

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**Diseño preliminar y estudio de factibilidad de una planta de
producción de edulcorantes a partir de la cáscara de mazorca de
cacao.**

Andrea Carolina Rivera Morejón

Ingeniería Química

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

Quito, 20 de diciembre de 2021

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

Diseño preliminar y estudio de factibilidad de una planta de producción de edulcorantes a partir de la cáscara de mazorca de cacao.

Andrea Carolina Rivera Morejón

Nombre del profesor, Título académico

**José Francisco Álvarez Barreto, Ph. D.
Juan Diego Fonseca Ashton, Ph.D.**

Quito, 20 de diciembre de 2021

© 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: Andrea Carolina Rivera Morejón

Código: 00202065

Cédula de identidad: 1726082629

Lugar y fecha: Quito, 20 de diciembre de 2021

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

Nota: El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETHeses>.

UNPUBLISHED DOCUMENT

Note: The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETHeses>.

RESUMEN

Este proyecto propone una estrategia de revalorización para la cáscara de mazorca de cacao, un residuo agrícola que representa cerca de 984 000 toneladas anuales de desecho. Esta biomasa lignocelulósica puede refinarse para obtener energía o productos químicos de creciente interés en el mercado ecuatoriano, como edulcorantes. Se realizó el diseño preliminar y estudio de factibilidad de una planta de producción de sorbitol y xilitol; seleccionando la tecnología apropiada, diseñando el proceso y la planta, y realizando una evaluación económica del proyecto. El proceso definido emplea fraccionamiento con autohidrólisis y tratamiento alcalino, seguido de la obtención por ruta química de sorbitol, y biológica de xilitol. En base al nivel de importaciones, se estableció una producción anual de 260 toneladas de sorbitol (70% w/w) con una producción simultánea de 29 toneladas de xilitol cristalino. Sin embargo, se observó que el proyecto es rentable a escalas mayores, con una producción de 550 ton/año de sorbitol y un retorno de la inversión de 3,88%; por lo que se sugiere explotar también otros componentes de la biomasa a fin de incrementar el valor del proyecto. La implementación de esta estrategia de revalorización sería una oportunidad importante para el crecimiento económico e industrial del país, reduciendo del impacto ambiental del sector agrícola, y atrayendo inversión para el desarrollo de nuevas tecnologías.

Palabras clave: biorefinería, sorbitol, xilitol, biomasa, lignocelulósico, desecho agrícola, revalorización, *Theobroma cacao*.

ABSTRACT

This project proposes a strategy for the revalorization of cocoa pod shell, an agricultural residue accounting for around 984 000 annual tons of waste. This lignocellulosic biomass can be refined into energy or building block chemicals of growing interest in the Ecuadorian market, such as sweeteners. A preliminary design and feasibility assessment for a sorbitol and xylitol production plant was carried out by selecting the adequate technology, designing the process and production plant, and conducting an economic evaluation of the project. The defined process uses autohydrolysis and alkaline treatment as fractionation techniques, followed by chemical and biological synthesis of sorbitol and xylitol, respectively. Considering current importation figures, an annual production of 260 tons of sorbitol (70% w/w), with simultaneous production of 29 tons of crystalline xylitol, was established. Nevertheless, it was seen that the project is profitable only at larger scales, with an annual production of 550 tons of sorbitol and a 3,88% return on investment; thus, utilizing other components present in the biomass is strongly suggested. The implementation of this revalorization strategy would pose a significant opportunity for the country's industrial and economic growth, by reducing the agricultural sector's environmental impact and captivating investment for the development of new technologies.

Key words: biorefinery, sorbitol, xylitol, biomass, lignocellulosic, agricultural waste, revalorization, *Theobroma cacao*

