcto mezclado. La presentación de venta es tanto en galones como en recipientes de 50ml, si bien este producto es bastante cotizado en el mercado por sus distintivas características, el producto principal de este proyecto es el biobutanol.

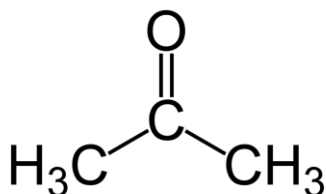


Figura 1, Estructura de la acetona

## Biobutanol

El biobutanol ha surgido como un combustible ecoamigable que puede ser formado a partir de materias primas secundarias, es decir, de residuos industriales. Esta solución se compone de una cadena de cuatro carbonos con un grupo hidroxilo enlazado a uno de ellos (C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH) (Chang, 2017), en este caso se estará produciendo 1-biobutanol, como consecuente, el grupo hidroxilo estará en el primer o último carbono de la cadena. La forma industrial de obtener biobutanol es mediante el proceso Reppe, que consta de una reacción entre propeno, monóxido de carbono y agua, con una serie de catalizadores modificados (Nanda et al., 2020). Adicionalmente también existe la obtención de biobutanol a partir de la fermentación de almidón industrialmente. El biobutanol es un combustible inflamable, con un punto de ebullición de 117°C, valor energético de 33,1 MJ/kg e incoloro (Mukherjee et al., 2020). Al igual que la acetona, el biobutanol es un disolvente usado en la industria de grasas, resinas y cauchos, sin embargo, se prefiere el producto anteriormente descrito dado su menor precio en el mercado. No obstante, el biobutanol se puede usar como combustible en cualquier motor de 4 tiempos gracias a su alto octanaje (96), por esta razón se puede mezclar fácilmente con la gasolina (Nanda et al., 2020). El biobutanol se lo puede encontrar en el mercado en barriles de polietileno de 159L o, para la venta al público, se lo encuentra en galones de 5L.

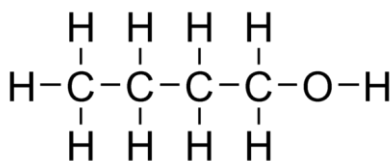


Figura 2, Estructura del 1-biobutanol



## 2.2 Descripción de materia prima

### **Materia prima en el proceso de pretratamiento**

La materia prima principal en este proceso es el bagazo de cerveza, de acuerdo a lo anteriormente descrito, este residuo es un material lignocelulósico que se compone de varias estructuras orgánicas. La composición química de la materia en peso seco es predominantemente compuestos celulósicos (25-35%), carbohidratos de celulosa y hemicelulosa (17-25%), proteína (10-30%), lignina (8-28%); y en menores cantidades lípidos (Bachmann et al., 2022b). Este residuo se recuperará de la Cervecería Nacional en Pifo, Ecuador, la cual es la mayor productora de bagazo del país. También hay una serie de plantas productoras de cerveza artesanal alrededor, las cuales nos podrán aportar con su residuo de ser necesario. Visto que se va a recuperar un residuo que usualmente es deshechado, el costo de obtención va a ser mínimo y será una gran fuente de materia prima secundaria. Dado que la producción de diferentes tipos de cerveza (rubia, roja y negra) resultan en un bagazo semejante en los 3 casos (Torres Barberan & Gorozabel Muñoz, 2022), se pueden juntar los residuos producidos para la elaboración de biobutanol sin problemas, haciendo que esta materia prima exista en abundancia.

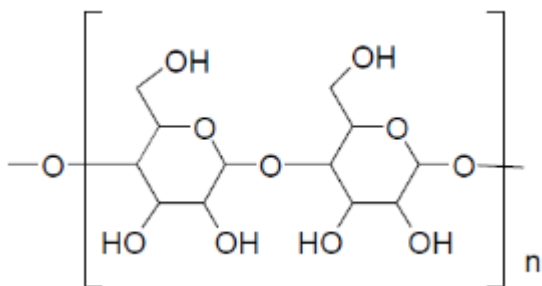


Figura 3, Estructura de la celulosa

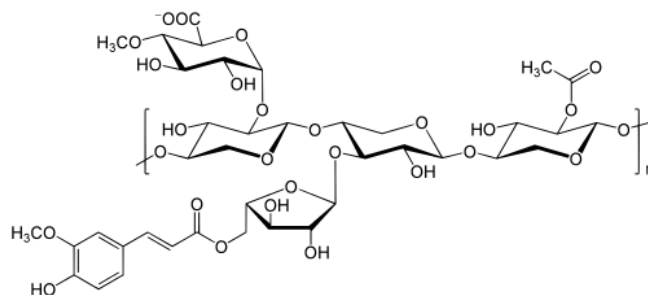


Figura 4, Estructura del xilano

### Materia prima para el proceso de hidrólisis enzimática

La hidrólisis enzimática es un paso esencial para la separación de los azúcares fermentables dentro del bagazo de cerveza (Jang & Choi, 2018), este proceso se separa en la línea de sólidos y líquidos para una mayor eficiencia. Para esto se necesita un grupo de enzimas específicas que realicen este trabajo. La primera enzima utilizada en la línea de sólidos es una celulasa, este tipo de enzimas tienen como función romper los enlaces de la celulosa que se encuentra en las paredes de los tallos de plantas y transformarlas en azúcares fermentables (Rajnish et al., 2021). La acción de romper los enlaces carboxílicos dentro de la cadena celulósica para crear glucosa se lo conoce como sacarificación (Gao et al., 2022). El nombre de esta enzima es celluclast 1.5L la cual tendrá que ser importada desde Estados Unidos para este proceso.

La segunda enzima necesaria en la línea de sólidos se enfoca en la ruptura de las hemicelulosas tal como el xilano, arabinoxilano y glucanxilano, todos presentes en el proceso que se está describiendo. La hemicelulosa se diferencia del polímero de la celulosa tanto en composición y en estructura. Esta materia se compone de varios azúcares, mientras que la celulosa se compone estrictamente de la glucosa (Asma et al., 2020). El nombre de la enzima necesaria para hacer este trabajo es Novozyme 188, la cual es una enzima de tipo hidrolasa

(Carrasco, 2017). El trabajo que cumplen las hidrolasas es actuar como un catalizador y romper las cadenas de alto peso molecular, como son las hemicelulosas, con una molécula de agua (Rack et al., 2020). De esta forma, las enzimas seleccionadas actuarán tanto en la celulosa como en la hemicelulosa presente en el material lignocelulósico.

### **Materia prima para el proceso de fermentación**

El proceso más importante en la producción del biobutanol a partir del bagazo de cerveza es la fermentación de la materia preparada. En este proceso, el microorganismo responsable es la bacteria *Clostridium Beijerinckii*, la cual tiene un costo de \$500/tonelada y se importará desde Inglaterra. La fermentación que este microorganismo empeña tiene nombre ABE, debido a sus respectivos productos, Acetona, Biobutanol y Etanol (Rivas-Astroza et al., 2021). La Acetona y el biobutanol son producidos durante la fase de crecimiento, es decir son productos secundarios mientras que el etanol se produce en la fase estacionaria, haciéndolo terciario (Patraşcu et al., 2017). Para que el microorganismo pueda sobrevivir por las 96 horas de fermentación, se necesita tanto nutrientes como el inóculo de la bacteria. Los componentes de estos caudales se pueden ver en la tabla B-5 y B-6 de anexos. Las concentraciones de los productos de esta fermentación dependen de la acción de bacteria, las mismas se pueden ver en el anexo D.

### **2.3 Ubicación de la planta**

La ubicación de la planta es una decisión que puede afectar significativamente la economía y la vida útil de la misma, ya que el clima, humedad y tipo de suelo puede afectar los procesos necesarios y el deterioramiento. Se ha decidido construir la planta en la zona industrial de Pifo, Ecuador, de esta manera, el transporte de la materia prima no tendrá un costo elevado. En vista de que se transportaría el bagazo de cerveza posiblemente en vehículos pesados, se necesita una entrada a la planta apta para dichos vehículos. También, dado a las

características del área, el ruido que puede causar los diferentes equipos, no serán un problema para los moradores de la zona. Pifo, Puenbo, Tumbaco y Cumbayá están en un rango de 15 a 20 minutos de la planta, por lo que varias personas dispuestas a trabajar en este proyecto se podrán movilizar sin problemas. Por último, el clima de la zona tiene una temperatura adecuada para el almacenamiento de las distintas sustancias que se van a producir en la planta (22°C).

## **2.4 Limitaciones de la planta de producción de biobutanol**

### **Internas**

El alcance de un proyecto se compone de la calidad y detalles del producto que se está elaborando. Para lograr un producto de alta calidad se necesita tanto dinero como tiempo. El dinero que se necesita para poner en marcha un proyecto de esta magnitud viene de parte de los socios e involucrados, si no se obtiene este monto, no se puede proceder a la construcción de la planta. Al juntar el dinero y el tiempo que se demora la construcción de la planta se obtiene el alcance, sin embargo siempre hay el riesgo de que algo salga mal tanto entre los socios, como con los equipos al momento de incorporarlos. Estos riesgos pueden afectar en la calidad del producto que se ofrece en el mercado.

Tanto el biobutanol como la acetona que se desea ofrecer debe tener una cierta calidad para poder ser vendida. Esta calidad puede ser vista como una limitación dado que el proceso que se está diseñando proveerá 95% de pureza en cuanto a la acetona, y 90% de pureza de biobutanol. Esta pureza de los compuestos finales es definitiva, por lo que es muy difícil cambiar en caso de que el mercado requiera una pureza más alta o un precio mas económico por una menor pureza. Se considera una limitación en cuanto a la venta del producto, afectando el aspecto económico de la planta.

### **Externas**

La planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza esta compuesta de varios equipos y materias primas que deben ser importados tal como, fermentadores, enzimas y componentes necesarios para el inóculo inicial de la bacteria. La importación de equipos de esta magnitud al igual que la disponibilidad pueden significar limitaciones tanto legales como temporales. En la limitación legal se encuentran los permisos de funcionamiento, permisos de importación, y facturación de la empresa para tener todo lo necesario en orden (Aduana del Ecuador, 2020). Por otro lado, el tiempo que se necesita para que las materias primas como los equipos importados arriben es de alrededor de 3-4 meses dependiendo del país de producción. Lo cual puede afectar tanto la construcción como el funcionamiento de la planta. A pesar de que se conoce de los riesgos que pueden ocurrir al importar materiales, son eventos que no se puede tener control total, por lo que se denomina como limitación externa.

Dado que la planta que se está diseñando en este proyecto tiene como materia prima principal un residuo de la industria cervecera, se depende de la producción de cerveza para poder funcionar. Esto es un factor que no se puede controlar, ni los posibles eventos que paren la obtención de producto de la misma, por estas razones se considera como una limitación externa. En el caso de que Cervecería Nacional, nuestro proveedor principal de bagazo de cerveza, detenga su producción, nuestra fabricación también se vería afectada, por lo que se debe tener otros proveedores disponibles para compensar la cantidad de bagazo necesaria.

El biobutanol que se producirá en esta planta será usado con fines de combustible, no de laboratorio, por lo que se debe revisar las normas de combustible y gasolina para obtener un producto apto para la venta. El combustible que se desea vender, debe seguir las normas que proporciona el INEN ( Instituto Ecuatoriano de Normalizacion) bajo la sección de “Gasolinas y Combustibles”. Esta dictamina que, para la gasolina que contenga 83 octanos, la relación de vapor-líquido a 60°C debe ser 20, la presión de vapor menor a 62 kpa y el punto de ebullición menor a 220°C (INEN, 2016). Dado que el biobutanol producido no sobrepasa ninguna de las

características mencionadas, se lo puede vender como combustible a cualquier entidad petrolera, la cual se encargará de mezclar la gasolina y el biobutanol para crear la gasolina B50.

### 3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

#### 3.1 Definición de corriente de entrada

La planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza tiene como objetivo producir alrededor de 75 mil galones de biobutanol al año. Esto se debe a que se desea hacer una gasolina B50 para el sector agrícola, el cual usa 150mil galones de gasolina al año. Considerando que el bagazo de cerveza tiene una humedad de 70% peso/peso (Carrasco, 2017), se necesitan 18 mil toneladas de materia prima, para cumplir con esta cifra. De este peso, 5,4 toneladas son de masa seca, mientras que 12,6 toneladas corresponden a el agua dentro del bagazo. Se estima que se requieren 9600 kg de bagazo húmedo para formar 200 kg de biobutanol (Carrasco, 2017), tomando esto en cuenta, la planta contará con un caudal de 2050 kg de bagazo/hora.

La composición del bagazo en masa seca es: Glucano (23,1%), Xilano (12.5%), Arabinano (7.4%), Lignina (20%), Proteína (15,1%), Ceniza (4.2%), Extractivos tal como: AIL, extrasol, furfural (17.7%).

(Plaza et al., 2017)

La corriente de entrada se encuentra a condiciones estándar, es decir 20°C y 1 bar.

#### 3.2 Diagrama de flujo

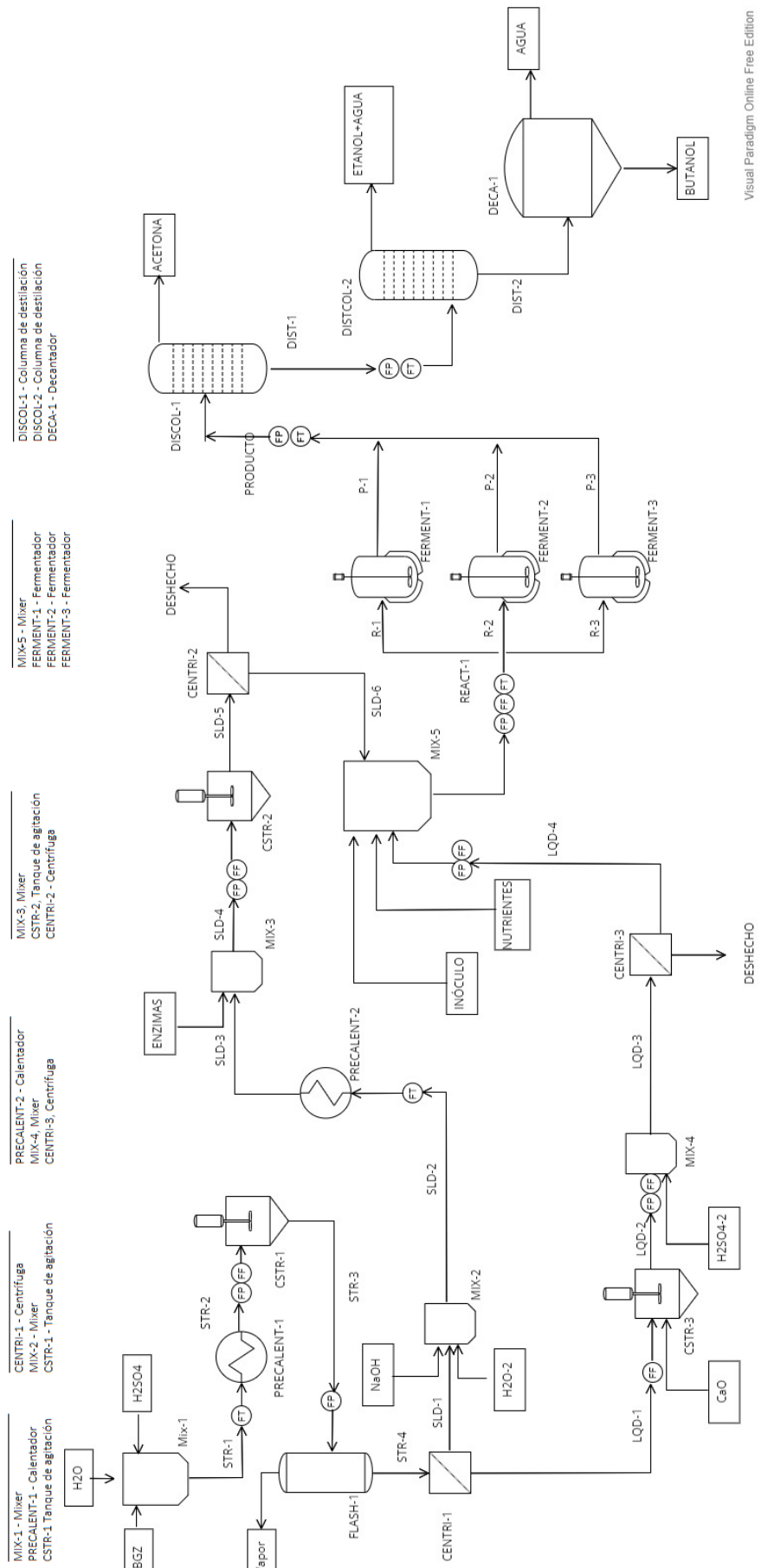


Figura 5, Diagrama de flujo de la planta de biobutanol a partir del bagazo de cerveza

### 3.3 Proceso de pretratamiento

El pretratamiento de la materia prima es el paso inicial de esta industria, aquí se prepara la materia para ser separada en sus diferentes azúcares fermentables mediante ácido sulfúrico. El primer paso de la producción de biobutanol consiste en mezclar la materia prima con agua hasta obtener una composición de 15% de sólidos peso/peso. Posteriormente se modifica el pH hasta conseguir una solución de 1pH usando ácido sulfúrico y los respectivos controladores dentro del mezclador.

El precalentador sube la temperatura del compuesto a 100°C, dado que la solución debe alcanzar los 120°C en el tanque de agitación, se utiliza el precalentador como una forma de ahorrar energía. Una vez calentada la mezcla, se introduce en un tanque de agitación CSTR, donde se eleva la temperatura controladamente hasta 120°C y se mezcla por 30 minutos para lograr un pretratamiento ácido.

Una vez finalizado el tiempo de mezcla, la solución pasa a través de una columna flash para reducir la presión que se formó en el tanque de agitación. El caudal reduce su presión de 2 bar a 1 bar mediante este equipo y desprende alrededor de 20 kg/h de vapor de agua. A continuación se introduce la solución en una centrifugadora que separa los líquidos (LDQ) y sólidos (SLD) de la mezcla, de esta forma se lleva un proceso mas eficiente y sencillo. En la tabla B-2 de anexos se puede ver los caudales con sus respectivas composiciones.



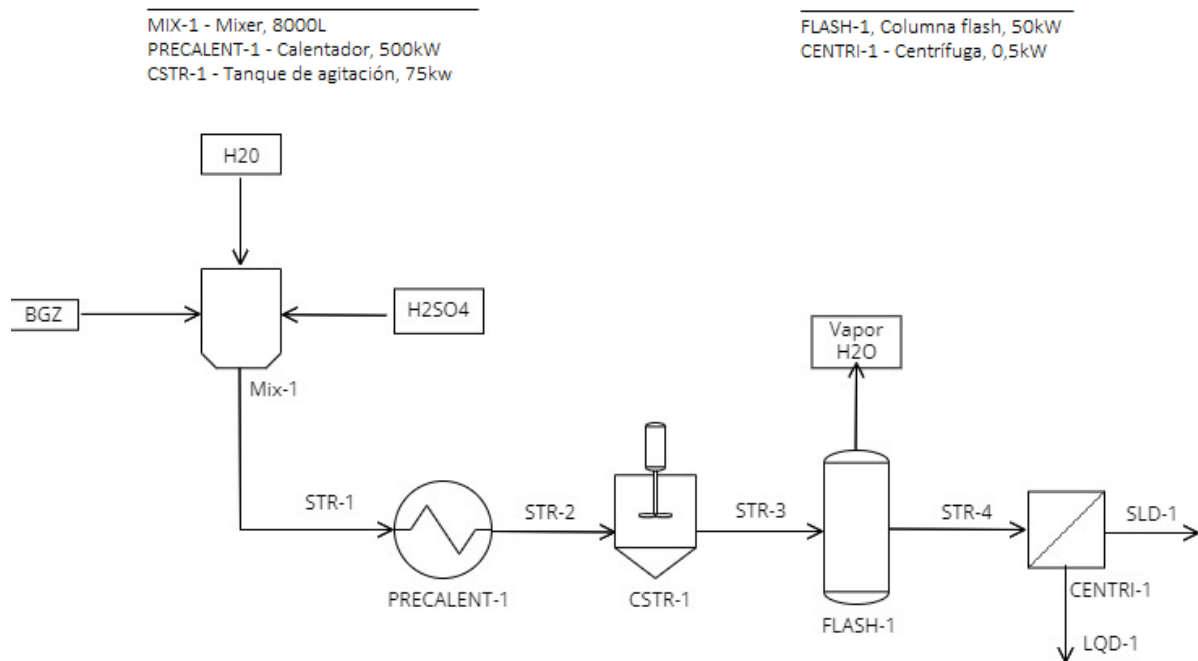


Figura 6, diagrama de flujo de proceso de pretratamiento

### 3.4 Hidrólisis enzimática

Como se pudo ver en el proceso de pretratamiento, los sólidos y líquidos son separados para mayor facilidad en los pasos posteriores del proceso. A pesar de que la porción de sólidos extraídos por la centrifugadora es de un caudal menor, todavía se puede conseguir biobutanol a partir de esta cantidad, por ende, existen dos procesos de hidrólisis enzimática, uno para los sólidos y otro para líquidos.