TABLA DE CONTENIDOS

Índice de tablas.....	10
Índice de tablas en Anexos.....	10
Índice de figuras.....	12
Índice de figuras en Anexos.....	12
1. INTRODUCCIÓN.....	13
1.1. Antecedentes.....	13
1.1.1. Producción de cacao en Ecuador.....	13
1.1.2. Refinería de biomasa lignocelulósica.....	14
1.1.3. Consumo de azúcar en Ecuador.....	15
1.2. Presentación del proyecto.....	16
1.2.1. Objetivos del proyecto.....	16
1.2.2. Justificación del proyecto.....	17
1.2.3. Resultados esperados de la implementación del proyecto.....	18
2. BASES DEL DISEÑO.....	20
2.1. Descripción de los productos.....	20
2.1.1. Sorbitol.....	20
2.1.2. Xilitol.....	21
2.2. Descripción de las materias primas.....	22
2.3. Ubicación de la biorefinería para el procesamiento de mazorca de cacao.....	23
2.4. Limitaciones y normas.....	24
2.4.1. Limitaciones respecto al proceso.....	24
2.4.2. Limitaciones respecto a la aplicación de los productos.....	25
3. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA LA OBTENCIÓN SIMULTÁNEA DE SORBITOL Y XILITOL.....	26
3.1. Análisis y selección de tecnologías para el pretratamiento de la biomasa.....	26
3.2. Análisis y selección de la ruta de obtención de sorbitol y xilitol.....	27

3.3. Análisis y selección de tecnologías de purificación para el producto	29
3.4. Diagramas del proceso.....	31
4. DISEÑO DEL PROCESO Y LA PLANTA	34
4.1. Diseño del proceso.....	34
4.1.1. Base de producción	34
4.1.2. Balance de masa.....	34
4.2. Diseño de la planta	35
4.2.1. Selección y dimensionamiento de los equipos principales	35
4.2.2. Balances de energía.....	39
4.2.3. Análisis de ubicación de cada operación.	40
5. EVALUACIÓN ECONÓMICA	42
5.1. Estimación de costos	42
5.1.1. Estimación de capital fijo de inversión	42
5.1.2. Estimación de costos de producción y capital de trabajo.....	43
5.2. Estimación de ingresos y flujo de caja	45
5.3. Análisis de flexibilidad variando el precio del xilitol y caudal de producción.	46
6. CONCLUSIONES	48
7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	50
8. ANEXOS.....	62
8.1. Anexo A – Abreviaciones y terminología	62
8.1.1. Terminología especializada.....	62
8.1.2. Abreviaciones	63
8.2. Anexo B – Metodología	67
8.2.1. Objetivo específico 1	67
8.2.2. Objetivo específico 2	68
8.2.3. Objetivo específico 3	81
8.3. Anexo C – Datos adicionales a las bases del diseño	86

8.3.1. Propiedades de los productos.....	86
8.3.2. Límites de emisiones.....	86
8.4. Anexo D – Selección de la tecnología para la obtención simultánea de sorbitol y xilitol	88
8.4.1. Selección de las tecnologías de pretratamiento, ruta de obtención y purificación del producto.	88
8.4.2. Diagramas del proceso	89
8.5. Anexo E – Cálculos de diseño	91
8.5.1. Consideraciones realizadas durante el balance de masa	91
8.5.2. Balance de masa.....	93
8.5.3. Selección y dimensionamiento de los equipos.....	98
8.5.4. Balance de energía	119
8.5.5. Relación entre operaciones	127
8.6. Anexo F – Cálculos de análisis económico	129
8.6.1. Estimación de costos de los equipos	129
8.6.2. Capital de inversión fijo.....	138
8.6.3. Costos de producción	138
8.6.4. Flujo de caja y análisis de flexibilidad.....	141

Índice de tablas

Tabla 1. Composición de la cáscara mazorca de cacao en base seca.	22
Tabla 2. Materias primas y reactivos utilizados en el proceso.	23
Tabla 3. Límite de contaminantes en el producto final (en peso seco).	25
Tabla 4. Resumen del balance de masa para la obtención de sorbitol y xilitol.	35
Tabla 5. Especificaciones de los equipos elegidos por catálogo.	37
Tabla 6. Dimensiones de los equipos de almacenamiento.	38
Tabla 7. Dimensionamiento de los tanques de adsorción y reactores empleados en el proceso.	38
Tabla 8. Dimensionamiento de los evaporadores utilizados en el proceso.	39
Tabla 9. Balance de energía total del proceso de obtención de sorbitol y xilitol.	39
Tabla 10. Estimación del capital fijo de inversión.	43
Tabla 11. Costos de producción del proyecto.	44
Tabla 12. Costos de capital de trabajo.	44
Tabla 13. Estimación de ingresos del proyecto.	45
Tabla 14. Indicadores financieros del proyecto.	45