Empezando por la hidrólisis de sólidos, se acondiciona hidróxido de sodio (NaOH) hasta obtener un pH de 5,3 y se añade agua hasta llegar a una concentración de 10% peso peso. Una vez hecho esto se procede a enfriar el caudal de 53°C a 50°C ya que esta es la temperatura ideal de funcionamiento de las enzimas. Se incorpora la enzima tipo hidrolasa Novozyme 188 ( 0,04 g/g de masa seca) y la enzima de tipo celulasa Celluclast 1.5L (0,27g/g

de masa seca). Una vez incorporadas las enzimas, se envía todo el caudal a un tanque de agitación donde se hidrolizará por 48 horas.

Al haber acabado este tiempo de hidrólisis, se centrifuga el producto, el sólido resultante se lo considera como deshecho y se manda a su posterior tratamiento o se puede usar como combustible para la caldera del precalentador. Por otro lado, el líquido obtenido de la centrífuga se envía al próximo proceso. Se puede encontrar las composiciones de los caudales para la porción sólida de la centrífuga en la tabla B-3 de anexos

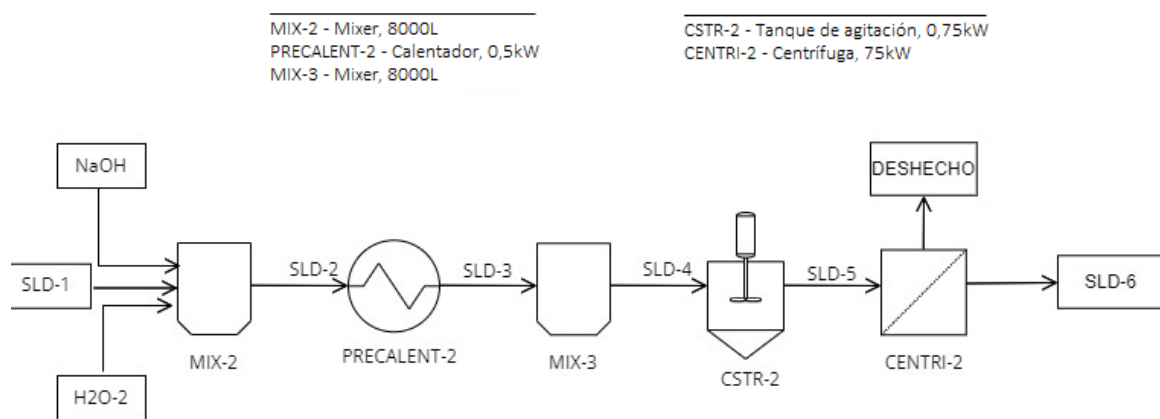


Figura 7, diagrama de flujo del proceso de hidrólisis enzimática, línea de sólidos

En cuanto a la porción líquida producida por la centrifugadora del pretratamiento se debe tratar con óxido de calcio hasta lograr un pH de 10 dentro de un tanque de agitación por 15 minutos. Posteriormente se adiciona ácido sulfúrico hasta neutralizar la sustancia en un pH de 6, de esta forma se elimina tanto el precipitado de óxido de calcio, como los inhibidores creados por la sustancia en sí. Una vez neutralizada la muestra se introduce a una centrífuga para separar los sólidos restantes, los cuales se los trata como deshechos, mientras que el producto líquido se envía al próximo proceso. se puede ver las composiciones de los caudales del proceso descrito en la tabla B-4 de anexos.

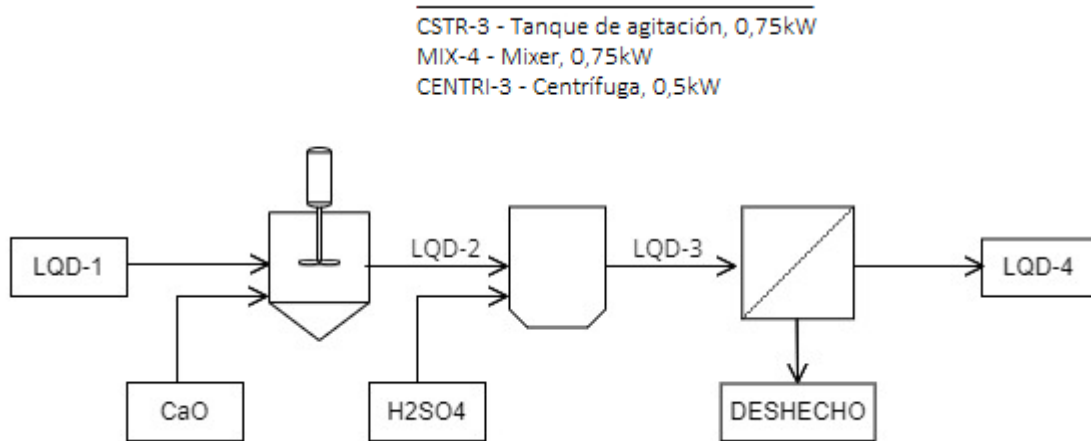


Figura 8, diagrama de flujo del proceso de hidrólisis enzimática, línea de líquidos

### 3.5 Fermentación

El proceso más importante en la producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza es la fermentación de las azúcares extraídas en el proceso de hidrólisis enzimática. Tanto la corriente final de la línea de líquidos como de sólidos se colocan en un mixer previamente a ser divididos en 3 fermentadores. Además de los caudales con los azúcares fermentables, se debe incluir tanto el inóculo como los nutrientes necesarios para que sobreviva la bacteria que se usará en el proceso *Clostridium Beijerinckii*.

Se ha decidido utilizar 3 fermentadores batch para lograr un mejor control de temperatura como de caudal, también se consumiría menos energía ya que se necesita menos agitación en fermentadores mas pequeños. La fermentación se lleva a cabo a 35°C durante 96 horas y una agitación constante de 175rpm. Los caudales tanto iniciales como finales de la corriente de fermentación se encuentran en las tablas B-7 y B-8 de anexos .

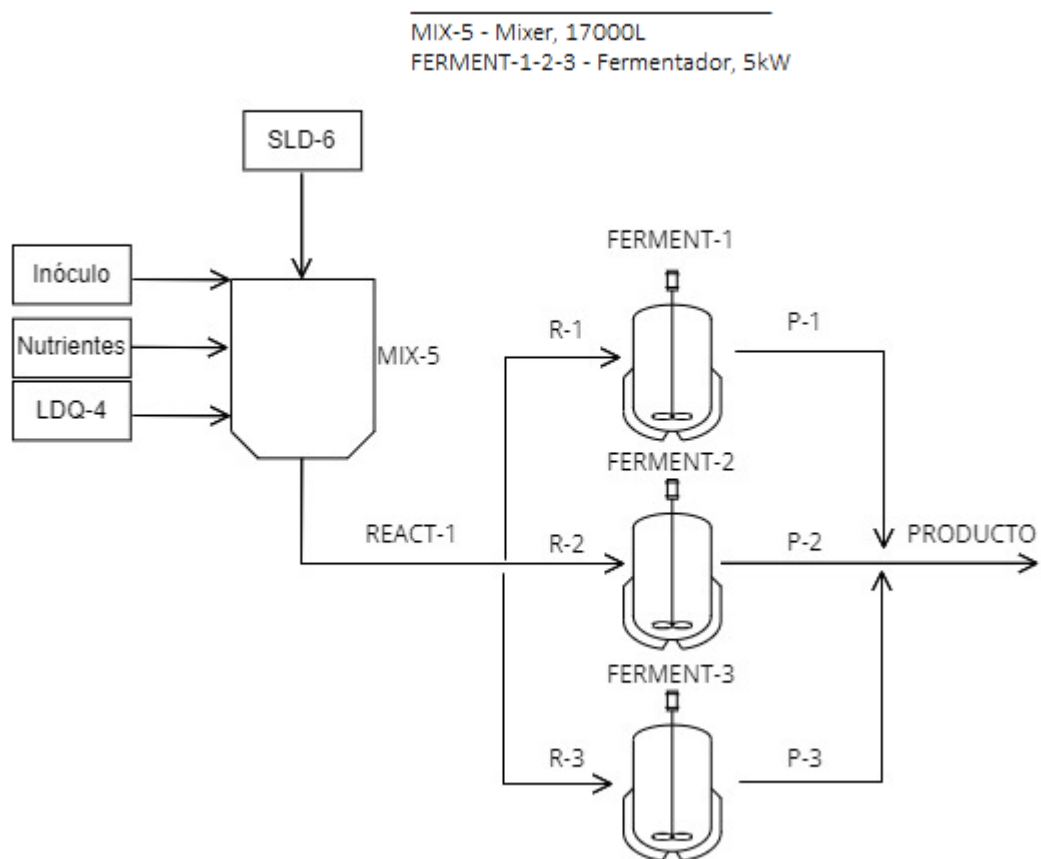


Figura 9, Diagrama de flujo del proceso de fermentación

### 3.6 Separación

El producto de la fermentación es un caudal con biobutanol, acetona y etanol de una gran pureza, sin embargo, están diluidos. Esta etapa de separación consiste en aislar las impurezas y recuperar en lo posible todo el biobutanol y acetona producido. De esta forma se consigue acetona y biobutanol aptas para la venta en el mercado.

Se inicia separando el material más liviano y con un punto de ebullición menor a la de otros compuestos. La acetona, como se dijo anteriormente tiene un punto de ebullición de 56°C, por lo que es el primer compuesto en ser separado y por ende purificado. Para esto se usó una

torre de destilación de 26 etapas, 1.2 metros de diámetro, con reboiler y condensador total. De esta forma se logró extraer una corriente con aproximadamente 95% de acetona.

Una vez separado un elemento de la mezcla, se obtiene un azeótropo homogéneo de biobutanol, etanol y agua. Sin embargo, dado que los acoholes de bajo peso molecular son miscibles con el agua en cualquier porción (Chang, 2017), el etanol y el agua forman una mezcla homogénea, mientras que la inmiscibilidad del biobutanol lo hace separarse naturalmente de esta mezcla. Al usar un decantador se obtiene el biobutanol de alta pureza, mientras que el compuesto resultante son las impurezas, etanol y agua.

El resultado de esta mezcla también se lo pasa por una columna de destilación para lograr separar el etanol del agua y de esta forma hacer el proceso de desechos de efluentes más ecoamigable y sencilla. Esta segunda columna tiene 30 platos de 1.2 metros de diámetro, también cuenta con un reboiler al igual que un condensador total. Las concentraciones finales al igual que los caudales de salida del proceso se presentan en la tabla B-9, B-10 y B-11 de anexos.

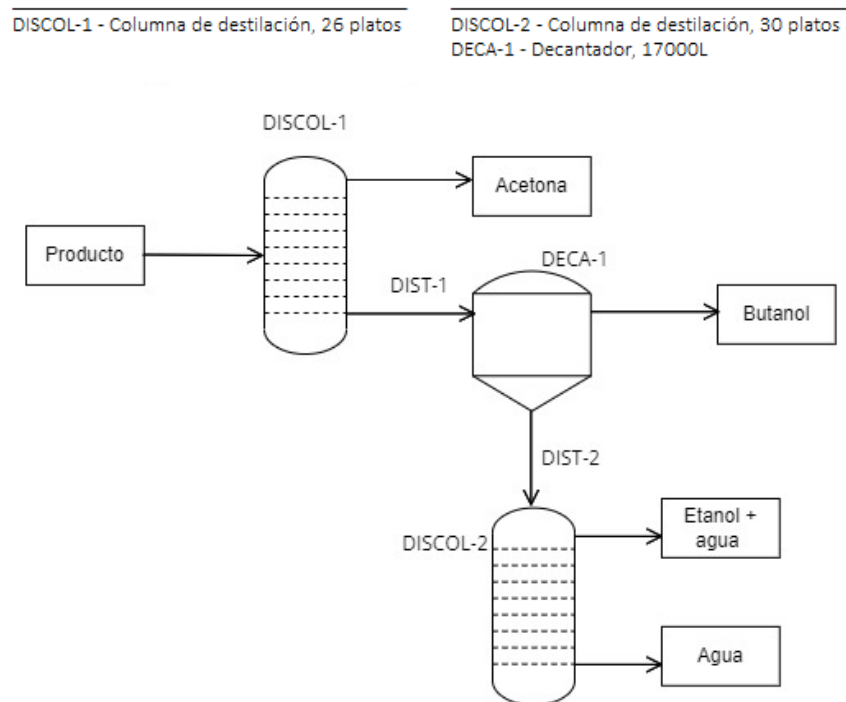


Figura 10, Diagrama de flujo del proceso de separación

## 4 DISEÑO DE LA PLANTA

### 4.1 Consumo energético del proyecto

El consumo energético de una planta con procesos de pretratamiento, fermentación y separación puede llegar a constar del 70% de los costos operativos (Ullah et al., 2018). Por esta razón es necesario tener en cuenta los equipos y sus requerimientos energéticos para funcionar con el caudal que esta planta ofrece. El proceso de pretratamiento tiene equipos como el precalentador, un tanque agitado y una columna flash, los cuales consumen un valor energético elevado. La hidrólisis enzimática, al ser 2 procesos distintos para sólidos y líquidos también tiende a elevar su consumo energético. En cuanto a los fermentadores, se calculó el consumo de energía tomando en cuenta a los agitadores, motor y chaqueta eléctrica que necesitaría para lograr una fermentación adecuada. Dado que se ha diseñado un proceso con tres fermentadores, se puede esperar un consumo sustancial de energía. Por último, el proceso de separación es la sección de la planta que más energía requiere dado que se tiene dos columnas de separación y un decantador. En la siguientes tablas se puede ver el consumo energético de las diferentes secciones necesarias para producir biobutanol.

Tabla 1, Consumo energético por secciones del proceso

| <b>Sección del proceso</b> | <b>Potencia kW</b> |
|----------------------------|--------------------|
| Pretratameinto             | 528,25             |
| Hidrólisis enzimática      | 168,75             |
| Fermentación               | 15                 |
| Separación                 | 4252               |
| <b>Total</b>               | <b>4964</b>        |

### 4.2 Dimensionamiento de equipos

El dimensionamiento de cada equipo se lo ha clasificado en 4 diferentes secciones según el espacio del proceso al cual consta el equipo (Pretratamiento, Hidrólisis enzimática,

fermentación, separación). Se muestran los parámetros fundamentales de cada equipo en la tabla C-1 de anexos, cabe recalcar que algunos equipos fueron encontrados en catálogos, mientras que otros en libros de diseño de plantas industriales. Para el caso de las columnas de destilación, tanto el reboiler como el condensador suelen ser equipos personalizados, por lo que se optó por una potencia calculada en el programa de simulación Aspen HYSYS.

## 5 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PLANTA DE BIOBUTANOL

### 5.1 Inversión total del proyecto

La inversión total del proyecto consiste en la suma del costo ISBL ( Inside battery limits), OSBL (Outside battery limits), costos de ingeniería, diseño, construcción y finalmente costos imprevistos. El costo ISBL consta de los costos de equipos en su plenitud, es decir, abarca la adquisición, instalación y calibración de los equipos para su correcto funcionamiento. Este costo se lo ha calculado mediante catálogos y también a través de parámetros y características que se expresan en libros de diseño de plantas industriales como es “Chemical Engineering Design” de Ray Sinnott (Sinnott & Towler, 2008). Por otro lado, el costo OSBL, ingeniería, diseño, construcción e imprevistos fueron calculados a partir del costo ISBL. El OSBL abarca el costo de los cambios que se deben hacer al sitio para que sea un lugar seguro para trabajar, tal como electricidad, bombas de generación de energía, salidas y equipos de emergencia, entre otros. Dado que, el sitio donde se ha decidido construir la planta es un área montañosa en la cual seguramente se tendrá que hacer varios cambios, se ha dictaminado que el OSBL es el 40% del ISBL. Posteriormente, los costos de ingeniería, diseño y construcción han sido calculados como el 30% del ISBL ya que esta planta se la considera un proyecto grande. Por último, el costo de imprevistos se ha calculado como 10% del ISBL. Para estimar la inversión total de capital fijo de este proyecto se han usado los factores de Hand, Lang y el método factorial detallado, finalmente se ha calculado un

promedio entre los 3 factores, dándonos un costo de alrededor de 27 millones USD. En la tabla E-1 se puede ver un resumen de los 3 factores.

## **5.2 Capital de trabajo**

El costo de capital de trabajo expresa el monto de dinero adicional al costo necesario de construcción de la planta para que esta comience a funcionar y logre operar fluidamente hasta obtener ingresos suficientes para sustentarse. Para calcular el capital de trabajo se tienen varios componentes que se basan tanto en el ISBL como en el OSBL tal como efectivo en caja, cuentas por cobrar, inventarios de repuesto entre otras. El efectivo en caja de este proyecto se ha decidido que se componga de 2 semanas del costo de producción ya que se necesitan volquetas, comida para los empleados y gasolina para viajes constantes a la Cervecería Nacional. Las cuentas por cobrar también han sido modificadas para este proyecto, se lo calcula como un mes y medio del costo de producción ya que se va a vender este producto al gobierno con la condición de que sea un subsidio igual que la gasolina es decir casi el 60%, usualmente las cuentas del gobierno no son inmediatas, por lo que les damos este plazo. La última modificación que se ha hecho a este costo es el inventario de repuestos, dado que es una planta grande, se debe tener suficiente dinero para una pieza de repuesto de cualquier equipo, por lo que lo calculamos como el 2% del ISBL más el costo OSBL.

## **5.3 Costos de producción**

Los costos de producción se pueden dividir en costos variables y fijos. Los costos variables dependen de la capacidad operativa de la planta, es decir, se basan en la cantidad de materia prima utilizada en el proceso. Por otro lado, los costos fijos no dependen de la cantidad de



producción que tiene la planta, aquí se encuentran los sueldos del personal, mantenimiento, renta por el espacio, y más. En la siguiente tabla se encuentra el costo de producción.

Tabla 2, Estimación de costos de producción

|   |                |
|---|----------------|
| <b>Costos variables [USD]</b>           | \$2.479.126,48 |
| <b>Costos Fijos [USD]</b>               | \$4.804.783,62 |
| <b>Total Costos de producción [USD]</b> | \$7.283.910,10 |

#### 5.4 Análisis de flexibilidad y flujo de caja

Para lograr analizar la flexibilidad de la planta se han creado 6 escenarios posibles, en los cuales se puede ver una diferencia clara tanto en el precio de venta mínimo, como también en el caudal de producción mínimo. De esta forma se analiza las diferentes posibilidades que puede tener la planta y algunas formas de modificarla para encontrar un evento ideal.

##### Escenario 1

Consta de la planta como se ha descrito a lo largo de este proyecto, con todos los equipos seleccionados al igual que todas las materias primas que se han presentado anteriormente. El valor de la acetona se lo ha fijado a \$31 por kilogramo, el cual es el precio del mercado actualmente. Este escenario presenta un valor mínimo de venta de de \$14,88 por kilogramo de biobutanol, con una producción de 25,30 kg/h, sin embargo, este precio es muy elevado a comparación del mercado existente. El kilogramo de biobutanol está costando entre \$1 -\$1,20 por kilogramo (Mukherjee et al., 2020), por lo que sería difícil lograr vender este producto al precio mencionado. El tiempo de recuperación de la inversión en este escenario es de 11 años, se obtiene un VAN (Valor Actual Neto) 0 y TIR (Tasa Interna de Retorno) de 7%.

##### Escenario 2

Dado que la producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza tiene acetona como un subproducto apto para la venta, se ha decidido incrementar el valor de la acetona a \$36 por

kilogramo, el cual es un valor comerciable, pero mayor al de la competencia. De esta forma se planteaba que el incremento en el precio de este subproducto reduzca el precio mínimo del biobutanol. Con este cambio se logró obtener un precio de \$12,77/kg produciendo el mismo caudal mencionado en el evento 1. A pesar de que hubo una reducción de \$2,11, el precio del kilo de biobutanol sigue siendo muy alto para el mercado. Se obtiene el mismo tiempo de recuperación al igual que TIR y VAN del primer evento.

### **Escenario 3**

Si bien el precio del biobutanol en el mercado es de \$1, este se obtiene de forma química, dado que este proyecto al tener como materia prima una materia secundaria, se puede incrementar el precio de venta. Por esta razón el tercer escenario se basa en fijar un precio de \$5 por kilogramo de biobutanol y buscar el caudal de producción necesario para obtener un VAN 0. Con ayuda de Excel y “goal seek”, se logró encontrar que se necesita producir 73,36 kg/h de biobutanol, esto se traduce a 52,4 mil toneladas de bagazo al año. Esta cantidad de bagazo es más del 40% producido en el país. En honor a las constantes investigaciones, al igual que los distintos negocios que usan el bagazo de cerveza, no podemos asumir un caudal de materia prima tan elevado.

### **Escenario 4**

Similar al escenario 3, se fijó un precio de \$5/kg de biobutanol, sin embargo también se estableció un precio de \$36/kg de acetona y se calculó el caudal necesario de biobutanol para obtener un VAN 0. Como era de esperarse, el caudal de biobutanol se redujo notablemente a 63,68 kg/h es decir, 45,48 mil toneladas de bagazo por año. El tiempo de recuperación en este evento es igualmente 11 años.

### **Escenario 5**

Los costos variables, al igual que el costo de los equipos tienen un incremento de 15% debido a los impuestos y valores adicionales de importación. En este escenario se plantea que todas las materias primas y equipos sean construidos en Ecuador, de esta forma se reduce tanto los costos variables como la inversión de capital fijo. Se encontró que la inversión total se redujo 10 millones, y los costos variables también tuvieron una reducción notable. Sin embargo, el kilogramo de butanol tiene un precio mínimo de \$8,31 obteniendo una tasa interna de retorno de 7% y un tiempo de recuperación de 11 años. A pesar de que el precio logró bajar casi \$7, sigue siendo un precio muy elevado para el mercado, por lo que no se considera rentable este escenario.

Dado que el costo de las enzimas que se usan en la hidrólisis enzimática de la línea de sólidos tienen un valor elevado, y la porción de biobutanol creada a partir de esta línea de proceso no es sustancial, se ha decidido eliminar este flujo y tratarlo como un deshecho. Al eliminar equipos y las materias primas más costosas se esperaría que el costo del biobutanol sea más comerciable. Sin embargo, también se tomó en cuenta el tratamiento de los sólidos que se producen en la centrifuga de pretratamiento.

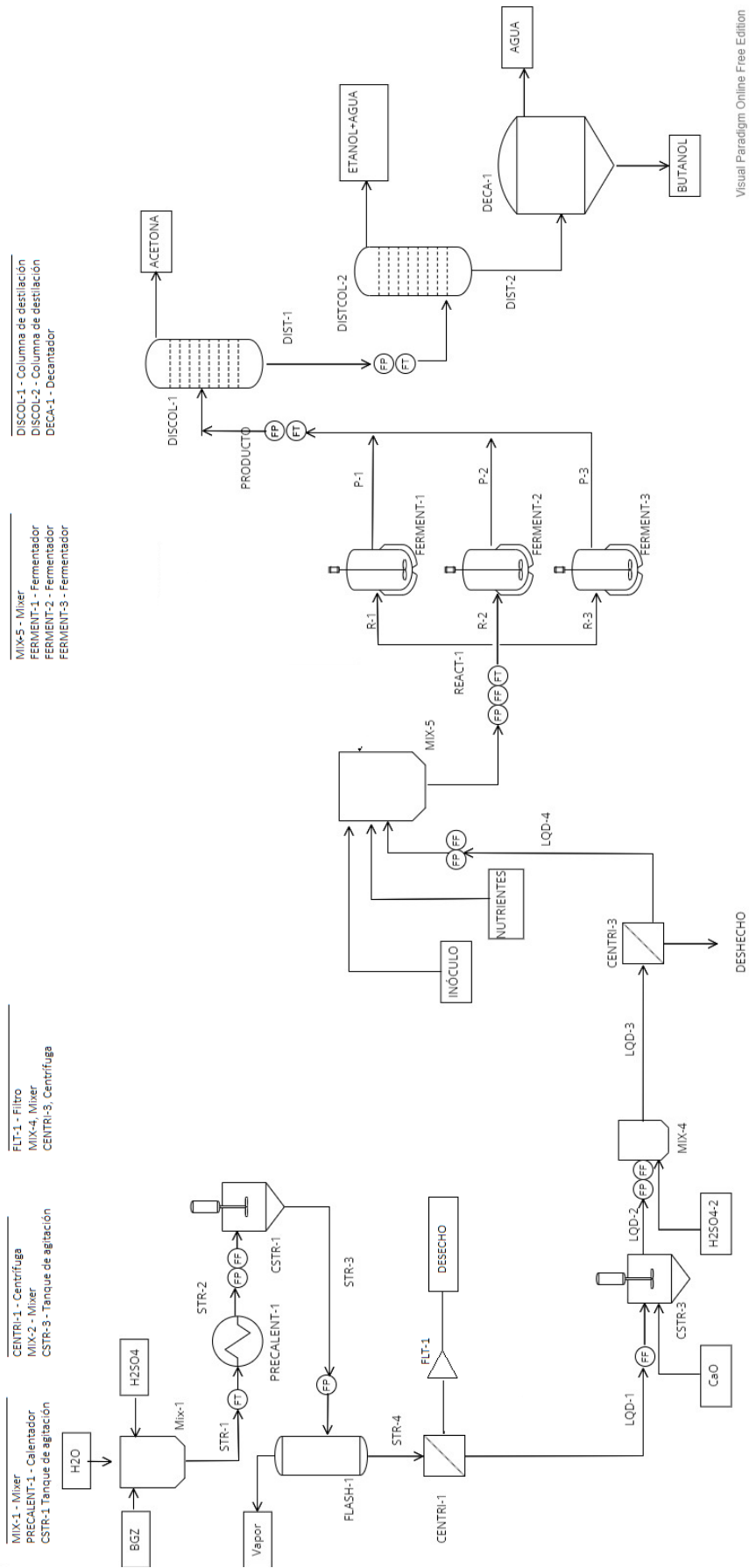


Figura 11, Diagrama de flujo de la planta de biobiobutanol sin hidrólisis enzimática, línea de sólidos

## **Escenario 6**

Se eliminó la línea de sólidos de la planta y se buscó el precio mínimo de venta por kilo de biobutanol. Este valor fue de \$25,53/ kg de biobutanol, con un caudal de producción de 20,99 kg/h. Este precio, es un valor más elevado que el primer escenario, se debe a que no se esta produciendo la cantidad adecuada de biobutanol al igual que el de acetona. Si bien el caudal que aporta la acetona no es de una cantidad sobresaliente, sigue siendo un gran aporte a la planta al igual que al precio del biobutanol. Por otro lado, no se justifica el hecho de eliminar los equipos ya que no se consiguió un precio de venta mínimo semejante al del mercado.

Como se puede ver, los precios que se expusieron en la mayoría de los escenarios no son comerciables, esto se debe tanto a los equipos, materias primas, pero sobre todo, a la cantidad de bagazo necesario para producir un kg de biobutanol. Se necesitan alrededor de 48kg de bagazo para producir uno de biobutanol, lo cual hace complicado el proceso que se ha expuesto. Sin embargo, como se puede ver en el escenario número 5 si las tanto las materias primas como los equipos necesarios fuesen construídos en Ecuador, esta planta si tuviese un valor económico. El resumen de todos los escenarios se los puede ver en la tabla E-19 de anexos donde se ve los cambios de caudal y de valor mínimo de venta para todos los escenarios.

## **6 Conclusiones y recomendaciones**

En este proyecto se realizó un análisis tecno-económico para la construcción de una planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza con el fin de reutilizar un deshecho industrial y transformarlo en un producto con valor agregado. Se desea ayudar a los agricultores a tener un combustible de alta pureza y un precio menor o igual a la de la gasolina, de esta forma ayudar y agradecer su esfuerzo e importancia en la economía del país. Sin embargo, como se pudo ver en el capítulo económico, la escala de la planta, la cantidad

de materia prima y la importaciones de los equipos inhiben que esta sea rentable. Si bien se logró calcular los precios base de todos los eventos mencionados en la sección “Análisis de Flexibilidad y Flujo de Caja” todos los precios están al menos 12 veces sobre el precio del mercado, por lo que no sería prudente invertir en una planta de este tipo en la actualidad en el Ecuador. Por otro lado, considerando que tanto las materias primas como los equipos no tienen costo de importación, el valor mínimo del butanol llegó a 8 veces lo que se ofrece en el mercado. Sin embargo, esta no es la realidad del presente en este país.

Al haber diseñado esta planta se pudo notar, el arduo trabajo sería necesario para plantear un proyecto de esta escala. Si bien la parte física del proyecto, es decir los equipos, la parte electrónica, entre otros, es difícil, la sección intelectual y contable de la planta también tiene un gran trabajo. Usualmente se pensaba que al diseñar un proyecto, lo más difícil es la simulación, por lo preciso que debe ser el usuario con el programa para lograr un resultado deseado, sin embargo, este no fue el caso. La sección que causó más problemas fue la sección económica dado que sólo se pudo calcular el precio mínimo de venta por su alto valor por kg de butanol.

Las investigaciones a futuro de este tema deben tomar una forma biológica, crear una enzima modificada genéticamente para destruir los enlaces de la celulosa e hidrogenizar estas azúcares simultáneamente. De esta forma no se usarían 2 enzimas y el costo de producción reduciría notablemente. También, se podría considerar separar el biobutanol como primer paso de la separación y eliminar el resto de la solución, de esta forma se ahorrarían miles de dólares en electricidad y equipos, sin embargo, se debe estudiar la manera de deshechar esta sustancia correctamente. A pesar de que es un proceso complicado de realizar tanto a nivel de laboratorio como industrialmente, se debería poner empeño en construir algo similar y de esta forma usar una materia prima secundaria.

Aún cuando esta planta de biobutanol resultó no ser rentable, se debería seguir investigando opciones industriales para el uso de este deshecho y de la materia prima secundaria en general. De esta forma logramos un uso eficiente de los recursos que se producen en Ecuador y es una forma más eco-amigable de descartar el desperdicio industrial. Como se mencionó anteriormente, el material lignocelulósico puede ser usado para una variedad de industrias, tanto alimenticias como energéticas, por lo que se debería incentivar la investigación de este desperdicio. Es un desafío que se podría llevar a cabo con apoyo de varias partes, de esta forma lograr concientizar a las personas de los recursos que pueden ser reutilizables y lo que se puede llegar a hacer con una materia prima secundaria.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aroh, K. (2019). *Review: Beer Production. Feb, 2019*, 15.
- Asma, A., Anders, N., Spiess, A. C., Baldrian, P., & Benallaoua, S. (2020). Biomass and Bioenergy Insights from enzymatic degradation of cellulose and hemicellulose to fermentable sugars – a review. *Biomass and Bioenergy*, 134(January), 105481. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105481>
- Bachmann, S. A. L., Calvete, T., & Féris, L. A. (2022a). Potential applications of brewery spent grain: Critical an overview. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 10(1). <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.106951>
- Bachmann, S. A. L., Calvete, T., & Féris, L. A. (2022b). Potential applications of brewery spent grain: Critical an overview. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 10(1). <https://doi.org/10.1016/J.JECE.2021.106951>
- Baiano, A. (2021). Craft beer: An overview. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety*, 20(2), 1829–1856. <https://doi.org/10.1111/1541-4337.12693>
- Carrasco, R. del O. (2017). *Análisis del ciclo de vida de la producción de biobutanol a partir de bagazo de cerveza*. 86. <http://uvadoc.uva.es/handle/10324/26079>
- Cereijido María. (2017). *Cerveza, malta y licores*.
- Chang, R. (2017). *Fundamentos de química*. McGraw Hill.
- Gao, R., Xiong, L., Wang, M., & Peng, F. (2022). Industrial Crops & Products Production of acetone-butanol-ethanol and lipids from sugarcane molasses via coupled fermentation by *Clostridium acetobutylicum* and oleaginous yeasts. *Industrial Crops & Products*, 185(2), 115131. <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2022.115131>
- Geankopolis, C. J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 4(1), 88–100.
- Iturralde, F. J. ignacio. (2017). *Colegio de Administración y Economía Importancia del Sector Agrícola en una Economía Dolarizada José Ignacio Fiallo Iturralde Importancia del Sector Agrícola en una Economía Dolarizada José Ignacio Fiallo Iturralde*.
- Jang, M. O., & Choi, G. (2018). Techno-economic analysis of biobutanol production from lignocellulosic biomass by concentrated acid pretreatment and hydrolysis plus continuous fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, 134, 30–43. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2018.03.002>
- Joshi, D. R., & Adhikari, N. (2019). An Overview on Common Organic Solvents and Their Toxicity. *Journal of Pharmaceutical Research International*, June, 1–18. <https://doi.org/10.9734/jpri/2019/v28i330203>
- Karthick, C., & Nanthagopal, K. (2021). A comprehensive review on ecological approaches of waste to wealth strategies for production of sustainable biobutanol and its suitability in automotive applications. *Energy Conversion and Management*, 239(May 2021),



114219. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114219>

- Kaymak, D. B. (2019). Design and Control of an Alternative Process for Biobutanol Purification from ABE Fermentation [Research-article]. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 58(5), 1957–1965. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b03818>
- Kharlampidi, K. E., Nurmurodov, T. S., Ulitin, N. V., Tereshchenko, A., Miroshkin, N. P., Shiyani, D. A., Novikov, N. A., Stoyanov, O. V., Ziyatdinov, N. N., Lapteva, T. V., & Khursan, S. L. (2021). Design of cumene oxidation process. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, 161(January), 108314. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2021.108314>
- Mukherjee, M., Goswami, G., Mondal, P. K., & Das, D. (2020). Biobutanol as a potential alternative to petroleum fuel: Sustainable bioprocess and cost analysis. *Fuel*, 278. <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2020.118403>
- Nanda, S., Vo, D. V. N., & Sarangi, P. K. (2020). Biorefinery of alternative resources: Targeting green fuels and platform chemicals. In *Biorefinery of Alternative Resources: Targeting Green Fuels and Platform Chemicals*. <https://doi.org/10.1007/978-981-15-1804-1>
- National Institute of Statistics and Censuses. (2019). The Living Conditions of Ecuadorians: Results of the Living Conditions Survey. *Reports*, 5. [www.inec.gov.ec](http://www.inec.gov.ec)
- Patraşcu, I., Bîldea, C. S., & Kiss, A. A. (2017). Eco-efficient butanol separation in the ABE fermentation process. *Separation and Purification Technology*, 177, 49–61. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2016.12.008>
- Pérez, R. (2021). Industria cervecera artesanal en Quito y la transformación de bagazo de la cerveza en harina. *Conectividad*, 2(1), 48–61. <https://revista.ister.edu.ec/ojs/index.php/ISTER/article/view/21/37>
- Plaza, P. E., Gallego-Morales, L. J., Peñuela-Vásquez, M., Lucas, S., García-Cubero, M. T., & Coca, M. (2017). Biobutanol production from brewer's spent grain hydrolysates by *Clostridium beijerinckii*. *Bioresource Technology*, 244(July), 166–174. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.07.139>
- Rack, J. G. M., Palazzo, L., & Ahel, I. (2020). (ADP-ribosyl)hydrolases: structure, function, and biology. *Genes & Development*, 34(5–6), 263–284. <https://doi.org/10.1101/GAD.334631.119>
- Rajnish, K. N., Samuel, M. S., John J, A., Datta, S., Chandrasekar, N., Balaji, R., Jose, S., & Selvarajan, E. (2021). Immobilization of cellulase enzymes on nano and micro-materials for breakdown of cellulose for biofuel production-a narrative review. *International Journal of Biological Macromolecules*, 182, 1793–1802. <https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2021.05.176>
- Rivas-Astroza, M., Paredes, I., Guerrero, K., Mau, S., Quintero, J., Gentina, J. C., Conejeros, R., & Aroca, G. (2021). Kinetic model of *Clostridium beijerinckii*'s Acetone-Biobutanol-Ethanol fermentation considering metabolically diverse cell types. *Journal of Biotechnology*, 342, 1–12. <https://doi.org/10.1016/J.JBIOTECH.2021.09.021>

- Rodríguez, Á. G. (2017). *Recuperación de biobutanol para la producción de combustibles mediante ciclos de adsorción-desorción*.
- Sinnott, R., & Towler, G. (2008). *Chemical Engineering Design*.
- Tobar, M. B. (2020). *Recent Advances in Electrical Engineering , Electronics and Energy* (Vol. 2).
- Torres Barberan, O. L., & Gorozabel Muñoz, W. A. (2022). Caracterización química de los residuos sólidos procedentes de la elaboración de tres tipos de cerveza artesanal (stout - negra, imperial - rubia, guayacán - roja). *La Técnica: Revista de Las Agrociencias*. ISSN 2477-8982, 27(27), 13. [https://doi.org/10.33936/la\\_tecnica.v0i27.3624](https://doi.org/10.33936/la_tecnica.v0i27.3624)
- Ullah, R., Khraisheh, M., Esteves, R. J., McLeskey, J. T., AlGhouti, M., Gad-el-Hak, M., & Vahedi Tafreshi, H. (2018). Energy efficiency of direct contact membrane distillation. *Desalination*, 433(November 2017), 56–67. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2018.01.025>

## ÍNDICE DE TABLAS ANEXOS

|  |    |
|--|----|
| Tabla A-1: Objetivos, Actividades y Metodología del proyecto.....                                  | 46 |
| Tabla B-1: Caudal de bagazo necesario en diferentes plazos de tiempo.....                          | 48 |
| Tabla B-2: Composiciones de los caudales de la sección de pretratamiento.....                      | 48 |
| Tabla B-3: Composiciones de los caudales de hidrólisis enzimática, línea de sólidos.....           | 49 |
| Tabla B-4: Composición de los caudales de hidrólisis enzimática, línea de líquidos .....           | 50 |
| Tabla B-5: Componentes del caudal de nutrientes para el fermentador .....                          | 50 |
| Tabla B-6: Composiciones del inóculo inicial .....   | 51 |
| Tabla B-7: Composiciones de los caudales de reactivos del fermentador.....                         | 51 |
| Tabla B-8: Composiciones de los caudales de productos de la fermentación.....                      | 52 |
| Tabla B-9: Composiciones de los caudales de la primera columna de destilación.....                 | 52 |
| Tabla B-10: Composiciones de los caudales de la segunda columna de destilación.....                | 52 |
| Tabla B-11: Composiciones del decantador.....  | 53 |
| Tabla C-1: Dimensionamiento de los equipos utilizados en la planta.....                            | 53 |
| Tabla C-2: Resumen de los dimensionamientos del fermentador.....                                   | 55 |
| Tabla C-3: Dimensionamiento del tanque de agitación CSTR-1.....                                    | 56 |
| Tabla C-4: Dimensionamiento del tanque de agitación CSTR-2.....                                    | 56 |
| Tabla C-5: Dimensionamiento del tanque de agitación CSTR-3.....                                    | 57 |
| Tabla C-6: Resumen de los constantes de potencia del fermentador.....                              | 59 |
| Tabla C-7: Resumen de los constantes de potencia del tanque de agitación CSTR-1.....               | 59 |
| Tabla C-8: Resumen de los constantes de potencia del tanque de agitación CSTR-2.....               | 59 |
| Tabla C-9: Resumen de los constantes de potencia del tanque de agitación CSTR-3.....               | 60 |
| Tabla E-1: Factores de diferentes métodos económicos para el cálculo de la inversión<br>total..... | 68 |

|   |    |
|---|----|
| Tabla E-2: Factores de diferentes métodos económicos para el cálculo de la inversión total para el escenario sin hidrólisis sólida..... | 68 |
| Tabla E-3: Costos de Equipos de acuerdo a la literatura .....   | 69 |
| Tabla E-4: Continuación de los costos de equipos de acuerdo a la literatura.....  | 70 |
| Tabla E-5: Constantes de instalación de equipos.....  | 71 |
| Tabla E-6: Costo de Equipos según los constantes encontrado en la literatura.....   | 71 |
| Tabla E-7: Costos de ingeniería.....  | 73 |
| Tabla E-8: Costos imprevistos.....  | 73 |
| Tabla E-9: Capital de trabajo .....   | 74 |
| Tabla E-10: Costos Fijos de Producción .....  | 74 |
| Tabla E-11: Costos de servicios .....   | 75 |
| Tabla E-12: Costo materias primas .....   | 76 |
| Tabla E-13: Costo ISBL y OSBL para eventos sin hidrólisis enzimática, línea de sólido.....  | 76 |
| Tabla E-14: Costo de ingeniería para eventos sin hidrólisis enzimática, línea de sólido.....  | 79 |
| Tabla E-15: Costos imprevistos para eventos sin hidrólisis enzimática, línea de sólido.....   | 79 |
| Tabla E-16: Costos variables para eventos sin hidrólisis enzimática, línea de sólido.....   | 79 |
| Tabla E-17: Costos materias primas para eventos sin hidrólisis enzimática, línea de sólido..  | 79 |
| Tabla E-18: Resumen de los escenarios expuestos en la sección de flexibilidad económica..   | 80 |

## ÍNDICE DE FIGURAS ANEXOS

|   |    |
|---|----|
| Figura C-1: Relación entre el número de Reynolds y el número de potencia al igual que la razón entre el fermentador y las paletas.....      | 58 |
| Figura D-1: Concentración de los diferentes productos del fermentador en función del tiempo.....  | 60 |
| Figura D-2: Concentración de acetona dentro del fermentador en función del tiempo.....  | 61 |
| Figura D-3: Concentración de acetato dentro del fermentador en función del tiempo .....   | 61 |
| Figura D-4: Concentración de etanol dentro del fermentador en función del tiempo.....   | 62 |
| Figura D-5: Concentración de biobutanol dentro del fermentador en función del tiempo.....   | 62 |
| Figura D-6: Simulación del proceso de separación en la producción de biobutanol HYSYS.....  | 63 |
| Figura D-7: Descripción de la primera columna de destilación.....   | 63 |
| Figura D-8: Descripción de la segunda columna de destilación.....   | 64 |
| Figura D-9: Composiciones de los diferentes componentes del caudal en la primera columna de destilación en función del número de plato..... | 64 |
| Figura D-10: Densidad y viscosidad del residuo de la primera columna.....   | 65 |
| Figura D-11: Densidad y viscosidad de la línea liviana de la primera columna.....   | 65 |
| Figura D-12: Composiciones de los componentes de caudal de la segunda columna.....  | 66 |
| Figura D-13: Viscosidad y densidad del residuo de la segunda columna.....   | 66 |
| Figura D-14: Viscosidad y densidad de la línea liviana de la segunda columna.....   | 67 |