Índice de tablas en Anexos

Tabla A 1. Espesor mínimo recomendado para tanques.	73
Tabla A 2. Valores del factor de Lang.	81
Tabla A 3. Valores del factor de Hand.	82
Tabla A 4. Valores de los factores detallados de instalación.	82
Tabla A 5. Parámetros de estimación del capital de trabajo.	83
Tabla A 6. Esquema de inversión del proyecto.	84
Tabla A 7. Propiedades del sorbitol 70% w/w [59].	86
Tabla A 8. Propiedades del xilitol cristalino [60].	86
Tabla A 9. Emisiones máximas permitidas en cuerpos de agua.	87
Tabla A 10. Cuadro comparativo de las alternativas disponibles para el pretratamiento de biomasa lignocelulósica.	88
Tabla A 11. Cuadro comparativo de las rutas de obtención disponibles para sorbitol y xilitol.	89
Tabla A 12. Tabla resumen de las tecnologías de purificación [40].	89
Tabla A 13. Balance de masa del proceso, por sección.	94
Tabla A 14. Criterios de selección para los equipos de secado.	98

Tabla A 15. Dimensionamiento de TK-101.	100
Tabla A 16. Dimensionamiento de TK-301.	100
Tabla A 17. Constantes de las isotermas de adsorción.	101
Tabla A 18. Cálculo de la masa de adsorbente requerida.	102
Tabla A 19. Dimensionamiento de los reactores y tanques de adsorción.	103
Tabla A 20. Especificaciones y dimensionamiento de los accesorios de los reactores y tanques de adsorción.	104
Tabla A 21. Determinación del espesor de la pared de los reactores y tanques de almacenamiento.	105
Tabla A 22. Dimensionamiento de los evaporadores.	110
Tabla A 23. Consumo de energía de los intercambiadores de calor.	120
Tabla A 24. Requerimiento de vapor y agua de enfriamiento de los intercambiadores de calor.	121
Tabla A 25. Requerimientos de energía para calentar la alimentación de reactores y tanques de adsorción.	122
Tabla A 26. Requerimientos de energía para mantener la temperatura de los reactores y tanques de adsorción.	123
Tabla A 27. Requerimientos de energía de las bombas.	125
Tabla A 28. Requerimiento de energía de los compresores.	125
Tabla A 29. Requerimiento de energía de los equipos presentes en la planta.	126
Tabla A 30. Costo de los equipos utilizados en el proyecto.	137
Tabla A 31. Cálculo del capital fijo de inversión.	138
Tabla A 32. Costos de materia prima.	139
Tabla A 33. Detalle de los costos de labor de operación.	139
Tabla A 34. Detalle del costo de energía de la planta.	140
Tabla A 35. Costos de producción del proyecto.	140
Tabla A 36. Flujo de caja del proyecto.	142

Índice de figuras

Figura 1. Partes de la mazorca de cacao. Tomado de [5].	14
Figura 2. Diagrama de flujo para la sección de pretratamiento de la biomasa.	31
Figura 3. Diagrama de flujo para la sección de síntesis de sorbitol.	32
Figura 4. Diagrama de flujo para la sección de síntesis de xilitol.	33
Figura 5. Ubicación tentativa de cada operación en la planta.	41
Figura 6. Comportamiento del VAN en función del caudal de producción y precio del xilitol.	46

Índice de figuras en Anexos

Figura A 1. Correlaciones de potencia para diversos impulsores	75
Figura A 2. Diagrama de bloque para el proceso de obtención simultánea de sorbitol y xilitol.	90
Figura A 3. Cuadro de relaciones para la disposición de operaciones en la planta.	127
Figura A 4. Especificaciones y costo de la balsa de lavado.	129
Figura A 5. Especificaciones y costo de los filtros.	130
Figura A 6. Especificaciones y costos del equipo de reducción de tamaño.	131
Figura A 7. Especificaciones y costo del secador rotatorio.	132
Figura A 8. Especificaciones y costo de la balsa de lavado V-201.	133
Figura A 9. Especificaciones y costo del secador de bandejas.	134
Figura A 10. . Especificaciones y costo de las centrifugas.	135
Figura A 11. Especificaciones y costo del evaporador cristizador.	136
Figura A 12. VAN y PRI para los mejores escenarios de producción.	143