## ANEXO A: METODOLOGÍA

Tabla A-1, Objetivos, actividades y metodología del proyecto

|                         | <b>Objetivo</b>  | <b>Resultado esperado</b>  | <b>Actividades</b>   | <b>Metodología</b>   |
|-------------------------|--|--|--|--|
| <b>General</b>          | Diseñar y analizar la factibilidad de una planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza, que será destinado para las poblaciones agrícolas del país. | Diseño y análisis de la planta de biobutanol a partir del bagazo de cerveza  |  |  |
| <b>Ob. Específico 1</b> | Analizar la prefactibilidad y el mejor método de elaborar un combustible de este tipo, tanto económica como físicamente.   | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Microorganismo seleccionado</li> <li>● Método de producción seleccionado</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Investigación de biomasa para convertirse en combustible</li> <li>● Investigación métodos de producción de biobutanol</li> <li>● Análisis de mercado y precio de venta de biobutanol</li> <li>● Justificar económicamente la planta de biobutanol tomando en cuenta la materia prima y la producción deseada</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Comparación entre proceso de producción de biobutanol, mediante reacción o fermentación</li> <li>● Realizar matriz de decisiones para determinar proceso más conveniente.</li> <li>● Investigación de precio de mercado y demanda de biobutanol</li> <li>● Selección de microorganismo para la fermentación de biobutanol.</li> </ul> |

|                                |   |   |  |   |
|--------------------------------|---|---|--|---|
| <p><b>Ob. Específico 2</b></p> | <p>Realizar el diseño de la planta de producción de biobutanol a partir del bagazo de cerveza mediante dibujos al igual que simulaciones.</p> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Diseño de la planta</li> <li>● Layout de la planta</li> <li>● Simulación de la pl</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Operaciones unitarias</li> <li>● Condiciones de operación</li> <li>● Selección y dimensionamiento de equipos</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Definición de caudal de producción en base a la información recompilada</li> <li>● Evaluar caudales de producción de plantas similares internacionales</li> <li>● Establecer procesos de pretratamiento, hidrólisis enzimática, fermentación, separación.</li> <li>● Establecer proceso cinético del biorreactor</li> <li>● Establecer conversión y rendimiento</li> <li>● Condiciones de operación de las diferentes máquinas</li> <li>● Balances de masa y energía tanto global como para cada operación</li> <li>● Automatizar los cálculos para poder ver el cambio con diferentes variables</li> <li>● Cálculo de energía total del proceso.</li> <li>● Elegir los equipos necesarios para la producción de biobutanol mediante información histórica como con la ayuda de la simulación</li> <li>● Evaluar alternativas de los equipos mediante catálogo</li> <li>● Simular las operaciones posibles en Aspen Hysys.</li> <li>● Simular las concentraciones finales del biorreactor</li> </ul> |
|--------------------------------|---|---|--|---|

|                         |   |  |   |   |
|-------------------------|---|--|---|---|
| <b>Ob. Específico 3</b> | Evaluación económica y análisis de flexibilidad de la planta de producción de biobutanol. | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Condiciones de rentabilidad</li> <li>● Precio de venta mínimo</li> <li>● Caudal necesario para la rentabilidad</li> <li>● Escenarios posibles de venta</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Estimación de costos</li> <li>● Análisis de rentabilidad y tiempo de recuperación</li> <li>● Análisis de flexibilidad</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>● Llevar a cabo un flujo de caja del proyecto</li> <li>● Estimar escenarios y parámetros que demuestren viabilidad del proyecto</li> <li>● Definir variables que pueden ser modificadas</li> <li>● Analizar respuesta de los parámetros a las diferentes variables de entrada</li> <li>● Analizar resultados obtenidos y definir si el proyecto es rentable</li> </ul> |
|-------------------------|---|--|---|---|

### ANEXO B: BALANCE DE MASA

Tabla B-1, caudal de bagazo necesario en diferentes plazos de tiempo

| Cantidad de bagazo | Unidades         |
|--------------------|------------------|
| 18000              | ton/año          |
| 18000000,00        | kg bagazo/año    |
| 49315,07           | kg bagazo/día    |
| 2054,79            | kg bagazo / hora |

Tabla B-2, composiciones de los caudales de la sección de pretratamiento

|                         | BGZ     | STR-2   | STR-3   | STR-4   | SLD-1  | LDQ-1   |
|-------------------------|---------|---------|---------|---------|--------|---------|
| <b>Temperatura [°C]</b> | 20,00   | 100,00  | 120,00  | 100,00  | 100,00 | 100,00  |
| <b>Presión [bar]</b>    | 1,00    | 1,00    | 2,00    | 1,00    | 1,00   | 1,00    |
| <b>Caudal [kg/h]</b>    | 1955,88 | 3102,19 | 2987,37 | 2939,39 | 629,69 | 2297,30 |
| <b>H2O [kg/h]</b>       | 1438,36 | 2621,35 | 2564,97 | 2544,97 | 400,80 | 2104,19 |
| <b>H2SO4 [kg/h]</b>     | 20,00   | 0,00    | 0,00    | 0,00    | 0,00   | 0,00    |
| <b>Glucosa [kg/h]</b>   | 0,00    | 0,00    | 52,61   | 52,61   | 8,94   | 43,67   |
| <b>Xylosa [kg/h]</b>    | 0,00    | 0,00    | 59,87   | 59,87   | 10,60  | 49,27   |
| <b>Lignina [kg/h]</b>   | 123,29  | 0,00    | 11,32   | 11,32   | 1,90   | 9,42    |



|                             |        |        |       |       |       |       |
|-----------------------------|--------|--------|-------|-------|-------|-------|
| <b>Proteína [kg/h]</b>      | 93,08  | 70,73  | 50,72 | 50,72 | 50,72 | 0,00  |
| <b>Extrasol [kg/h]</b>      | 6,99   | 0,00   | 70,39 | 70,39 | 12,43 | 57,96 |
| <b>Furfural [kg/h]</b>      | 4,99   | 0,00   | 0,33  | 0,33  | 0,06  | 0,28  |
| <b>Ácido acético [kg/h]</b> | 0,00   | 0,00   | 11,48 | 11,48 | 2,00  | 9,48  |
| <b>Glucan [kg/h]</b>        | 142,40 | 108,27 | 55,68 | 55,68 | 55,72 | 0,00  |
| <b>xylan [kg/h]</b>         | 77,05  | 72,59  | 12,80 | 12,80 | 12,82 | 0,00  |
| <b>AIL [kg/h]</b>           | 4,11   | 66,17  | 62,50 | 62,50 | 62,04 | 0,00  |
| <b>Arabinan [kg/h]</b>      | 45,62  | 34,68  | 6,71  | 6,71  | 6,71  | 0,00  |
| <b>Arabinosa [kg/h]</b>     | 0,00   | 0,00   | 27,98 | 27,98 | 4,95  | 23,03 |

Tabla B-3, composiciones de los diferentes caudales de la hidrólisis enzimática, línea sólidos

|                             | SLD-1  | SLD-2   | SLD-4   | SLD-5   | Residuo | SLD-6   |
|-----------------------------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|
| <b>Temperatura [°C]</b>     | 100,00 | 100,00  | 120,00  | 100,00  | 100,00  | 100,00  |
| <b>Presión [bar]</b>        | 1,00   | 1,00    | 1,00    | 1,00    | 1,00    | 1,00    |
| <b>Caudal [kg/h]</b>        | 629,69 | 0,00    | 1871,30 | 1884,40 | 573,67  | 1314,53 |
| <b>H2O [kg/h]</b>           | 400,80 | 1527,31 | 1643,27 | 1643,09 | 418,66  | 1224,43 |
| <b>H2SO4 [kg/h]</b>         | 0,00   | 0,00    | 0,00    | 0,00    | 0,00    | 0,00    |
| <b>Glucosa [kg/h]</b>       | 8,94   | 8,94    | 8,94    | 57,02   | 14,53   | 42,49   |
| <b>Xylosa [kg/h]</b>        | 10,60  | 10,60   | 10,60   | 19,52   | 4,99    | 14,53   |
| <b>Lignina [kg/h]</b>       | 1,90   | 1,90    | 1,90    | 1,90    | 0,48    | 1,43    |
| <b>Proteína [kg/h]</b>      | 50,72  | 49,64   | 49,64   | 49,58   | 49,58   | 0,00    |
| <b>Extrasol [kg/h]</b>      | 12,43  | 12,43   | 12,43   | 11,06   | 3,15    | 9,28    |
| <b>Furfural [kg/h]</b>      | 0,06   | 0,06    | 0,06    | 0,06    | 0,03    | 0,03    |
| <b>Ácido acético [kg/h]</b> | 2,00   | 2,00    | 2,22    | 19,72   | 5,54    | 16,62   |
| <b>Glucan [kg/h]</b>        | 55,72  | 55,72   | 55,72   | 5,52    | 5,52    | 0,00    |
| <b>xylan [kg/h]</b>         | 12,82  | 12,82   | 12,82   | 3,83    | 3,83    | 0,00    |
| <b>AIL [kg/h]</b>           | 62,04  | 62,04   | 62,04   | 62,04   | 62,04   | 0,00    |
| <b>Arabinan [kg/h]</b>      | 6,71   | 6,71    | 6,71    | 3,38    | 3,38    | 0,00    |
| <b>Arabinosa [kg/h]</b>     | 4,95   | 4,95    | 4,95    | 7,68    | 1,95    | 5,73    |

Tabla B-4 , composición de los caudales de hidrólisis enzimática, línea de líquidos

|                             | <b>LQD-2</b> | <b>Deshecho</b> | <b>LQD-4</b> |
|-----------------------------|--------------|-----------------|--------------|
| <b>Temperatura [°C]</b>     | 50,00        | 50,00           | 50,00        |
| <b>Presión [bar]</b>        | 1,00         | 1,00            | 1,00         |
| <b>Caudal [kg/h]</b>        | 2297,30      | 34,12           | 2263,18      |
| <b>H2O [kg/h]</b>           | 2104,19      | 22,94           | 2081,26      |
| <b>H2SO4 [kg/h]</b>         | 0,00         | 0,00            | 0,00         |
| <b>Glucosa [kg/h]</b>       | 43,67        | 0,50            | 43,16        |
| <b>Xylosa [kg/h]</b>        | 49,27        | 0,06            | 49,21        |
| <b>Lignina [kg/h]</b>       | 9,42         | 0,11            | 9,31         |
| <b>Proteína [kg/h]</b>      | 0,00         | 0,00            | 0,00         |
| <b>Extrasol [kg/h]</b>      | 57,96        | 0,72            | 57,23        |
| <b>Furfural [kg/h]</b>      | 0,28         | 0,00            | 0,28         |
| <b>Ácido acético [kg/h]</b> | 9,48         | 9,48            | 0,00         |
| <b>Glucan [kg/h]</b>        | 0,00         | 0,00            | 0,00         |
| <b>xylan [kg/h]</b>         | 0,00         | 0,00            | 0,00         |
| <b>AIL [kg/h]</b>           | 0,00         | 0,00            | 0,00         |
| <b>Arabinan [kg/h]</b>      | 23,03        | 0,30            | 22,73        |
| <b>Arabinosa [kg/h]</b>     | 0,00         | 0,00            | 0,00         |

Tabla B-5, componentes del caudal de nutrientes para el fermentador

| <b>Nutriente</b>           | <b>Concentración [g/L]</b> |
|----------------------------|----------------------------|
| Acetato de amonio          | 2,2                        |
| Sulfato de magnesio        | 0,4                        |
| Sulfato de manganeso       | 0,015                      |
| Cloruro sódico             | 0,01                       |
| Cloruro de potasio         | 0,06                       |
| Sulfato de hierro          | 0,05                       |
| Fosfato ácido dipotásico   | 0,5                        |
| Fosfato ácido monopotásico | 0,5                        |
| Ácido para aminobenzoico   | 0,00001                    |

Tabla B-6, composiciones del inóculo de la fermentación

| <b>Componente</b>               | <b>Concentración [g/L]</b> |
|---------------------------------|----------------------------|
| PABA                            | 0,001                      |
| Thiamine                        | 0,001                      |
| Biotin                          | 0,00001                    |
| MgSO <sub>4</sub>               | 0,6                        |
| MnSO <sub>4</sub>               | 0,01                       |
| FeSO <sub>4</sub>               | 0,05                       |
| NaCl                            | 0,01                       |
| KCl                             | 0,006                      |
| KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> | 0,5                        |
| K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> | 0,5                        |
| Ammonium acetate                | 2,2                        |

Tabla B-7, Composición de los caudales de reactivos de los fermentadores

|  | <b>React-1</b> | <b>R-1-2-3</b> |
|--|----------------|----------------|
| <b>Temperatura [°C]</b>                    | 37,00          | 37,00          |
| <b>Presión [bar]</b>                       | 1,00           | 1,00           |
| <b>Caudal [kg/h]</b>                       | 3584,05        | 1194,68        |
| <b>Agua [kg/h]</b>                         | 3305,69        | 1101,90        |
| <b>Glucosa [kg/h]</b>                      | 85,65          | 28,55          |
| <b>xylosa [kg/h]</b>                       | 63,74          | 21,25          |
| <b>arabinosa [kg/h]</b>                    | 45,75          | 15,25          |
| <b>lignina [kg/h]</b>                      | 10,73          | 3,58           |
| <b>extrasol [kg/h]</b>                     | 66,52          | 22,17          |
| <b>furfural [kg/h]</b>                     | 0,28           | 0,09           |
| <b>MgSO<sub>4</sub> [kg/h]</b>             | 1,48           | 0,49           |
| <b>MnSO<sub>4</sub> [kg/h]</b>             | 0,06           | 0,02           |
| <b>NaCl [kg/h]</b>                         | 0,04           | 0,01           |
| <b>KCl [kg/h]</b>                          | 0,22           | 0,07           |
| <b>FeSO<sub>4</sub> [kg/h]</b>             | 0,18           | 0,06           |
| <b>K<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> [kg/h]</b> | 1,85           | 0,62           |
| <b>KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> [kg/h]</b> | 1,85           | 0,62           |

Tabla B-8, Composición de los caudales de productos de la fermentación

|                          | <b>Producto</b> | <b>P-1-2-3</b> |
|--------------------------|-----------------|----------------|
| <b>Temperatura [°C]</b>  | 35,00           | 35,00          |
| <b>Presión [bar]</b>     | 1,00            | 1,00           |
| <b>Caudal [kg/h]</b>     | 3503,54         | 1167,85        |
| <b>agua [kg/h]</b>       | 3369,00         | 1123,00        |
| <b>Glucosa [kg/h]</b>    | 0,74            | 0,25           |
| <b>xylosa [kg/h]</b>     | 5,95            | 1,98           |
| <b>arabinosa [kg/h]</b>  | 3,69            | 1,23           |
| <b>lignina [kg/h]</b>    | 10,04           | 3,35           |
| <b>extrasol [kg/h]</b>   | 62,00           | 20,67          |
| <b>furfural [kg/h]</b>   | 0,32            | 0,11           |
| <b>Biobutanol [kg/h]</b> | 25,30           | 8,43           |
| <b>Acetona [kg/h]</b>    | 9,28            | 3,09           |
| <b>Etanol [kg/h]</b>     | 7,42            | 2,47           |
| <b>Acetato [kg/h]</b>    | 9,79            | 3,26           |

Tabla B-9, composiciones de los caudales de la primera columna de separación

|                          | <b>Acetona</b> | <b>Dist-1</b> |
|--------------------------|----------------|---------------|
| <b>Temperatura [°C]</b>  | 30             | 60            |
| <b>Caudal [kg/h]</b>     | 13,31939405    | 3407,47       |
| <b>Biobutanol [kg/h]</b> | 0              | 25,30         |
| <b>Acetato [kg/h]</b>    | 0              | 9,79          |
| <b>Acetona [kg/h]</b>    | 9,28           | 0             |
| <b>Etanol [kg/h]</b>     | 0,67           | 6,75          |
| <b>Agua [kg/h]</b>       | 3,37           | 3365,64       |

Tabla B-10, composiciones de los caudales de la segunda columna de separación

|                          | <b>Etanol + Agua</b> | <b>Agua</b> |
|--------------------------|----------------------|-------------|
| <b>Temperatura [°C]</b>  | 50                   | 50          |
| <b>Caudal [kg/h]</b>     | 37,04                | 3345,14     |
| <b>Biobutanol [kg/h]</b> | 0,00                 | 0,00        |
| <b>Acetato [kg/h]</b>    | 0,00                 | 9,79        |
| <b>Acetona [kg/h]</b>    | 0,00                 | 0,00        |
| <b>Etanol [kg/h]</b>     | 6,75                 | 0,00        |
| <b>Agua [kg/h]</b>       | 30,29                | 3335,34     |

Tabla B-11, composiciones de los caudales del decantador

|                   | Biobutanol | Dist-2  |
|-------------------|------------|---------|
| Temperatura [°C]  | 50         | 50      |
| Caudal [kg/h]     | 25,30      | 3382,18 |
| Biobutanol [kg/h] | 25,30      | 0,00    |
| Acetato [kg/h]    | 0,00       | 9,79    |
| Acetona [kg/h]    | 0,00       | 0,00    |
| Etanol [kg/h]     | 0,00       | 6,75    |
| Agua [kg/h]       | 0,00       | 3365,64 |

### ANEXO C: DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Tabla C-1, Características de los equipos utilizados en la planta divididos en sus respectivos procesos.

|                                      | Equipo     | Capacidad |        | Potencia [kW] | Parámetros adicionales |      | Referencia de diseño   |
|--------------------------------------|------------|-----------|--------|---------------|------------------------|------|------------------------|
|                                      |            | Valor     | Unidad |               |                        |      |                        |
| <b>Pretratameinto</b>                | Mix-1      | 2000      | L      | 0,75          | Velocidad [rpm]        | 1000 | Towler & Sinnott, 2008 |
|                                      | Prealent-1 | 20        | Ton    | 500           | Eficiencia [%]         | 99   | Towler & Sinnott, 2009 |
|                                      | Flash-1    | 10000     | L      | 50            | Voltaje [V]            | 450  | Catálogo               |
|                                      | Centri-1   | 3000      | kg/h   | 7,5           | Velocidad [rpm]        | 1200 | Towler & Sinnott, 2009 |
|                                      | Cstr-1     | 10000     | L      | 75            | Velocidad [rpm]        | 85   | Towler & Sinnott, 2009 |
| <b>Hidrólisis enzimática Sólido</b>  | Mix-2      | 8000      | L      | 0,75          | Velocidad [rpm]        | 1000 | Towler & Sinnott, 2008 |
|                                      | Mix-3      | 8000      | L      | 0,75          | Velocidad [rpm]        | 1000 | Towler & Sinnott, 2008 |
|                                      | Prealent-2 | 20        | Ton    | 500           | Eficiencia [%]         | 99   | Towler & Sinnott, 2009 |
|                                      | Cstr-2     | 10000     | L      | 80            | Velocidad [rpm]        | 100  | Towler & Sinnott, 2009 |
|                                      | Centri-2   | 3000      | kg/h   | 7,5           | Velocidad [rpm]        | 1200 | Towler & Sinnott, 2009 |
| <b>Hidrólisis enzimática Líquido</b> | Cstr-3     | 2500      | L      | 75            | Velocidad [rpm]        | 85   | Towler & Sinnott, 2009 |
|                                      | Mix-4      | 8000      | L      | 0,75          | Velocidad [rpm]        | 1000 | Towler & Sinnott, 2008 |
|                                      | Centri-3   | 3000      | kg/h   | 7,5           | Velocidad [rpm]        | 1000 | Towler & Sinnott, 2009 |
| <b>Fermentación</b>                  | Mix-5      | 17000     | L      | 1,5           | Velocidad [rpm]        | 800  | Catálogo               |

|                   |           |        |   |      |                       |           |                        |
|-------------------|-----------|--------|---|------|-----------------------|-----------|------------------------|
|                   | Ferment-1 | 10000  | L | 5    | Grosor de tanque [mm] | 5         | Catálogo               |
|                   | Ferment-2 | 10000  | L | 5    | Grosor de tanque [mm] | 5         | Catálogo               |
|                   | Ferment-3 | 10000  | L | 5    | Grosor de tanque [mm] | 5         | Catálogo               |
| <b>Separación</b> | Discol-1  | 96000  | L | 2390 | Nº de platos          | 26        | Towler & Sinnott, 2009 |
|                   | Discol-2  | 96000  | L | 2873 | Nº de platos          | 30        | Towler & Sinnott, 2009 |
|                   | Deca-1    | 120000 | L | 60   | Dimensiones r,h [cm]  | 120 x 250 | Catálogo               |

### Diseño del fermentador

Para el diseño del biorreactor se usaron las fórmulas de descritas en la literatura

$$V = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H$$

$$D = H$$

Donde

D= diámetro del fermentador

H= altura del líquido dentro del fermentador

El ancho del tanque se lo calcula de la siguiente manera:

$$W = 0,1D$$

En cuanto a las dimensiones de las propelas se las calcula de la siguiente manera

Para el diámetro de las propelas:

$$Di = \frac{H}{3}$$

Altura de las propelas:

$$Hi = Di$$

Largo de las propelas

$$Li = 0,2Di$$

Ancho de las propelas

$$W_i = 0,25D_i$$

Altura del tanque:

$$H_t = H + 0,3H_i$$

Tabla C-2, Resumen de los dimensionamientos del fermentador

| Variable | Valor  | Unidad |
|----------|--------|--------|
| Hl       | 2,33   | m      |
| Dt       | 2,33   | m      |
| Di       | 0,776  | m      |
| Hi       | 0,776  | m      |
| Wi       | 0,1552 | m      |
| W        | 0,233  | m      |
| Li       | 0,194  | m      |
| Ht       | 2,5628 | m      |

### Dimensionamiento de los tanques de agitación

Para el diseño del tanques de agitación se usaron las fórmulas de descritas en la literatura

$$V = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H$$

$$D = H$$

Donde

D= diámetro del tanque de agitación

H= altura del líquido dentro del tanque de agitación

Espesor del tanque de agitación

$$W = \frac{1}{12}D$$

Altura del tanque:

$$H_t = H + 0,3H_i$$

Para el diámetro de las propelas:

$$\frac{D_i}{D} = \frac{1}{3}$$

Altura de las propelas dentro del tanque:

$$H_i = D_i$$

$$H_i = 0.3D$$

Altura de las propelas en sí:

$$W_i = \frac{1}{5}Da$$

Largo de las propelas:

$$L_i = \frac{1}{4}Da$$

(Geankopolis, C, 1998)

Tabla C-3, Dimensionamiento del tanque de agitación CSTR-1

|    | Valor  | Unidad |
|----|--------|--------|
| Hl | 1,365  | m      |
| Dt | 1,365  | m      |
| Di | 0,41   | m      |
| Hi | 0,41   | m      |
| Wi | 0,082  | m      |
| W  | 0,113  | m      |
| Li | 0,1025 | m      |
| Ht | 1,488  | m      |

Tabla C-4, Dimensionamiento del tanque de agitación CSTR-2

|    | Valor | Unidad |
|----|-------|--------|
| Hl | 4,02  | m      |
| Dt | 4,02  | m      |
| Di | 1,34  | m      |
| Hi | 1,34  | m      |
| Wi | 0,268 | m      |
| W  | 0,335 | m      |
| Li | 0,335 | m      |



|    |       |   |
|----|-------|---|
| Ht | 4,422 | m |
|----|-------|---|

Tabla C-5, Dimensionamiento del tanque de agitación CSTR-3

|    | Valor | Unidad |
|----|-------|--------|
| Hl | 1,5   | m      |
| Dt | 1,5   | m      |
| Di | 0,5   | m      |
| Hi | 0,5   | m      |
| Wi | 0,1   | m      |
| W  | 0,125 | m      |
| Li | 0,125 | m      |
| Ht | 1,65  | m      |

### Cálculo de la potencia del fermentador

El primer paso para obtener la potencia es calcular el número de Reynolds de la mezcla que se está usando. Por conveniencia se usa una densidad similar a la del agua ya que este compuesto es el de mayor abundancia en el caudal.

Cálculo de número de Reynolds

$$N_{Re} = \frac{\rho ND^2}{\mu}$$

Donde

$\rho$ : Densidad del líquido [kg/m<sup>3</sup>]

N: Velocidad del impulsor [rps]

D: Diámetro del impulsor [m]

$\mu$ : Viscosidad Dinámica del fluido [kg/ms]

Para este caso

$$N_{Re} = 6247125,26$$

Posteriormente se usa el número de Reynolds con la razón entre el tanque de agitación y paletas (0,3) para obtener el Número de potencia en el siguiente gráfico.

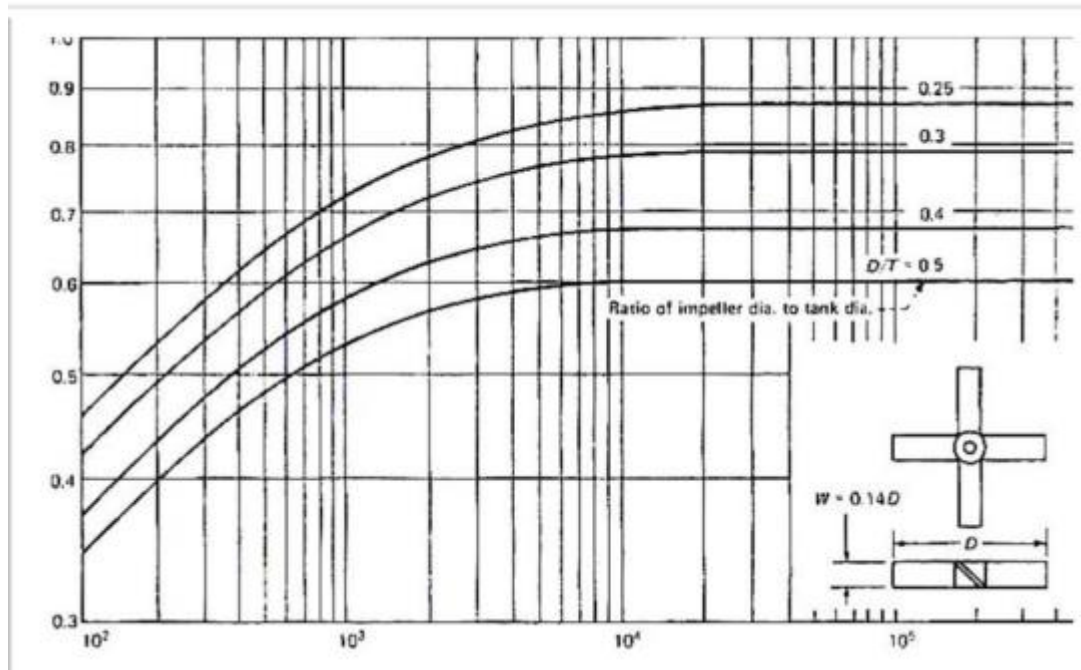


Figura C-1, Relación entre el número de Reynolds y el número de potencia al igual que la razón entre el fermentador y las paletas. Donde el eje x consta del número de Reynolds y el eje y el del número de potencia

Con la ayuda del gráfico:

$$N_p = 0,78$$

Posteriormente se usa la siguiente fórmula para encontrar la potencia del equipo:

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5}$$

Donde

$N_p$ : Número de potencia

P: potencia del equipo [W]

N: Velocidad del impulsor [rps]

D: Diámetro del impulsor [m]

(Geankopolis, C, 1998)

En la siguiente tabla se pueden ver los valores de los constantes al igual que la potencia calculada.

Tabla C-6, Resumen de los constantes de potencia del fermentador

| Constantes | Valor | Unidad |
|------------|-------|--------|
| $\rho$     | 990   | kg/h   |
| N          | 2.916 | r/s    |
| D          | 0,776 | m      |
| $\mu$      | 1,002 | kg/ms  |
| $N_p$      | 0,78  |        |
| P          | 5,3   | kW     |

Se sigue los mismos pasos para el cálculo de la potencia los tanques de agitación

Tabla C-7, Resumen de los constantes de potencia del tanque de agitación CSTR-1

| Constantes | Valor | Unidad |
|------------|-------|--------|
| $\rho$     | 990   | kg/h   |
| N          | 2.916 | r/s    |
| D          | 0,41  | m      |
| $\mu$      | 1,002 | kg/ms  |
| $N_p$      | 0,78  |        |
| P          | 2,21  | kW     |

Tabla C-8, Resumen de los constantes de potencia del tanque de agitación CSTR-2

| Constantes | Valor  | Unidad |
|------------|--------|--------|
| $\rho$     | 990    | kg/h   |
| N          | 2.916  | r/s    |
| D          | 1,34   | m      |
| $\mu$      | 1,002  | kg/ms  |
| $N_p$      | 0,78   |        |
| P          | 82,721 | kW     |

Tabla C-9, Resumen de los constantes de potencia del tanque de agitación CSTR-3

| Constantes | Valor | Unidad |
|------------|-------|--------|
| $\rho$     | 990   | kg/h   |
| N          | 2.916 | r/s    |
| D          | 0,51  | m      |
| $\mu$      | 1,002 | kg/ms  |
| $N_p$      | 0,78  |        |
| P          | 6     | kW     |

## ANEXO D: SIMULACIONES

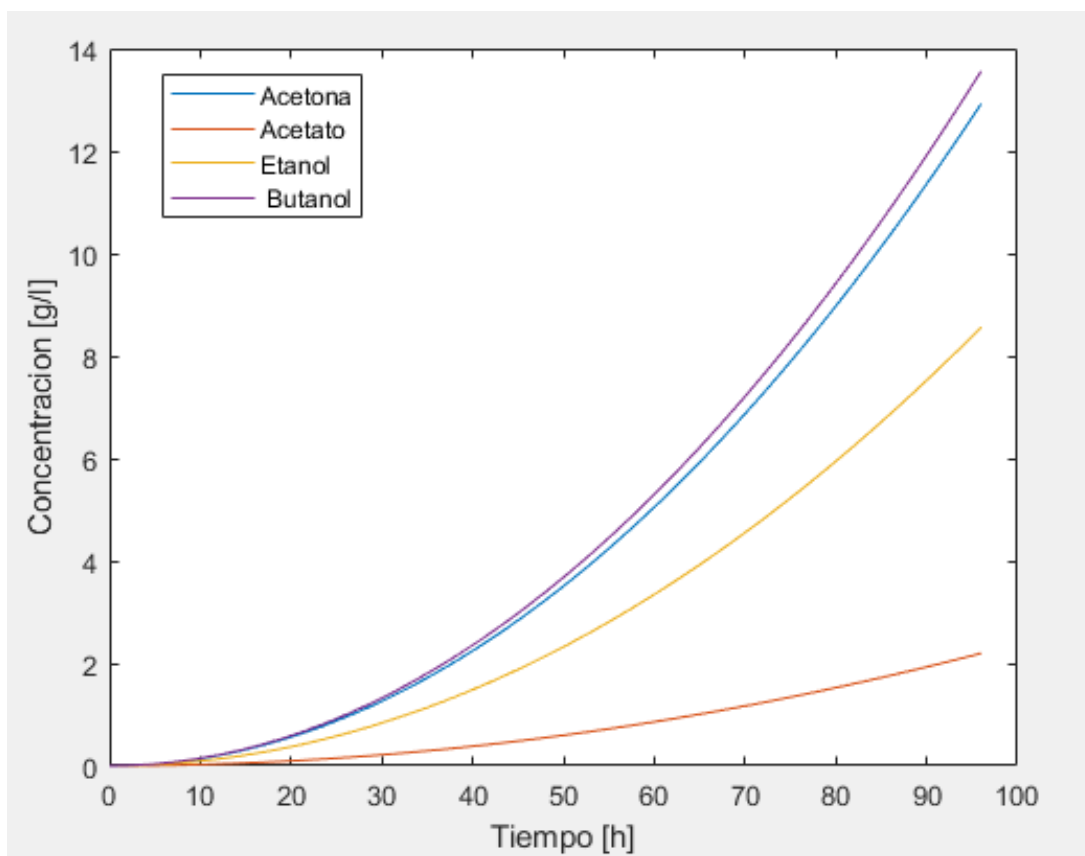


Figura D-1, concentración de los diferentes productos del fermentador en función del tiempo

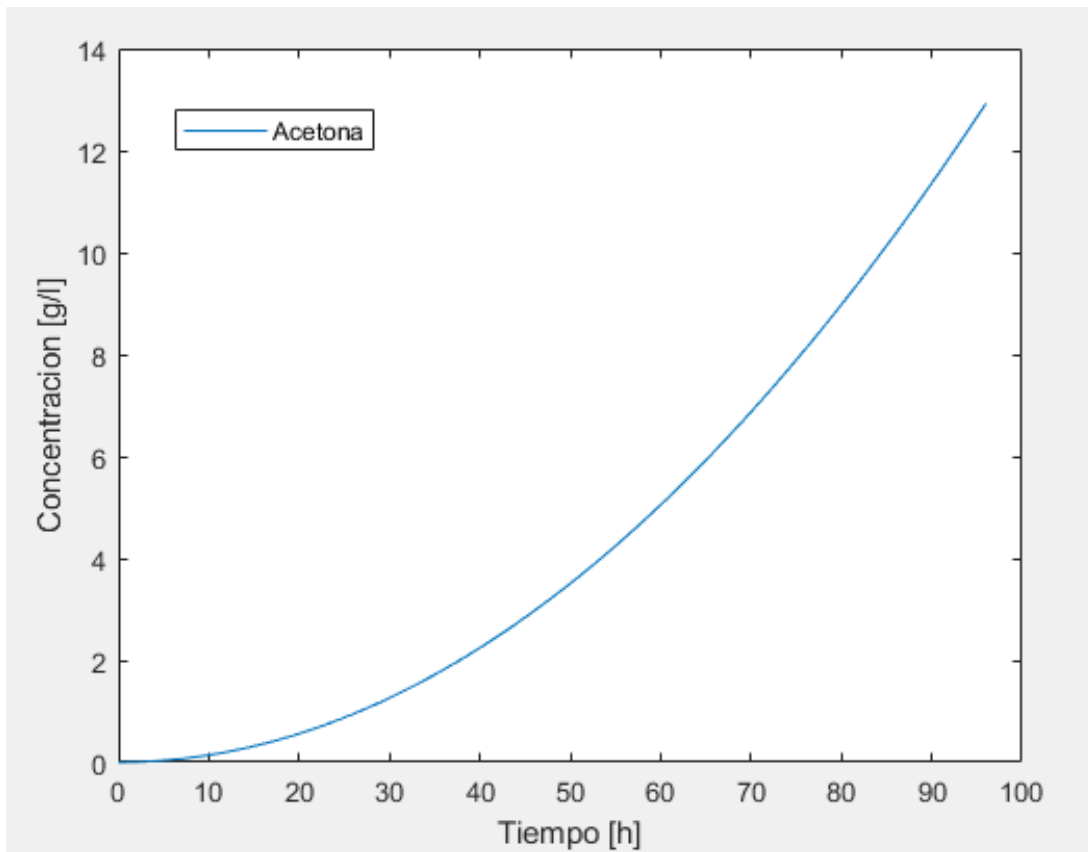


Figura D-2, concentración de acetona dentro del fermentador en función del tiempo

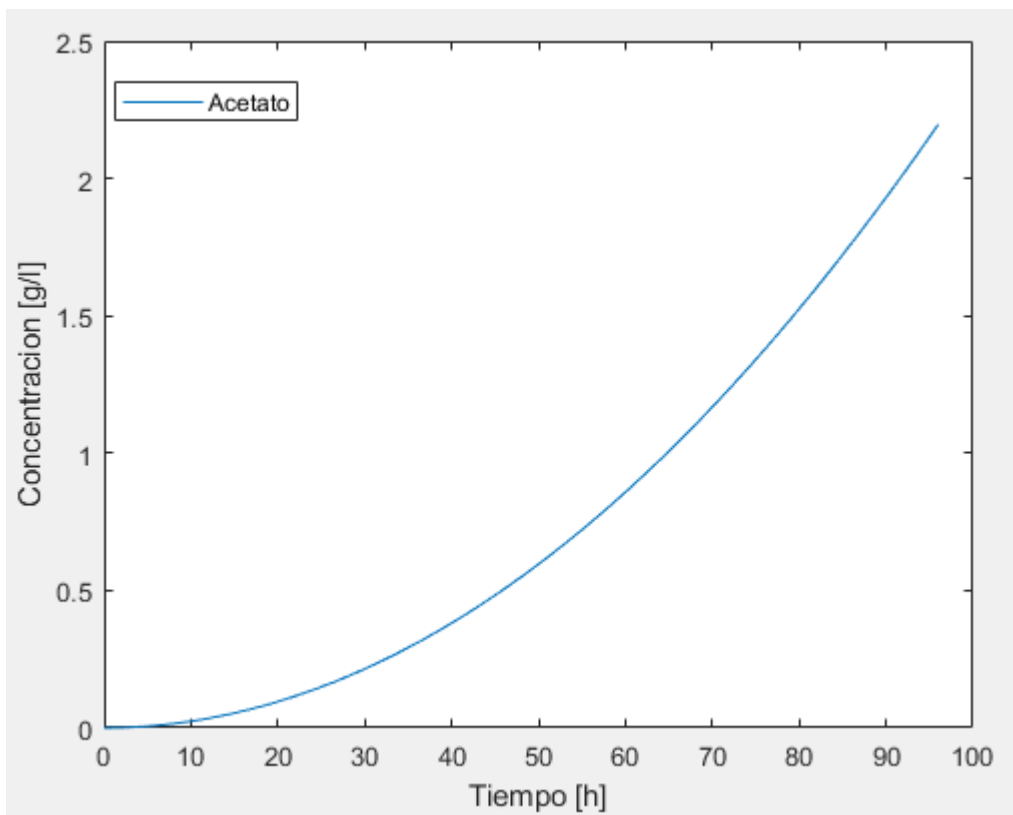


Figura D-3, concentración de acetato dentro del fermentador en función del tiempo

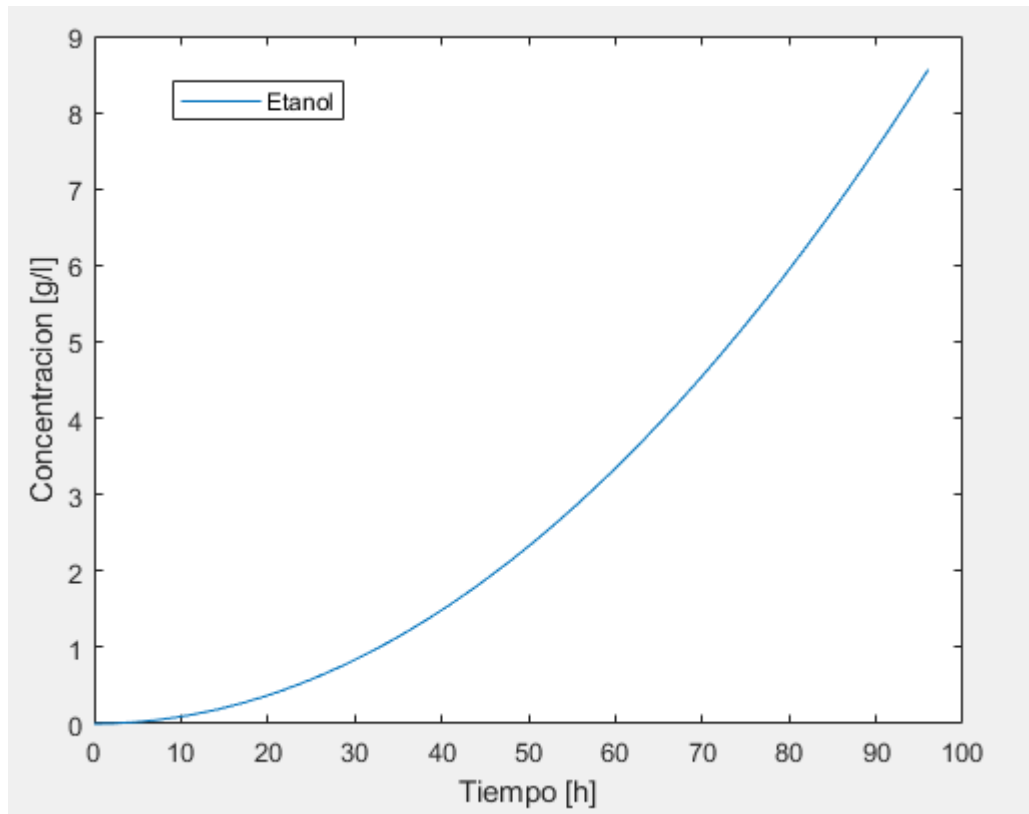


Figura D-4, Concentración de etanol dentro del fermentador en función del tiempo

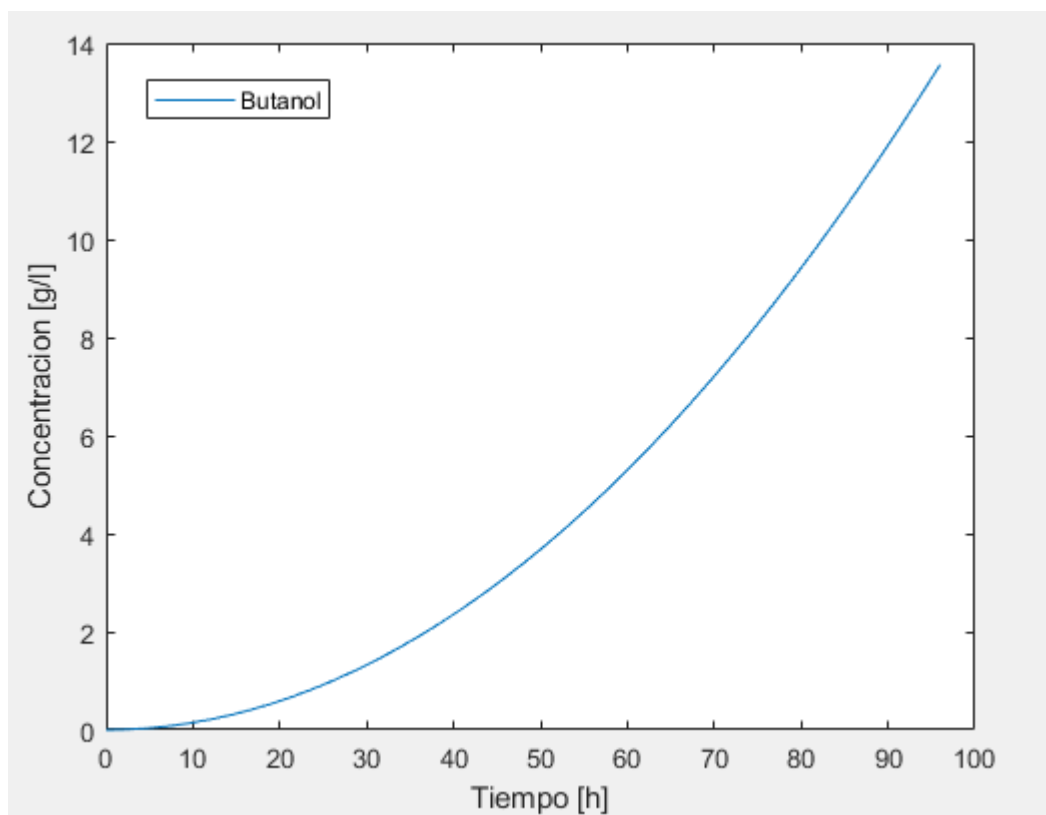
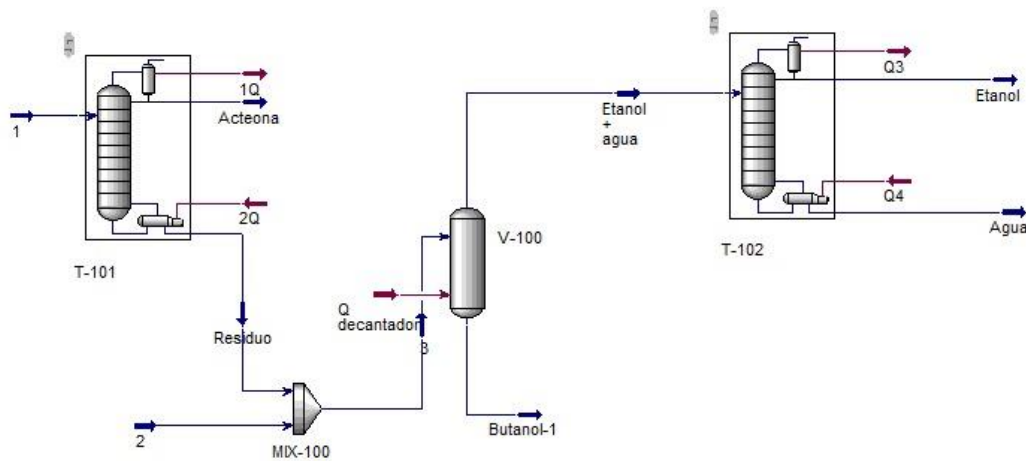