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

1.1.1. Producción de cacao en Ecuador

El cacao es uno de los principales productos de exportación de Ecuador, siendo mundialmente reconocido por su alta calidad para la elaboración de derivados como chocolate. Actualmente, el país produce dos variedades de cacao: 75% corresponde al tipo Nacional (Arriba), que es cacao de fino aroma; mientras que CCN-51 (Colección Castro Naranjal) representa el 25% de la producción [1]. Debido a su alta popularidad en el mercado internacional, la producción de cacao ecuatoriano se ha mantenido en constante crecimiento en los últimos años. Así, en 2020 se tuvo un crecimiento del 4,7%, alcanzando la cifra record de exportación de 345 000 toneladas, con ingresos equivalentes a USD 935,1 millones [2]. De esta forma, el cacao se posiciona como uno de los productos agrícolas de mayor importancia para Ecuador, con amplios prospectos de crecimiento a futuro.

Si bien esto es prometedor para el desarrollo del país, el crecimiento de la producción cacaotera también está asociado a la exacerbación de una problemática ya existente: la generación y manejo de desechos agrícolas. Tanto para exportación como para uso local, el producto de interés de la planta de cacao son los granos de la fruta (véase Figura 1). Es así que 88% de las exportaciones corresponden al grano seco, mientras que el 12% restante se constituye de productos industrializados como licor, manteca, polvo, entre otros [1], [3]. Esto implica que la producción de cacao viene acompañada de una elevada generación de residuos, particularmente, la cáscara de mazorca de cacao (véase Figura 1), que representa entre el 70% - 80% del peso en seco de la fruta [4]. Si esta problemática no es tratada a tiempo, un crecimiento de la industria volverá insostenible al manejo actual de desechos.

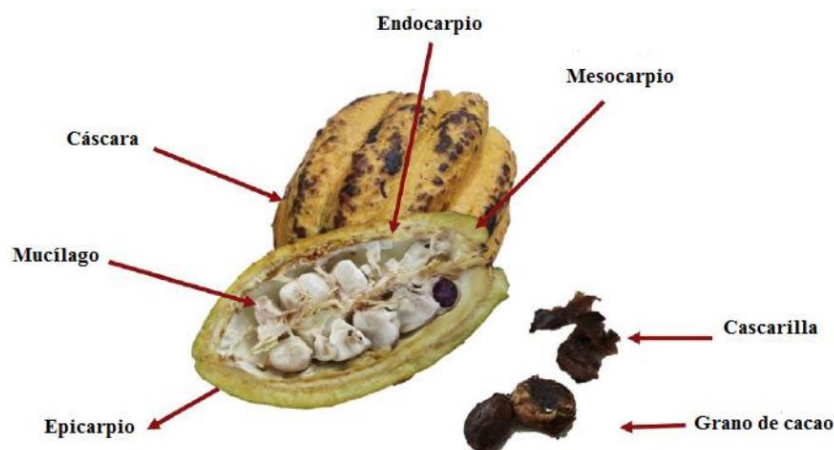


Figura 1. Partes de la mazorca de cacao. Tomado de [5].

Existen varias estrategias utilizadas de momento para el tratamiento de la cáscara de mazorca de cacao, sin embargo, estas están relacionadas con problemas de índole ambiental. Las principales rutas para el tratamiento de desechos son: quema, uso como balanceado animal o abono, y acumulación. Por su parte, la quema de residuos tiene gran potencial de contaminación debido a la emisión de gases de efecto invernadero, NO_x, furanos, lignanos, metoxifenoles, compuestos aromáticos, ácido acético, hidrocarburos volátiles y cenizas [4], [6]. Por otro lado, su uso como balanceado animal podría acarrear problemas por la presencia de teobromina, un compuesto tóxico para distintas especies animales [7], [8]. Finalmente, no se ha demostrado que la mazorca de cacao tenga una capacidad fertilizante importante; sin embargo, su acumulación podría desencadenar plagas y enfermedades comunes en los cultivos de cacao, como la Mancha Negra (por *Pytophthora spp.*) [9]. Por esto, es fundamental analizar nuevas estrategias que permitan el control y manejo adecuado de estos residuos.