Figura D-5, Concentración de biobutanol en el fermentador en función del tiempo

En cuanto al proceso de separación, se utilizan dos columnas de destilación, al igual que un decantador. Dado que se forman 2 azeótropos entre etanol-agua y biobutanol-agua se debe utilizar

el método de Fenske-Underwood-Gilliland para calcular el número de platos necesarios en



las  
dos  
torres  
de  
destilación.  
Figura D-6,

### Simulación del proceso de separación en la producción de biobutanol HYSYS

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Column Name: T-101 Sub-Flowsheet Tag: COL2

Condenser:  Total  Partial  Full Reflux

Condenser Energy Stream: 1Q

Delta P: 0,0000 kPa

Ovhd Liquid Outlet: Acetona

Inlet Streams:

| Stream       | Inlet Stage |
|--------------|-------------|
| 1 8_Main Tow |             |
| << Stream >> |             |

Num of Stages: n = 26

P cond: 10,00 kPa

Optional Side Draws:

| Stream       | Type | Draw Stage |
|--------------|------|------------|
| << Stream >> |      |            |

P reb: 100,0 kPa

Reboiler Energy Stream: 2Q

Bottoms Liquid Outlet: Residuo

Delta P: 0,0000 kPa

Stage Numbering:  Top Down  Bottom Up

Figura D-7, descripción de la primera columna de separación

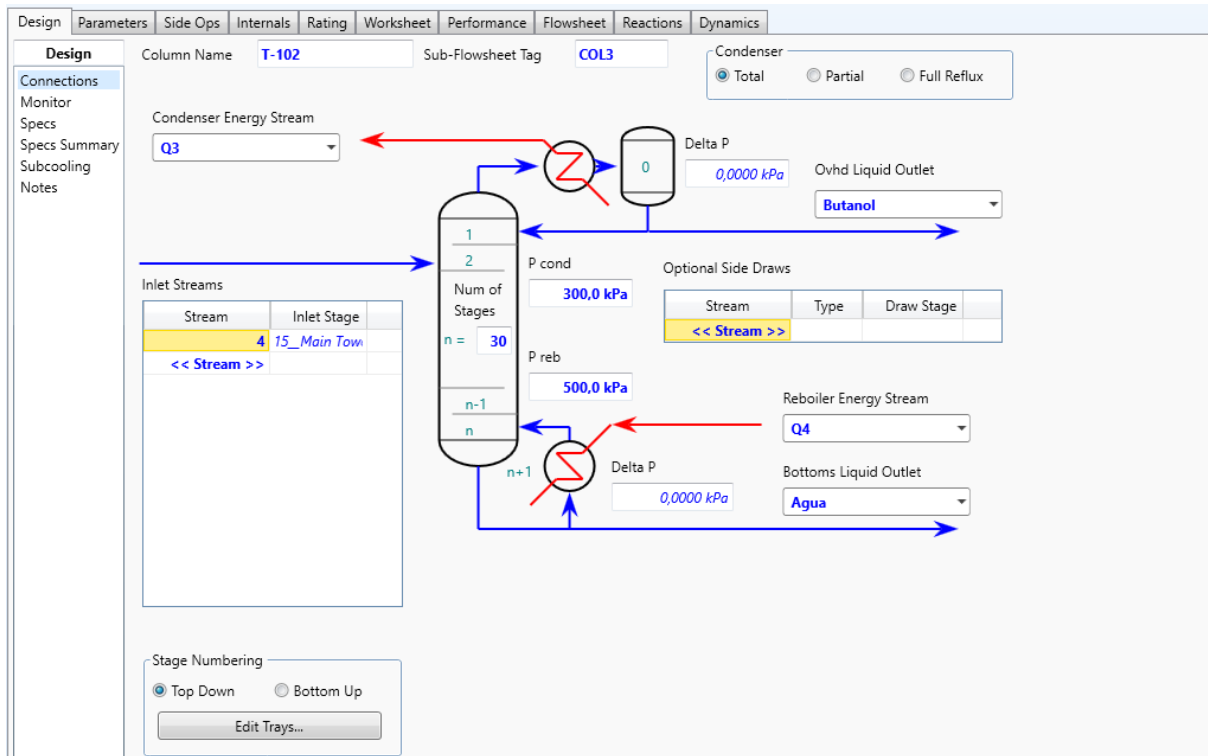
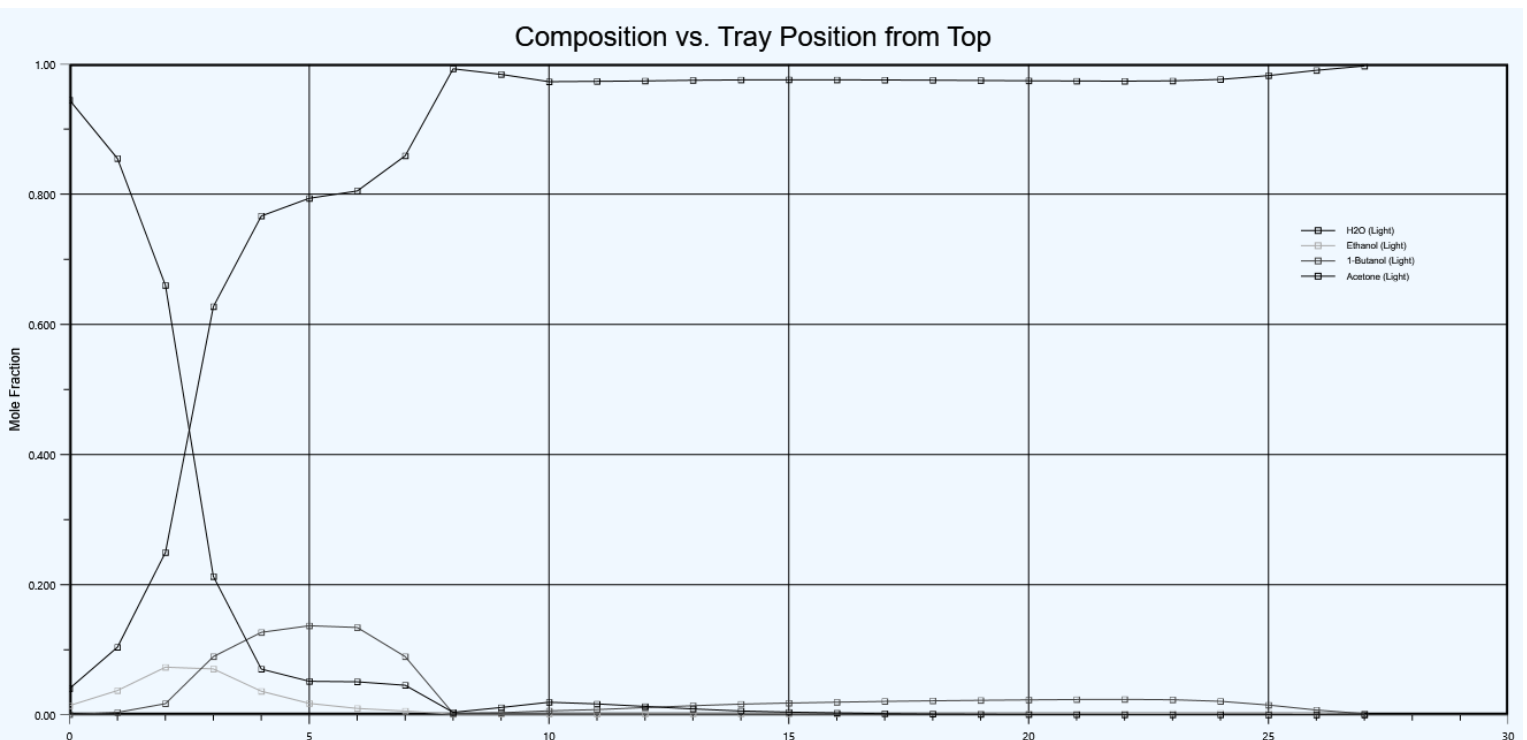


Figura D-8, Descripción de la segunda columna de separación

Se tuvo que modificar la temperatura de entrada del separador para lograr purificar el biobutanol antes de separar el etanol de la mezcla. A pesar de esto, no se logró separar por completo la inmensa cantidad de agua que tiene el proceso, por otro lado, se pudo separar por





completo la acetona de la mezcla.

Figura D-9, composiciones de los diferentes componentes del caudal en la primera columna de destilación en función al número de plato

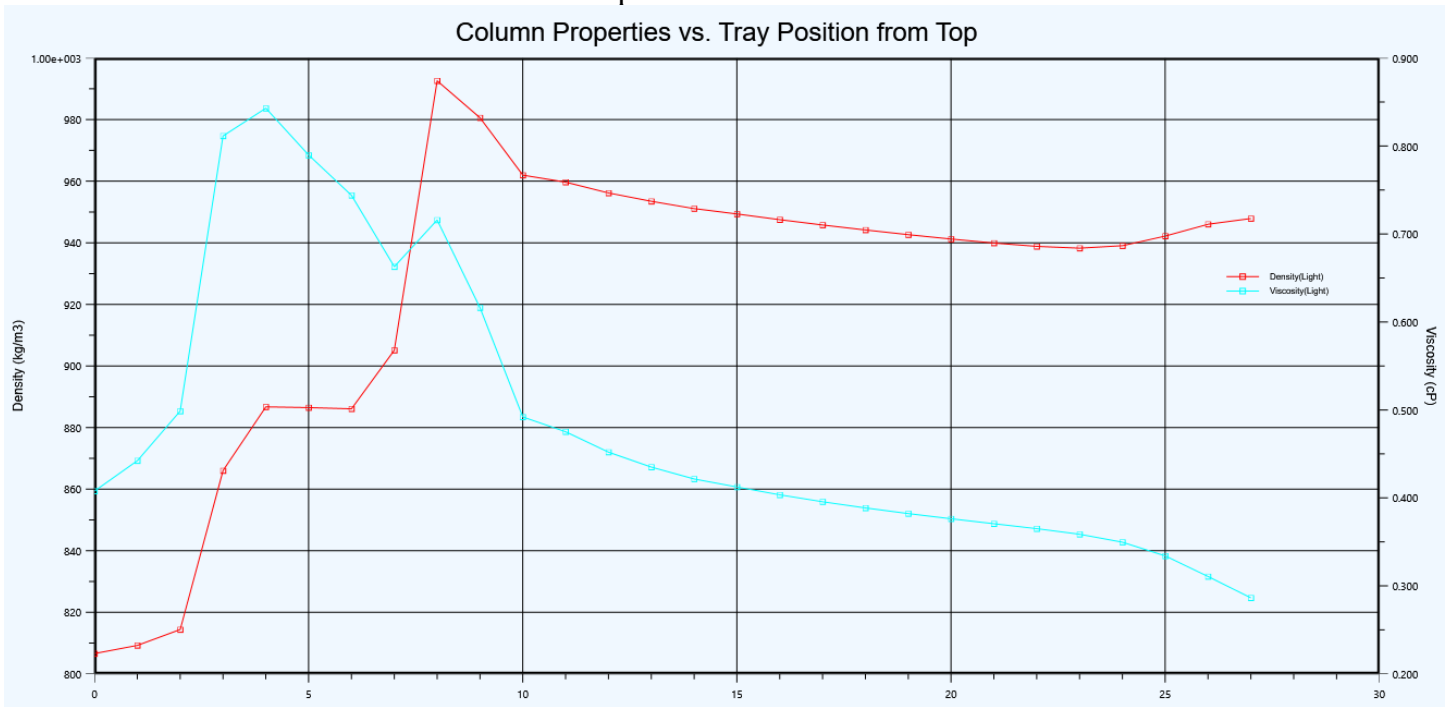


Figura D-10, Densidad y viscosidad del residuo de la primera columna

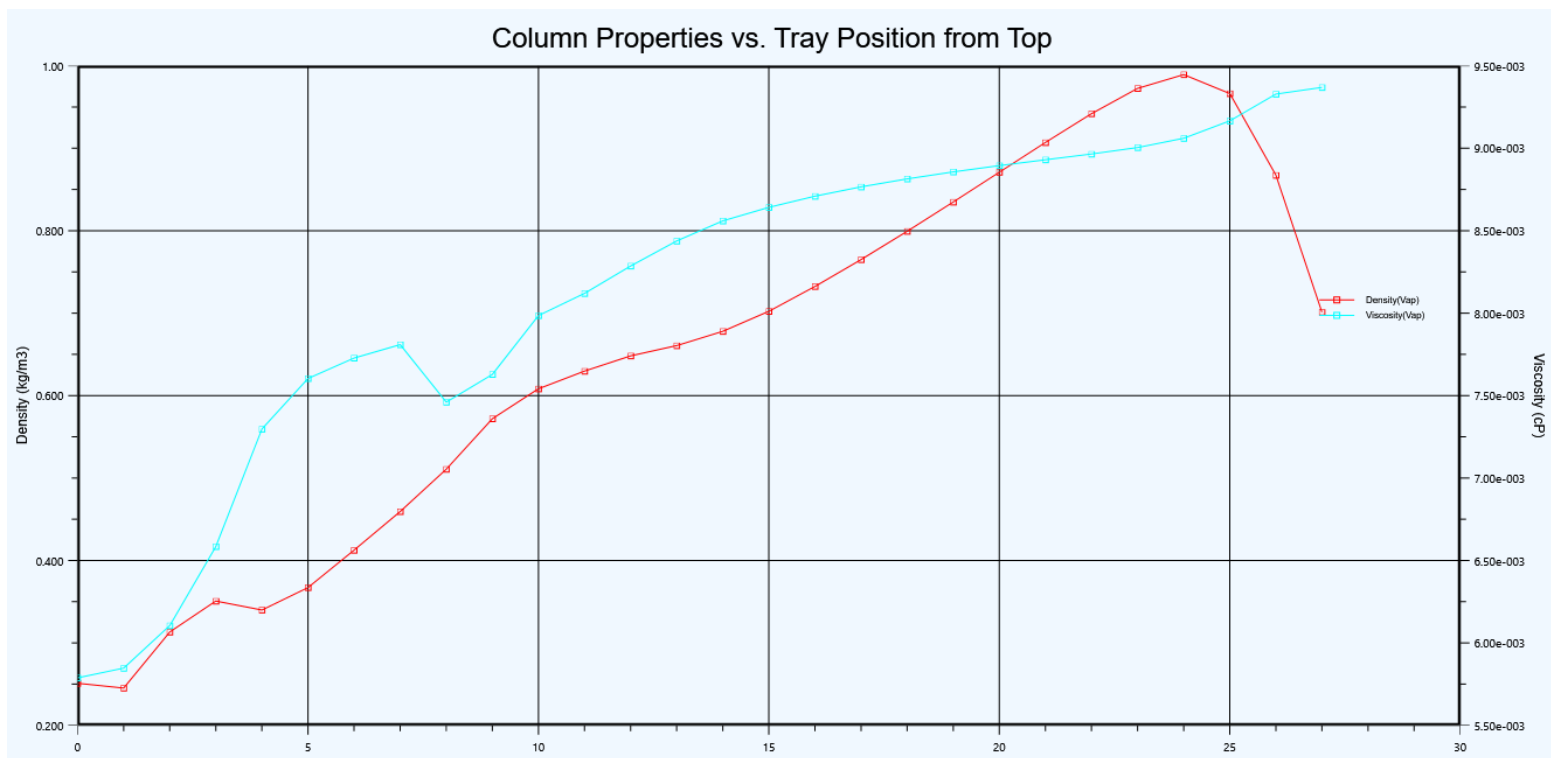


Figura D-11, Densidad y viscosidad de la salida liviana de la primera columna de destilación

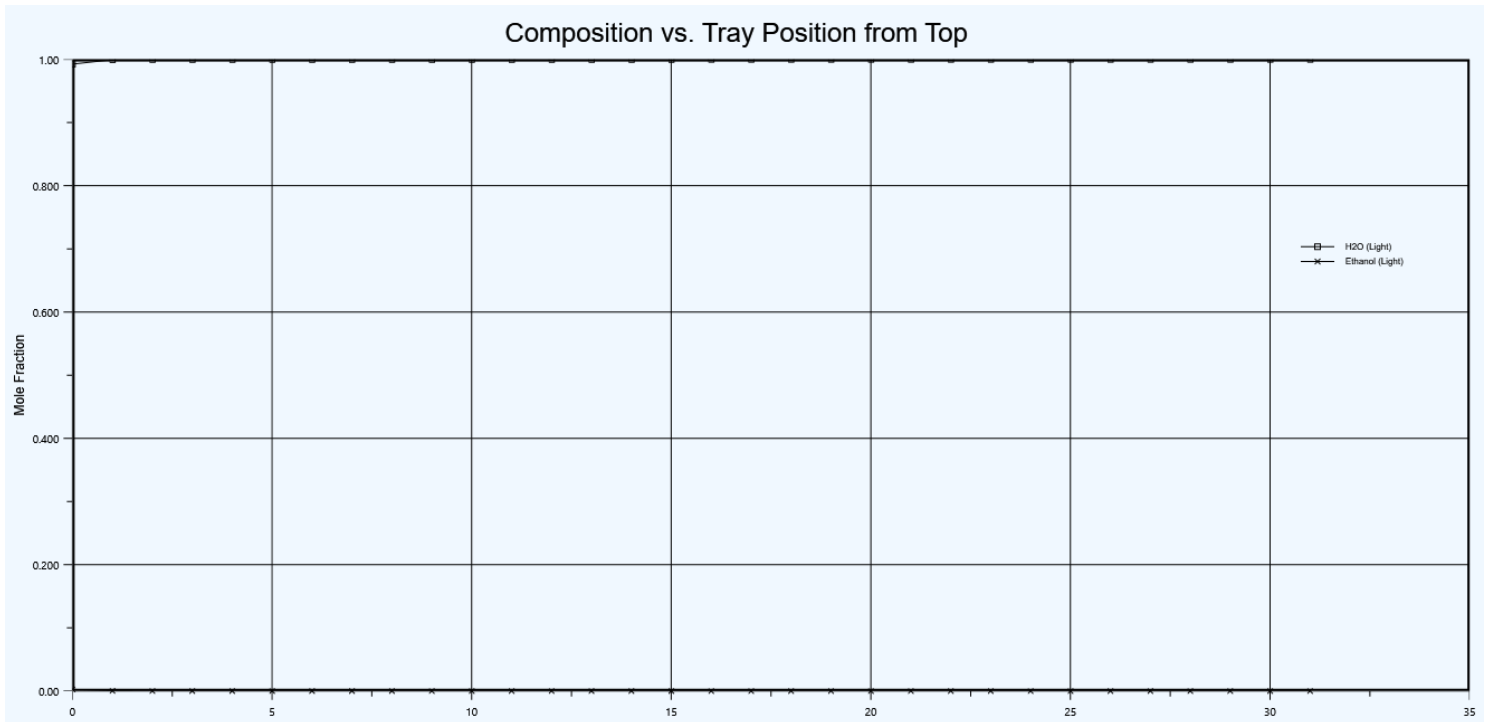


Figura D-12, Concentración de los componentes de la segunda columna de destilación en función del número de plato

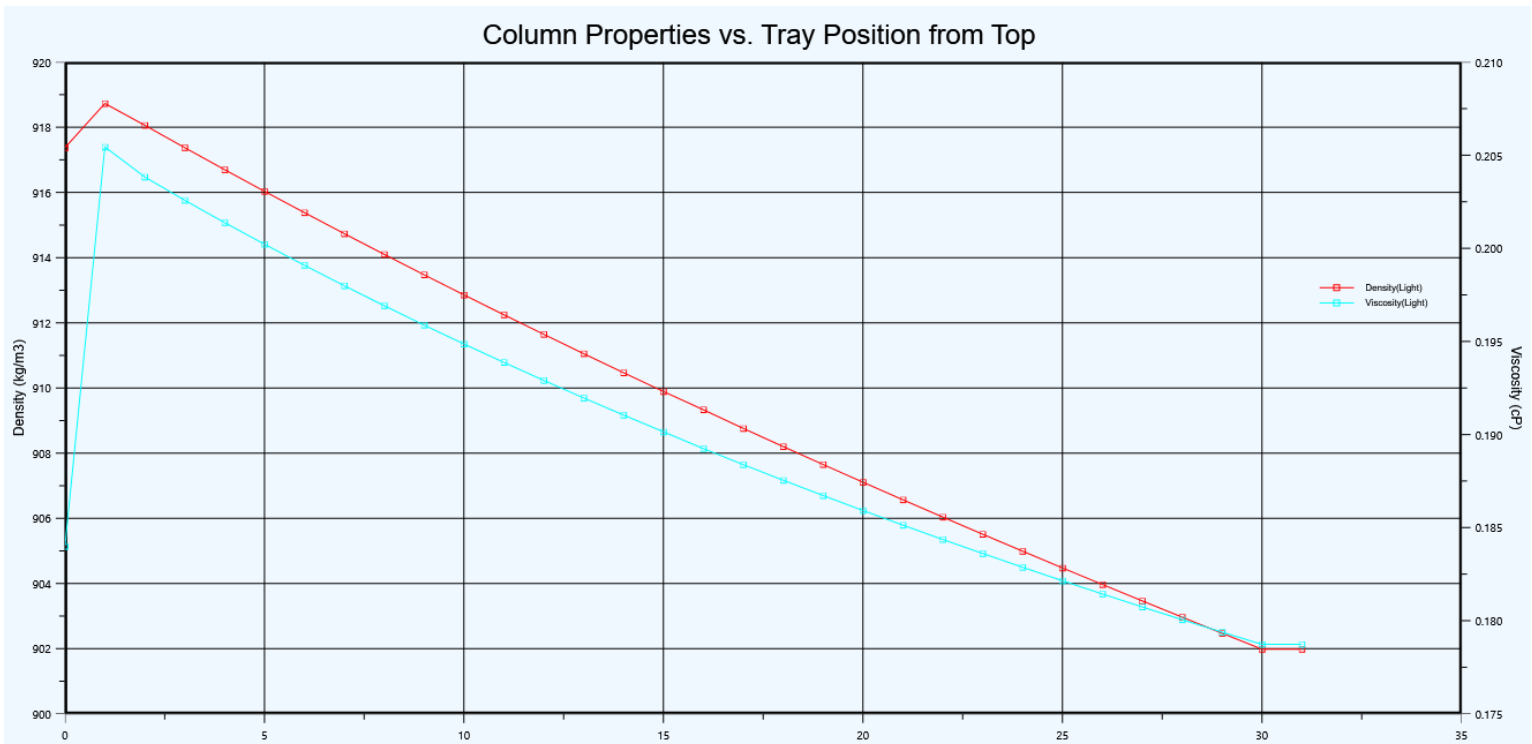


Figura D-13, viscosidad y densidad de los componentes del caudal de residuo de la segunda columna de destilación

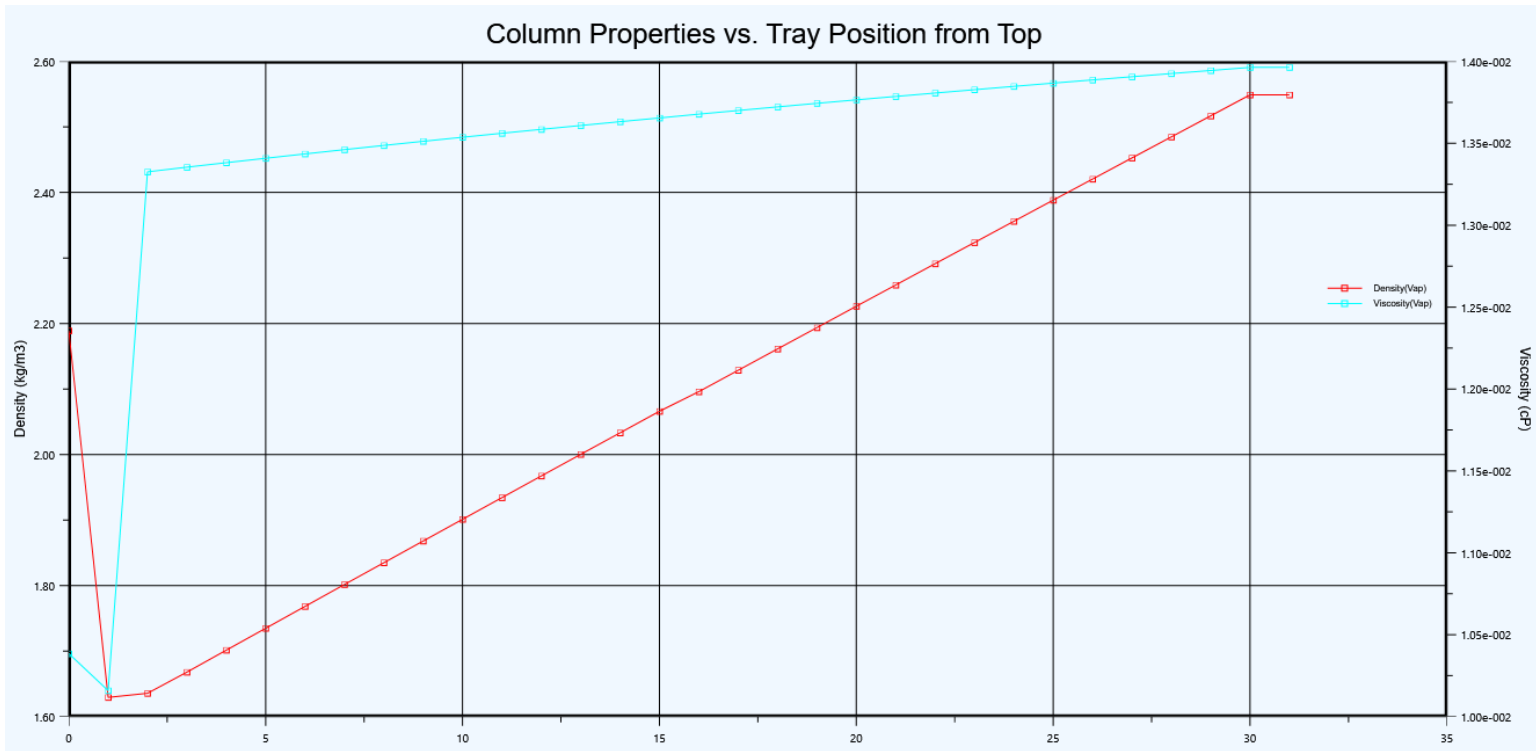


Figura D-14, viscosidad y densidad de los componentes de la línea liviana de la segunda columna de destilación.

## ANEXO E: ANÁLISIS ECONÓMICO Y DE FLEXIBILIDAD

Tabla E-1, Factores de los diferentes métodos económicos usados para el cálculo de la inversión total

|           | ISBL [USD]      | OSBL [USD]     | Ingeniería,<br>Diseño &<br>Construcción<br>[USD] | Imprevistos<br>[USD] | Total Capital<br>Fijo [USD] |
|-----------|-----------------|----------------|--|----------------------|-----------------------------|
| Lang      | \$14.150.555,92 | \$5.660.222,37 | \$9.905.389,14                                   | \$7.075.277,96       | \$36.791.445,38             |
| Hand      | \$15.592.899,08 | \$6.237.159,63 | \$10.915.029,36                                  | \$7.796.449,54       | \$40.541.537,61             |
| Detallado | \$3.898.224,77  | \$1.559.289,91 | -  | -                    | \$5.457.514,68              |
| Promedio  | \$11.213.893,26 | \$4.485.557,30 | -  | -                    | \$27.596.832,56             |

Tabla E-2, Factores de los diferentes métodos económicos usados para el calculo de la inversión total para el escenario sin hidrólisis enzimática de línea de sólidos

|           | ISBL [USD]          | OSBL [USD]         | Ingeniería,<br>Diseño &<br>Construcción<br>[USD] | Imprevistos<br>[USD] | Total Capital<br>Fijo [USD] |
|-----------|---------------------|--------------------|--|----------------------|-----------------------------|
| Lang      | \$10.015.028,3<br>5 | \$4.006.011,3<br>4 | \$7.010.519,85                                   | \$5.007.514,1<br>8   | \$26.039.073,7<br>2         |
| Hand      | \$11.035.843,9<br>1 | \$4.414.337,5<br>7 | \$7.725.090,74                                   | \$5.517.921,9<br>6   | \$28.693.194,1<br>8         |
| Detallado | \$2.758.960,98      | \$1.103.584,3<br>9 | -  | -                    | \$3.862.545,37              |
| Promedio  | \$7.936.611,08      | \$3.174.644,4<br>3 | -  | -                    | \$19.531.604,4<br>2         |

Tabla E-3, costos de equipos de acuerdo a la literatura

| <b>Equipment</b>                         | <b>Units for Size, S</b> | <b>S<sub>Lower</sub></b> | <b>S<sub>Upper</sub></b> | <b>a</b> | <b>b</b> | <b>n</b> | <b>Note</b> |
|--|--------------------------|--------------------------|--------------------------|----------|----------|----------|-------------|
| <i>Agitators &amp; mixers</i>            |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Propeller                                | driver power, kW         | 5.0                      | 75.0                     | 4,300    | 1,920    | 0.8      |             |
| Spiral ribbon mixer                      | driver power, kW         | 5.0                      | 35.0                     | 11,000   | 420      | 1.5      |             |
| Static mixer                             | Liters/s                 | 1.0                      | 50.0                     | 780      | 62       | 0.8      |             |
| <i>Boilers</i>                           |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Packaged, 15 to 40 bar                   | kg/h steam               | 5,000.0                  | 200,000.0                | 4,600    | 62       | 0.8      |             |
| Field erected, 10 to 70 bar              | kg/h steam               | 20,000.0                 | 800,000.0                | -90,000  | 93       | 0.8      |             |
| <i>Centrifuges</i>                       |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| High-speed disk                          | diameter, m              | 0.26                     | 0.49                     | 63,000   | 260,000  | 0.8      |             |
| Atmospheric suspended basket             | power, kW                | 2.0                      | 20.0                     | 37,000   | 1,200    | 1.2      |             |
| <i>Compressors</i>                       |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Blower                                   | m <sup>3</sup> /h        | 200.0                    | 5,000.0                  | 4,200    | 27       | 0.8      |             |
| Centrifugal                              | driver power, kW         | 132.0                    | 29,000.0                 | 8,400    | 3,100    | 0.6      |             |
| Reciprocating                            | driver power, kW         | 100.0                    | 16,000.0                 | 240,000  | 1.33     | 1.5      |             |
| <i>Conveyors</i>                         |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Belt, 0.5 m wide                         | length, m                | 10.0                     | 500.0                    | 21,000   | 340      | 1.0      |             |
| Belt, 1.0 m wide                         | length, m                | 10.0                     | 500.0                    | 23,000   | 575      | 1.0      |             |
| Bucket elevator, 0.5 m bucket            | height, m                | 10.0                     | 35.0                     | 14,000   | 1,450    | 1.0      |             |
| <i>Crushers</i>                          |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Reversible hammer mill                   | tonne/h                  | 20.0                     | 400.0                    | 400      | 9,900    | 0.5      |             |
| Pulverizers                              | kg/h                     | 200.0                    | 4,000.0                  | 3,000    | 390      | 0.5      |             |
| <i>Crystallizers</i>                     |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Scraped surface crystallizer             | length, m                | 7.0                      | 280.0                    | 41,000   | 40,000   | 0.7      |             |
| <i>Distillation columns</i>              |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| See pressure vessels, packing, and trays |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| <i>Dryers</i>                            |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Direct contact rotary                    | area, m <sup>2</sup>     | 11.0                     | 180.0                    | -7,400   | 4,350    | 0.9      | 1           |
| Pan                                      | area, m <sup>2</sup>     | 1.5                      | 15.0                     | -5,300   | 24,000   | 0.5      | 2           |
| Spray dryer                              | evap rate kg/h           | 400.0                    | 4,000.0                  | 190,000  | 180      | 0.9      |             |
| <i>Evaporators</i>                       |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Vertical tube                            | area, m <sup>2</sup>     | 11.0                     | 640.0                    | 17,000   | 13,500   | 0.6      |             |
| Agitated falling film                    | area, m <sup>2</sup>     | 0.5                      | 12.0                     | 29,000   | 53,500   | 0.6      |             |

Tabla E-4, continuación de costos de equipos según la literatura

| <b>Equipment</b>                     | <b>Units for Size, S</b> | <b>S<sub>Lower</sub></b> | <b>S<sub>Upper</sub></b> | <b>a</b> | <b>b</b> | <b>n</b> | <b>Note</b> |
|--------------------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|----------|----------|----------|-------------|
| <i>Exchangers</i>                    |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| U-tube shell and tube                | area, m <sup>2</sup>     | 10.0                     | 1,000.0                  | 10,000   | 88       | 1.0      |             |
| Floating head shell and tube         | area, m <sup>2</sup>     | 10.0                     | 1,000.0                  | 11,000   | 115      | 1.0      |             |
| Double pipe                          | area, m <sup>2</sup>     | 1.0                      | 80.0                     | 500      | 1,100    | 1.0      |             |
| Thermosiphon reboiler                | area, m <sup>2</sup>     | 10.0                     | 500.0                    | 13,000   | 95       | 1.0      |             |
| U-tube Kettle reboiler               | area, m <sup>2</sup>     | 10.0                     | 500.0                    | 14,000   | 83       | 1.0      |             |
| Plate and frame                      | area, m <sup>2</sup>     | 1.0                      | 180.0                    | 1,100    | 850      | 0.4      | 3           |
| <i>Filters</i>                       |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Plate and frame                      | capacity, m <sup>3</sup> | 0.4                      | 1.4                      | 76,000   | 54,000   | 0.5      |             |
| Vacuum drum                          | area, m <sup>2</sup>     | 10.0                     | 180.0                    | -45,000  | 56,000   | 0.3      |             |
| <i>Furnaces</i>                      |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Cylindrical                          | duty, MW                 | 0.2                      | 60.0                     | 53,000   | 69,000   | 0.8      |             |
| Box                                  | duty, MW                 | 30.0                     | 120.0                    | 7,000    | 71,000   | 0.8      |             |
| <i>Packings</i>                      |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| 304 ss Raschig rings                 | m <sup>3</sup>           |                          |                          | 0        | 3,700    | 1.0      |             |
| Ceramic intalox saddles              | m <sup>3</sup>           |                          |                          | 0        | 930      | 1.0      |             |
| 304 ss Pall rings                    | m <sup>3</sup>           |                          |                          | 0        | 4,000    | 1.0      |             |
| PVC structured packing               | m <sup>3</sup>           |                          |                          | 0        | 250      | 1.0      |             |
| 304 ss structured packing            | m <sup>3</sup>           |                          |                          | 0        | 3,200    | 1.0      | 4           |
| <i>Pressure vessels</i>              |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Vertical, cs                         | shell mass, kg           | 150.0                    | 69,200.0                 | -400     | 230      | 0.6      | 5           |
| Horizontal, cs                       | shell mass, kg           | 250.0                    | 69,200.0                 | -2,500   | 200      | 0.6      |             |
| Vertical, 304 ss                     | shell mass, kg           | 90.0                     | 124,200.0                | -10,000  | 600      | 0.6      | 5           |
| Horizontal, 304 ss                   | shell mass, kg           | 170.0                    | 114,000.0                | -15,000  | 560      | 0.6      |             |
| <i>Pumps and drivers</i>             |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Single-stage centrifugal             | flow Liters/s            | 0.2                      | 500.0                    | 3,300    | 48       | 1.2      |             |
| Explosion-proof motor                | power, kW                | 1.0                      | 2,500.0                  | 920      | 600      | 0.7      |             |
| Condensing steam turbine             | power, kW                | 100.0                    | 20,000.0                 | -19,000  | 820      | 0.8      |             |
| <i>Reactors</i>                      |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Jacketed, agitated                   | volume, m <sup>3</sup>   | 0.5                      | 100.0                    | 14,000   | 15,400   | 0.7      |             |
| Jacketed, agitated, glass-lined      | volume, m <sup>3</sup>   | 0.5                      | 25.0                     | 13,000   | 34,000   | 0.5      |             |
| <i>Tanks</i>                         |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Floating roof                        | capacity, m <sup>3</sup> | 100.0                    | 10,000.0                 | 53,000   | 2,400    | 0.6      |             |
| Cone roof                            | capacity, m <sup>3</sup> | 10.0                     | 4,000.0                  | 5,700    | 700      | 0.7      |             |
| <i>Trays</i>                         |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Sieve trays                          | diameter, m              | 0.5                      | 5.0                      | 100      | 120      | 2.0      | 6           |
| Valve trays                          | diameter, m              | 0.5                      | 5.0                      | 130      | 146      | 2.0      | 6           |
| Bubble cap trays                     | diameter, m              | 0.5                      | 5.0                      | 200      | 240      | 2.0      | 6           |
| <i>Utilities</i>                     |                          |                          |                          |          |          |          |             |
| Cooling tower & pumps                | flow liters/s            | 100.0                    | 10,000.0                 | 61,000   | 650      | 0.9      | 7           |
| El (Packaged mechanical refrigerator | evaporator duty, kW      | 50.0                     | 1,500.0                  | 4,900    | 720      | 0.9      | 1           |
| Water ion exchange plant             | flow m <sup>3</sup> /h   | 1.0                      | 50.0                     | 6,200    | 4,300    | 0.7      |             |

$$Ce = a + bS^n$$

Donde los valores de a, b, S y n constan en las tablas superiores

Por otro lado, se necesita también los factores de instalación de equipos, los cuales se ven en la siguiente tabla.

Tabla E-5, constantes de instalación de los equipos

| Item  | Fluids | Process Type<br>Fluids-Solids | Solids |
|---|--------|-------------------------------|--------|
| 1. Major equipment, total purchase cost                   | $C_e$  | $C_e$                         | $C_e$  |
| $f_{er}$ Equipment erection                               | 0.3    | 0.5                           | 0.6    |
| $f_p$ Piping  | 0.8    | 0.6                           | 0.2    |
| $f_i$ Instrumentation and control                         | 0.3    | 0.3                           | 0.2    |
| $f_{el}$ Electrical                                       | 0.2    | 0.2                           | 0.15   |
| $f_c$ Civil   | 0.3    | 0.3                           | 0.2    |
| $f_s$ Structures and buildings                            | 0.2    | 0.2                           | 0.1    |
| $f_l$ Lagging and paint                                   | 0.1    | 0.1                           | 0.05   |
| ISBL cost $C = \Sigma C_e \times$                         | 3.3    | 3.2                           | 2.5    |
| Offsites (OS)   | 0.3    | 0.4                           | 0.4    |
| Design and Engineering (D&E)                              | 0.3    | 0.25                          | 0.2    |
| Contingency (X)   | 0.1    | 0.1                           | 0.1    |
| Total fixed capital cost $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + DE + X)$ |        |                               |        |
| $= C \times$  | 1.82   | 1.89                          | 1.82   |
| $= \Sigma C_e \times$                                     | 6.00   | 6.05                          | 4.55   |

En este proyecto se usan tanto fluidos como sólidos, por lo que se usan los constantes de la columna con título “Process type Fluids-Solids”.

El costo de los equipos fue calculado a partir de los constantes que expresa el libre de Towler, algunos equipos no fueron encontrados en dicha tabla, por lo que se decidió investigar en los catálogos en línea.