1.1.2. Refinería de biomasa lignocelulósica

Una alternativa para la gestión de estos desechos es su uso como materia prima verde para la producción de productos de valor agregado. La cáscara de mazorca de cacao es un tipo de biomasa conocida como biomasa lignocelulósica, por lo que está compuesta en su mayoría de celulosa, hemicelulosa y lignina. La celulosa es, generalmente, el componente más

abundante de la biomasa y está ordenada a manera de fibras en su interior. La hemicelulosa suele encontrarse incrustada en la pared celular de la biomasa, actuando como conector entre la lignina y la celulosa. Finalmente, la lignina es el componente estructural de la pared celular, encargada de otorgar rigidez y proteger la estructura fibrosa de celulosa y hemicelulosa [10].

En los últimos años, la comunidad científica ha desarrollado un creciente interés por la utilización de biomasa para la producción de biocombustibles, biopolímeros y precursores químicos de valor agregado. Si bien hasta el momento la biomasa más utilizada es biomasa primaria, las tendencias actuales apuestan por el uso de biomasa residual; donde destacan la mazorca de maíz o bagazo de caña. Conociendo ya que el concepto de biorefinería puede aplicarse a una variedad de biomásas, el Departamento de Energía de USA identificó los 12 productos de mayor interés para su obtención: ácido aspártico, ácido sacárico, ácido glutámico, ácido itacónico, ácido levulínico, ácidos 1,4 diácidos de cuatro carbonos, ácido 2,5 furandicarboxílico, ácido 3-hidroxi-propiónico, 3-hidroxi-butirolactona, glicerol, sorbitol y xilitol [11]. La revalorización de la mazorca de cacao para la obtención de uno o varios de estos productos es una oportunidad única para el país que debe ser explorada y explotada.

1.1.3. Consumo de azúcar en Ecuador

Dado que algunos de los productos presentados anteriormente son edulcorantes naturales, resulta interesante explorar la situación del consumo de azúcar en el país. Desde 2013, el “Reglamento sanitario de etiquetado de alimentos procesados para el consumo humano” exige la inclusión de una etiqueta tipo semáforo mostrando el nivel de azúcar, sal y grasa de los alimentos procesados [12]. Parece ser que estas medidas de visualización, junto con el alza de impuestos a bebidas azucaradas, han tenido efecto sobre el consumo de azúcar de los ecuatorianos, puesto que, entre los períodos 2016-2017 y 2017-2018 se vio una baja del 2% en el mismo [13]. Por otra parte, este cambio en el comportamiento puede deberse a la prevalencia de enfermedades asociadas al consumo de azúcar, particularmente la diabetes. De

acuerdo a estudios realizados por la Federación Internacional de Diabetes, la prevalencia de la misma en el país es del 5,5%, afectando a alrededor de 579 100 adultos entre 20 – 79 años [14].

A la par de estos fenómenos existe un crecimiento en la preferencia por edulcorantes y productos sin azúcar. Los edulcorantes más utilizados para este propósito son “aspartame, acesulfame K, sacarina y extracto de hojas de stevia.” [15]. En este contexto, se evidencia el potencial de la revalorización de biomasa para la obtención de edulcorantes en el país. Si bien la estrategia de biorefinería no propone la obtención de los edulcorantes antes mencionados, se tiene alternativas como sorbitol y xilitol; los cuales gozan de gran popularidad en el extranjero.

1.2. Presentación del proyecto

Considerando las problemáticas identificadas en el país (exceso de residuos del cultivo de cacao y preocupación por el consumo de azúcar), se propone tomar ventaja del concepto de biorefinería lignocelulósica para revalorizar la mazorca de cacao hacia la producción de edulcorantes naturales bajos en calorías, como son sorbitol y xilitol.

1.2.1. Objetivos del proyecto

Objetivo general

Realizar el diseño preliminar y estudio de factibilidad para una planta de producción de edulcorantes a partir de la cáscara de mazorca de cacao, que busca suplir parcialmente la demanda nacional actual de sorbitol, y fomentar el uso en el mercado nacional de xilitol.

Objetivos específicos

Para la consecución del objetivo general se plantearon tres objetivos específicos que actuarán como guía para el desarrollo del proyecto. Estos se presentan a continuación.

1. Seleccionar la tecnología más adecuada para la obtención de edulcorantes a partir de la cáscara de mazorca de cacao.

2. Realizar el diseño del proceso y la planta de producción de edulcorantes.
3. Llevar a cabo la evaluación económica del proyecto para determinar su viabilidad económica.

1.2.2. Justificación del proyecto

El principal incentivo que impulsa a este proyecto es la alta disponibilidad de materia prima. Se sabe que la cáscara de mazorca de cacao es un desecho agrícola generado en elevadas cantidades durante la producción de cacao. Debido a esto, existe en el mercado una amplia oferta de la misma, suficiente para satisfacer la demanda actual de los productos planteados. Adicionalmente, al tratarse de un desecho ampliamente disponible, tiene un valor de mercado casi nulo. Por el momento, solo se esperan costos de transporte; sin embargo, si la cáscara de mazorca de cacao llegara a tomar un valor de mercado, el nivel de competencia presente asegurará que este no sea elevado. Con esto, el bajo costo de la materia prima es un factor fundamental para asegurar el rendimiento económico del proyecto.

Por otra parte, este rendimiento está respaldado por la recepción en el mercado de los productos elegidos. Tanto sorbitol como xilitol pueden comercializarse para uso industrial o directo al consumidor. Esta versatilidad, junto con la creciente predilección por edulcorantes no calóricos – ya sea por salud o preferencia personal – aseguran un mercado amplio y variado para su comercialización. Más aún, sorbitol y xilitol pertenecen a mercados crecientes a nivel mundial, por lo que se tiene gran expectativa para el desarrollo del proyecto a futuro.

Adicionalmente, se ha notado que existe una oportunidad de marketing única para el xilitol. Siendo el chocolate el principal derivado del cacao, se podría utilizar el xilitol obtenido de la cáscara de la mazorca para endulzar el chocolate obtenido del grano. Un análisis preliminar del mercado muestra que ya existe comercialización de chocolate endulzado con xilitol, dirigido a dietas bajas en calorías. En el caso de Ecuador, además de esto, se podría

comercializar como un producto obtenido de una sola fuente. De esta manera, será posible atraer a un nicho particular del mercado, ofreciendo un producto con valor social antes que material.

Finalmente, existe en el país una necesidad de diversificación industrial, que podría conseguirse mediante el proyecto. Una gran cantidad de productos terminados y precursores químicos (entre ellos el sorbitol), son importados en lugar de manufacturarse localmente. Por esto, los productos obtenidos mediante este proyecto serán competitivos y novedosos en el mercado, teniendo así una ventaja comercial. Adicionalmente, el concepto de biorefinería propone la obtención simultánea de múltiples productos a partir de la biomasa. Si bien el diseño actual propone dos productos, a futuro se podría ampliar la cartera de productos del proyecto, alargando su tiempo de vida y relevancia en el mercado.

1.2.3. Resultados esperados de la implementación del proyecto

El principal objetivo de una refinería de biomasa lignocelulósica es reducir la dependencia de combustibles fósiles y apostar por procesos de química verde. Por esto, el presente proyecto contribuiría a dicho objetivo, al proponer una fuente de obtención alternativa para el sorbitol y xilitol. Adicionalmente, un aspecto fundamental es que la implementación del proyecto permitiría reducir el volumen de desechos agrícolas generados por la actividad cacaotera del país, mermando así el impacto ambiental de la misma. Esto se logra al reducir la emisión de contaminantes y efectos adversos asociados a las estrategias de manejo de desechos actuales. Se espera que la implementación del proyecto incentive el desarrollo de proyectos similares a nivel nacional y global, de manera que se acelere la consecución de estos objetivos.