Tabla E-6, Costo de equipos según los constantes encontrados en la literatura.

| Cálculo del ISBL |            |     |            |            |
|------------------|------------|-----|------------|------------|
| Equipo           | Constantes |     | Ce a+bS^N  | Costo      |
| Mixer Mix-1      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |            |
|                  | S          | 50  |            |            |
|                  | N          | 0,8 |            |            |
| Mixer Mix-2      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |            |
|                  | S          | 50  |            |            |
|                  | N          | 0,8 |            |            |
| Mixer Mix-3      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |            |
|                  | S          | 50  |            |            |
|                  | N          | 0,8 |            |            |
| Mixer Mix-4      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |            |
|                  | S          | 50  |            |            |
|                  | N          | 0,8 |            |            |
| Mixer Mix-5      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |            |
|                  | S          | 50  |            |            |

|                               |   |        |              |              |
|-------------------------------|---|--------|--------------|--------------|
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Boiler Prealent-1             | a | 4600   | \$79.544,08  | \$254.541,06 |
|                               | b | 62     |              |              |
|                               | S | 20000  |              |              |
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Boiler Prealent-2             | a | 4600   | \$79.544,08  | \$254.541,06 |
|                               | b | 62     |              |              |
|                               | S | 20000  |              |              |
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Tanque de agitación<br>CSTR-1 | a | 53000  | \$79.799,50  | \$255.358,41 |
|                               | b | 2400   |              |              |
|                               | S | 10000  |              |              |
|                               | N | 0,6    |              |              |
| Tanque de agitación<br>CSTR-2 | a | 53000  | \$79.799,50  | \$255.358,41 |
|                               | b | 2400   |              |              |
|                               | S | 10000  |              |              |
|                               | N | 0,6    |              |              |
| Tanque de agitación<br>CSTR-3 | a | 53000  | \$79.799,50  | \$255.358,41 |
|                               | b | 2400   |              |              |
|                               | S | 10000  |              |              |
|                               | N | 0,6    |              |              |
| Columna flash Flash-1         | a | -10000 | \$42.888,80  | \$137.244,16 |
|                               | b | 600    |              |              |
|                               | S | 124200 |              |              |
|                               | N | 0,6    |              |              |
| Centrífuga Centri-1           | a | 63000  | \$75.137,68  | \$240.440,56 |
|                               | b | 260000 |              |              |
|                               | S | 0,49   |              |              |
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Centrífuga Centri-2           | a | 63000  | \$75.137,68  | \$240.440,56 |
|                               | b | 260000 |              |              |
|                               | S | 0,49   |              |              |
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Centrífuga Centri-3           | a | 63000  | \$75.137,68  | \$240.440,56 |
|                               | b | 260000 |              |              |
|                               | S | 0,49   |              |              |
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Centrífuga Centri-3           | a | 63000  | \$75.137,68  | \$240.440,56 |
|                               | b | 260000 |              |              |
|                               | S | 0,49   |              |              |
|                               | N | 0,8    |              |              |
| Columna de                    | a | -9800  | \$147.132,04 | \$470.822,52 |



|                                 |   |          |              |                |
|---------------------------------|---|----------|--------------|----------------|
| destilación Discol-1            | b | 600      |              |                |
|                                 | S | 124205   |              |                |
|                                 | N | 0,66     |              |                |
| Columna de destilación Discol-2 | a | -9800    | \$147.132,04 | \$470.822,52   |
|                                 | b | 600      |              |                |
|                                 | S | 124205   |              |                |
|                                 | N | 0,66     |              |                |
| Decantador Deca-1               | a | catalogo | \$40.000,00  | \$128.000,00   |
|                                 | b |          |              |                |
|                                 | S |          |              |                |
|                                 | N |          |              |                |
| Fermentador Ferment-1           | a | catalogo | \$45.000,00  | \$144.000,00   |
|                                 | b |          |              |                |
|                                 | S |          |              |                |
|                                 | N |          |              |                |
| Fermentador Ferment-2           | a | catalogo | \$45.000,00  | \$144.000,00   |
|                                 | b |          |              |                |
|                                 | S |          |              |                |
|                                 | N |          |              |                |
| Fermentador Ferment-3           | a | catalogo | \$45.000,00  | \$144.000,00   |
|                                 | b |          |              |                |
|                                 | S |          |              |                |
|                                 | N |          |              |                |
| ISBL total                      |   |          |              | \$3.898.224,77 |
| OSBL                            |   |          |              | \$1.559.289,91 |

Tabla E-7, Costos de ingeniería

| Cálculo de costes de ingeniería |     |            |      |                |
|---------------------------------|-----|------------|------|----------------|
| <b>Proyectos pequeños</b>       |     |            |      |                |
| ISBL                            | 30% | 3898224,77 | OSBL | \$1.559.289,91 |
| Total                           |     |            |      | \$2.728.757,34 |

Tabla E-8, costos imprevistos

| Cálculo de costes imprevistos |     |            |      |                |
|-------------------------------|-----|------------|------|----------------|
| <b>Cargo mínimo</b>           |     |            |      |                |
| ISBL                          | 10% | 3898224,77 | OSBL | \$1.559.289,91 |
| Total                         |     |            |      | \$1.949.112,39 |

Tabla E-9, Capital de trabajo

| <b>Cálculo del capital de trabajo</b>         |                       |
|---|-----------------------|
| Concepto                                      | Costo                 |
| Valor de inventario de materias primas        | \$2.300,00            |
| Valor de inventario de producto y subproducto | \$184.166,83          |
| Efectivo en caja                              | \$184.166,83          |
| Cuentas a cobrar                              | \$552.500,48          |
| Inventario de piezas de repuesto              | \$1.637.254,40        |
| <b>Total [\$]</b>                             | <b>\$2.560.388,54</b> |

Tabla E-10, Costos fijos de producción

| <b>Cálculo de los costos fijos de producción</b> |                      |                 |                      |
|--|----------------------|-----------------|----------------------|
| <b>Salarios</b>                                  |                      |                 |                      |
| Tipo de operario                                 | Cantidad             | Sueldo [\$/año] | Sueldo neto [\$/año] |
| Gerente  | 1                    | \$60.000,00     | \$60.000,00          |
| Supervisor mantenimiento                         | 3                    | \$25.000,00     | \$75.000,00          |
| Técnico de mantenimiento                         | 3                    | \$18.000,00     | \$54.000,00          |
| Gerente de laboratorio                           | 1                    | \$18.000,00     | \$18.000,00          |
| Técnico de laboratorio                           | 9                    | \$12.000,00     | \$108.000,00         |
| Operarios  | 60                   | \$9.000,00      | \$540.000,00         |
| Total  |                      |                 | \$855.000,00         |
| <b>Costos de operación</b>                       |                      |                 |                      |
| Operarios  | 60                   | 9600            | \$576.000,00         |
| Supervisión                                      | 25% TO               |                 | \$144.000,00         |
| Gastos salariales                                | 40% TO + Supervisión |                 | \$374.400,00         |
| Mantenimiento                                    | 5% ISBL              |                 | \$194.911,24         |
| Impuestos  | 2% ISBL              |                 | \$77.964,50          |
| Alquiler   | 2% ISBL              |                 | \$77.964,50          |
| Gastos generales                                 | -                    |                 | \$906.271,24         |
| Gastos medioambientales                          | 1% ISBL + OSBL       |                 | \$1.598.272,16       |
| Total  |                      |                 | \$4.804.783,62       |

Tabla E-11, Costos de servicios

| <b>Costos de servicios</b>      |          |       |         |                  |
|---------------------------------|----------|-------|---------|------------------|
| <b>Agua 1 H2O-1</b>             |          |       |         |                  |
| Flujo                           |          | Costo |         | Total            |
| 1980                            | kg/h     | 0,08  | \$/kg   | 164,34           |
|                                 |          |       |         | \$/año 1439618,4 |
| <b>Agua 2 H2O-2</b>             |          |       |         |                  |
| Flujo                           |          | Costo |         | Total            |
| 455                             | kg/h     | 0,08  | \$/kg   | 37,77            |
|                                 |          |       |         | 330821,4         |
| total año                       |          |       |         | 1770439,80       |
| <b>Electricidad</b>             |          |       |         |                  |
| Costo en Ecuador: 0,092 USD/kWh |          |       |         |                  |
| Equipo                          | Cantidad |       | Costo   |                  |
| Mix-1                           | 0,75     | kW    | 0,0069  | USD/h            |
| Mix-2                           | 0,75     | kW    | 0,0069  | USD/h            |
| Mix-3                           | 0,75     | kW    | 0,0069  | USD/h            |
| Mix-4                           | 0,75     | kW    | 0,0069  | USD/h            |
| Mix-5                           | 0,75     | kW    | 0,0069  | USD/h            |
| Precalent-1                     | 500      | kW    | 4,6     | USD/h            |
| Precalent-2                     | 1,5      | kW    | 0,0138  | USD/h            |
| Flash -1                        | 5        | kW    | 0,046   | USD/h            |
| Centri-1                        | 7,5      | kW    | 0,069   | USD/h            |
| Centri-2                        | 7,5      | kW    | 0,069   | USD/h            |
| Centri-3                        | 7,5      | kW    | 0,069   | USD/h            |
| Cstr-1                          | 75       | kW    | 0,69    | USD/h            |
| Cstr-2                          | 75       | kW    | 0,69    | USD/h            |
| Cstr-3                          | 75       | kW    | 0,69    | USD/h            |
| Ferment-1                       | 5        | kW    | 0,046   | USD/h            |
| Ferment-2                       | 5        | kW    | 0,046   | USD/h            |
| Ferment-3                       | 5        | kW    | 0,046   | USD/h            |
| Discol-1                        | 1630     | kW    | 14,996  | USD/h            |
| Discol-2                        | 1722     | kW    | 15,8424 | USD/h            |
| Deca-1                          | 900      | kW    | 8,28    | USD/h            |
| Total [USD/h]                   |          |       | 46,2277 | USD/h            |
| total USD/ año                  |          |       |         | 404954,652       |
| <b>Eliminación de residuos</b>  |          |       |         |                  |
| Material                        | Cantidad |       | Costo   |                  |
| Biomasa                         |          |       |         |                  |

| Parámetro                | Costo normal |        | Costo ajustado |             |
|--------------------------|--------------|--------|----------------|-------------|
| Pf                       | 6            | \$/GJ  | 6              | \$/GJ       |
| Hc                       | 5285,7       | kJ/mol | 0,041          | GJ/kg       |
| Pwfv                     | Pf*Hc        |        | 0,24352846     | \$/kg       |
| kg/año                   |              |        |                | 236,3       |
| \$/año                   |              |        |                | 57,54577521 |
| total Costo de servicios |              |        |                | 1770543,57  |

Tabla E-12, Costo de materias primas

| Materias primas   | Concentración g/l | Costo         | Caudal [kg/h] | kg/año  | costo/año     |
|-------------------|-------------------|---------------|---------------|---------|---------------|
| Novozyme          | 0,27 g/g          | 350 USD/ton   | -             | -       | \$ 510.300,00 |
| Celluclast        | 0,04 g/g          | 350 USD/ton   | -             | -       | \$ 75.600,00  |
| PABA              | 0,001             | 28\$/kg       | 0,02          | 172,8   | \$ 4.838,40   |
| Thiamine          | 0,001             | \$28/kg       | 0,07          | 604,8   | \$ 16.934,40  |
| Biotin            | 0,00001           | \$350/kg      | 0,003         | 25,92   | \$ 9.072,00   |
| MgSO4             | 1                 | \$310/ton     | 0,06          | 518,4   | \$ 160,70     |
| MnSO4             | 0,025             | \$0.7/25kg    | 1,48          | 12787,2 | \$ 358,04     |
| FeSO4             | 0,1               | \$80/ton      | 0,18          | 1555,2  | \$ 124,42     |
| NaCl              | 0,02              | \$50/20 tons  | 0,04          | 345,6   | \$ 0,86       |
| KCl               | 0,06              | \$2/kg        | 0,22          | 1900,8  | \$ 3.801,60   |
| KH2PO4            | 1                 | \$1200/ton    | 1,85          | 15984   | \$ 19.180,80  |
| K2HPO4            | 1                 | \$800/ton     | 1,85          | 15984   | \$ 12.787,20  |
| Acetato de amonio | 2,2001            | \$800/ton     | 2,08          | 17971,2 | \$ 14.376,96  |
| NaOH              | 65                | 1,35 \$/kg    | 2             | 11232   | \$ 15.163,20  |
| H2SO4             | 65                | 2,10 \$/kg    | 2             | 11232   | \$ 23.587,20  |
| CaO               | 65                | 160\$/10 tons | 2             | 11232   | \$ 1.797,12   |
| Bacteria          |                   | 500USD/ton    |               |         | \$ 500,00     |
| Total/ año [USD]  |                   |               |               |         | \$708.582,91  |

Tabla E-13, costo de ISBL y OSBL para eventos sin hidrólisis enzimática de línea de sólido

| Cálculo del ISBL |            |     |            |             |
|------------------|------------|-----|------------|-------------|
| Equipo           | Constantes |     | Ce a+bS^N  | Costo       |
| Mixer Mix-1      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$ 4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |             |
|                  | S          | 50  |            |             |
|                  | N          | 0,8 |            |             |
| Mixer Mix-2      | a          | 780 | \$1.401,00 | \$ 4.483,19 |
|                  | b          | 62  |            |             |

|                               |   |        |             |               |
|-------------------------------|---|--------|-------------|---------------|
|                               | S | 50     |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |
| Mixer Mix-3                   | a | 780    | \$1.401,00  | \$ 4.483,19   |
|                               | b | 62     |             |               |
|                               | S | 50     |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |
| Mixer Mix-4                   | a | 780    | \$1.401,00  | \$ -          |
|                               | b | 62     |             |               |
|                               | S | 50     |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |
| Mixer Mix-5                   | a | 780    | \$1.401,00  | \$ 4.483,19   |
|                               | b | 62     |             |               |
|                               | S | 50     |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |
| Boiler Precaent-1             | a | 4600   | \$79.544,08 | \$ 254.541,06 |
|                               | b | 62     |             |               |
|                               | S | 20000  |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |
| Boiler Precaent-2             | a | 4600   | \$79.544,08 | \$ -          |
|                               | b | 62     |             |               |
|                               | S | 20000  |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |
| Tanque de agitación<br>CSTR-1 | a | 53000  | \$79.799,50 | \$ 255.358,41 |
|                               | b | 2400   |             |               |
|                               | S | 10000  |             |               |
|                               | N | 0,6    |             |               |
| Tanque de agitación<br>CSTR-2 | a | 53000  | \$79.799,50 | \$ 255.358,41 |
|                               | b | 2400   |             |               |
|                               | S | 10000  |             |               |
|                               | N | 0,6    |             |               |
| Tanque de agitación<br>CSTR-3 | a | 53000  | \$79.799,50 | \$ -          |
|                               | b | 2400   |             |               |
|                               | S | 10000  |             |               |
|                               | N | 0,6    |             |               |
| Columna flash Flash-<br>1     | a | -10000 | \$42.888,80 | \$ 137.244,16 |
|                               | b | 600    |             |               |
|                               | S | 124200 |             |               |
|                               | N | 0,6    |             |               |
| Centrífuga Centri-1           | a | 63000  | \$75.137,68 | \$ 240.440,56 |
|                               | b | 260000 |             |               |
|                               | S | 0,49   |             |               |
|                               | N | 0,8    |             |               |

|                                 |   |          |              |                 |
|---------------------------------|---|----------|--------------|-----------------|
| Centrífuga Centri-2             | a | 63000    | \$75.137,68  | \$ 240.440,56   |
|                                 | b | 260000   |              |                 |
|                                 | S | 0,49     |              |                 |
|                                 | N | 0,8      |              |                 |
| Centrífuga Centri-3             | a | 63000    | \$75.137,68  | \$ -            |
|                                 | b | 260000   |              |                 |
|                                 | S | 0,49     |              |                 |
|                                 | N | 0,8      |              |                 |
| Centrífuga Centri-3             | a | 63000    | \$75.137,68  | \$ -            |
|                                 | b | 260000   |              |                 |
|                                 | S | 0,49     |              |                 |
|                                 | N | 0,8      |              |                 |
| Columna de destilación Discol-1 | a | -9800    | \$147.132,04 | \$ 470.822,52   |
|                                 | b | 600      |              |                 |
|                                 | S | 124205   |              |                 |
|                                 | N | 0,66     |              |                 |
| Columna de destilación Discol-2 | a | -9800    | \$147.132,04 | \$ 470.822,52   |
|                                 | b | 600      |              |                 |
|                                 | S | 124205   |              |                 |
|                                 | N | 0,66     |              |                 |
| Decantador Deca-1               | a | catalogo | \$40.000,00  | \$ 128.000,00   |
|                                 | b |          |              |                 |
|                                 | S |          |              |                 |
|                                 | N |          |              |                 |
| Fermentador Ferment-1           | a | catalogo | \$45.000,00  | \$ -            |
|                                 | b |          |              |                 |
|                                 | S |          |              |                 |
|                                 | N |          |              |                 |
| Fermentador Ferment-2           | a | catalogo | \$45.000,00  | \$ 144.000,00   |
|                                 | b |          |              |                 |
|                                 | S |          |              |                 |
|                                 | N |          |              |                 |
| Fermentador Ferment-3           | a | catalogo | \$45.000,00  | \$ 144.000,00   |
|                                 | b |          |              |                 |
|                                 | S |          |              |                 |
|                                 | N |          |              |                 |
| ISBL total                      |   |          |              | \$ 2.758.960,98 |
| OSBL                            |   |          |              | \$ 1.103.584,39 |

Tabla E-14, costos de ingeniería para eventos sin hidrólisis enzimática de línea de sólidos

| <b>Cálculo de costes de ingeniería</b> |     |            |      |                |
|--|-----|------------|------|----------------|
| <b>Proyectos pequeños</b>              |     |            |      |                |
| ISBL                                   | 30% | 2758960,98 | OSBL | \$1.103.584,39 |
| Total                                  |     |            |      | \$1.931.272,69 |

Tabla E-15, costos imprevistos para eventos sin hidrólisis enzimática de línea de sólidos

| <b>Cálculo de costes imprevistos</b> |     |            |      |                |
|--------------------------------------|-----|------------|------|----------------|
| <b>Cargo mínimo</b>                  |     |            |      |                |
| ISBL                                 | 10% | 2758960,98 | OSBL | \$1.103.584,39 |
| Total                                |     |            |      | \$1.379.480,49 |

Tabla E-16, Costos variables para eventos sin hidrólisis enzimática de línea de sólidos

| <b>Cálculo de los costos variables de producción</b> |                |
|--|----------------|
| Detalle  | Costo por año  |
| Materias primas                                      | \$122.682,91   |
| Servicios  | \$1.770.509,43 |
| Total  | \$1.893.192,33 |

Tabla E-17, materias primas para eventos sin hidrólisis enzimática de línea de sólidos

| Materias primas   | concentracion g/l | costo         | Caudal [kg/h] | kg/año  | costo/año    |
|-------------------|-------------------|---------------|---------------|---------|--------------|
| Novozyme          | 0,27 g/g          | 350 USD/ton   | -             | -       | \$0,00       |
| Celluclast        | 0,04 g/g          | 350 USD/ton   | -             | -       | \$0,00       |
| PABA              | 0,001             | 28\$/kg       | 0,02          | 172,8   | \$4.838,40   |
| Thiamine          | 0,001             | \$28/kg       | 0,07          | 604,8   | \$16.934,40  |
| Biotin            | 0,00001           | \$350/kg      | 0,003         | 25,92   | \$9.072,00   |
| MgSO4             | 1                 | \$310/ton     | 0,06          | 518,4   | \$160,70     |
| MnSO4             | 0,025             | \$0.7/25kg    | 1,48          | 12787,2 | \$358,04     |
| FeSO4             | 0,1               | \$80/ton      | 0,18          | 1555,2  | \$124,42     |
| NaCl              | 0,02              | \$50/20 tons  | 0,04          | 345,6   | \$0,86       |
| KCl               | 0,06              | \$2/kg        | 0,22          | 1900,8  | \$3.801,60   |
| KH2PO4            | 1                 | \$1200/ton    | 1,85          | 15984   | \$19.180,80  |
| K2HPO4            | 1                 | \$800/ton     | 1,85          | 15984   | \$12.787,20  |
| Acetato de amonio | 2,2001            | \$800/ton     | 2,08          | 17971,2 | \$14.376,96  |
| NaOH              | 65                | 1,35 \$/kg    | 2             | 11232   | \$15.163,20  |
| H2SO4             | 65                | 2,10 \$/kg    | 2             | 11232   | \$23.587,20  |
| CaO               | 65                | 160\$/10 tons | 2             | 11232   | \$1.797,12   |
| Bacteria          |                   | 500USD/ton    |               |         | \$500,00     |
|                   |                   |               |               |         | \$122.682,91 |

Tabla E-18, descripciones de los escenarios expuestos en la sección de flexibilidad económica

| Escenario | VAN | TIR | Caudal [kg/h] | Precio mínimo biobutanol | Precio acetona |
|-----------|-----|-----|---------------|--------------------------|----------------|
| 1         | 0   | 7%  | 25,3          | \$ 30,89                 | \$ 31          |
| 2         | 0   | 7%  | 25,3          | \$ 24,23                 | \$ 36          |
| 3         | 0   | 7%  | 73,36         | \$ 5,00                  | \$ 31          |
| 4         | 0   | 7%  | 63,68         | \$ 5,00                  | \$ 36          |
| 5         | 0   | 7%  | 25,30         | \$ 8,31                  | \$ 31          |
| 6         | 0   | 7%  | 20,99         | \$ 21,53                 | \$ 31          |