Por otra parte, se espera que el proyecto fomente la industria ecuatoriana, que al momento se encuentra poco desarrollada. La aplicación de este proyecto implicaría el desarrollo de procesos ecoamigables en el país y podría encaminar el crecimiento futuro hacia esta ruta. De esta manera, la economía e industria ecuatoriana se volverían competitivas y atractivas a nivel global, gracias a la integración de prácticas responsables con el medioambiente, de forma

que se capte un mayor número de potenciales inversores y clientes. Más aún, el proyecto fomenta la diversificación de la industria, lo que resultaría en una mayor disponibilidad de productos que se emplean como materia prima de otros procesos. Esto no solo impulsaría la producción nacional de productos más especializados, sino que también permitiría reducir el número de importaciones de materia prima. En particular, se empezaría por la reducción de importaciones de sorbitol. A su vez, esto reduciría costos y logística asociados a la importación, de manera que los productos nacionales sean más competitivos en el mercado. De igual manera, se tendría la incorporación de productos novedosos (xilitol y chocolate endulzado con xilitol), los cuales serían altamente competitivos en el mercado nacional y extranjero.

Por último, la implementación de este proyecto permitiría mejorar el nivel de vida de los ecuatorianos. La primera consecuencia esperada de la aplicación del proyecto es la generación de empleo, tanto para las etapas de investigación y adquisición, así como para la operación y vida a futuro del proyecto. La generación de empleos permitiría incrementar el poder adquisitivo de los ecuatorianos, otorgando así mayor estabilidad y circulación al mercado interno. Igualmente, el uso de cáscara de mazorca de cacao representaría un mayor ingreso para los productores de cacao. Esto fomentaría la inversión en el mejoramiento de procesos y tecnologías relacionadas a la actividad cacaotera, de forma que se pueda optimizar su producción e incrementar su valor de mercado. Finalmente, la introducción de nuevos edulcorantes al mercado incentivaría su consumo y daría visibilidad a los problemas de salud asociados al consumo de azúcar, con el fin de reducir su prevalencia en la población.

2. BASES DEL DISEÑO

2.1. Descripción de los productos

Se propone la obtención simultánea de sorbitol y xilitol. Estos son polioles que pueden utilizarse como edulcorantes no calóricos. Entre las características de ambos resalta el que su metabolismo no está asociado a la insulina [16]. Debido a esto, su consumo es apto para personas con diabetes. Por otro lado, ambos son ampliamente utilizados en las industrias farmacéutica, cosmética y alimenticia como *carriers*, estabilizadores y texturizadores [16].

2.1.1. Sorbitol

Como edulcorante, el sorbitol tiene el 60% del poder endulzante del azúcar tradicional, con la mitad de las calorías [17]. Sin embargo, se destaca como producto de gran interés industrial, ya que, entre otros usos, se emplea como precursor de glicoles, ácido láctico, sorbosa, hidrógeno, etilenglicol, propilenglicol, combustibles alcanos, sorbitan, entre otros [18].

Debido a esto, el sorbitol pertenece a un mercado en desarrollo, con una tasa de crecimiento anual (CAGR) del 5,5% [19]. Esta tendencia está impulsada por una mayor demanda de productos naturales y edulcorantes bajos en calorías. Si bien el crecimiento es más acelerado en el mercado asiático, el producto ha ganado presencia en Latinoamérica. Ecuador, al no ser productor, lo importa de países como Colombia, China y USA. Así, en 2020 las importaciones de sorbitol alcanzaron las 1074 toneladas, por un total de USD 784 776 [20].

El sorbitol se comercializa en dos presentaciones: cristalina y como solución acuosa al 70% w/w. Este proyecto se enfoca en la obtención de la solución acuosa, puesto que esta corresponde al 83% de la producción mundial y es la más utilizada a nivel industrial para la elaboración de siropes, solventes y geles [18]. Adicionalmente, se conoce que la solución de sorbitol al 70% w/w corresponde al 96,51% de las importaciones a Ecuador [20].

Dentro del proceso de producción planteado, el sorbitol se obtiene mediante la hidrogenación de glucosa, que a su vez resulta de la hidrólisis de la porción de celulosa en la

biomasa. El producto recién obtenido es una solución más diluida que además de sorbitol contiene otros polioles (como manitol) y productos de la degradación de sorbitol (como etilenglicol). El producto debe ser purificado y concentrado para su venta. El precio comercial por kilogramo de la solución de sorbitol al 70% w/w se encuentra entre USD 0,55 – 0,65, sin embargo, el precio de importación a Ecuador está entre USD 0,65 – 0,70 [18], [20].

2.1.2. Xilitol

El principal uso del xilitol es como edulcorante artificial, pues tiene el mismo poder endulzante que el azúcar tradicional, con la mitad de las calorías [17]. Así mismo, la FDA lo ha identificado como un producto generalmente reconocido como seguro (GRAS), por lo que existe gran interés para su uso como aditivo en productos alimenticios. Por otra parte, al ser anticariogénico, es ampliamente utilizado como endulzante en chicles, pasta de dientes y medicamentos [21]. Al igual que el sorbitol, el xilitol puede emplearse como precursor de otros productos, entre los que destacan biopolímeros, poliuretanos, poliéster, entre otros [17].

Es así que el mercado de xilitol se proyecta hacia un acelerado crecimiento, con un CAGR del 7,44% [22]. Si bien el mercado se considera fragmentado, el 50% de la producción está concentrada en Asia, particularmente en China; seguido de USA y Europa [23]. En el caso de Ecuador, no se registra la producción o importación del producto. El xilitol se comercializa en forma de polvo blanquecino de alta pureza (>98% w/w), ya sea para su venta al consumidor, o para uso industrial. Así, el proyecto se enfoca a la producción de xilitol en forma cristalina.

Dentro del proceso de producción planteado, el xilitol se obtiene mediante la hidrogenación de xilosa, que a su vez resulta de la hidrólisis de la porción de hemicelulosa en la biomasa. El producto recién obtenido es una solución diluida que además de xilitol contiene otros azúcares residuales de la fermentación (como xilosa), por lo que debe ser purificado y cristalizado para su venta. El precio comercial por kilogramo de xilitol está entre USD 4,50 –

5,50 para ventas al por mayor, y hasta USD 20,00 en presentación lista para el consumo [23]. Sin embargo, se lo ha encontrado en el mercado con valores de hasta 256,00 USD/kg.

2.2. Descripción de las materias primas

La principal materia prima a partir de la cual se extraerán los productos de interés es la cáscara de mazorca de cacao. Al igual que otros residuos agrícolas, esta se considera biomasa lignocelulósica; es decir, que está compuesta principalmente de celulosa, hemicelulosa y lignina. A parte de estos compuestos, la cáscara de mazorca de cacao es rica en agua, minerales y pectina. Si bien algunos de estos componentes podrían tener una influencia positiva en el proceso, para el presente proyecto no se consideran de interés para el producto final. La composición específica de la cáscara de mazorca de cacao depende de la variedad con la que se trabaje, así como las características del ambiente de cultivo. Esta variación dificulta la caracterización de la materia prima, por lo que se han tomado datos de estudios previos realizados tanto con cacao ecuatoriano, como proveniente de otros países. La Tabla 1 muestra la composición de la cáscara de mazorca de cacao considerada en el proyecto [9], [24]–[26].

Tabla 1. Composición de la cáscara mazorca de cacao en base seca.

Componente	% w/w	Componente	% w/w	Componente	% w/w
Lignina	37	Pectina	10	Extractivos	3
Celulosa	25	Ceniza	8,5	Grasa	0,5
Hemicelulosa	10	Proteína	5		

Otras materias primas que intervienen en el proceso son agua e hidrógeno, las cuales participan en la hidrólisis e hidrogenación, respectivamente, de los componentes lignocelulósicos. Por esto, se encuentran presentes en los productos finales en menor medida que los componentes de la cáscara de mazorca de cacao. Por último, se cuenta con una serie de reactivos consumibles que forman parte del proceso, en especial del pretratamiento, aunque no se encuentran presentes en el producto final. La Tabla 2 muestra un resumen de las materias primas y reactivos, junto con su rol en el proceso y costo por unidad.

Tabla 2. Materias primas y reactivos utilizados en el proceso.

Materia Prima	Función	Costo	Proveedores
Mazorca de cacao	Provee celulosa y hemicelulosa	Costo de transporte	Plantaciones y procesadores de cacao
Agua	Lavado de la materia prima; autohidrólisis; tratamiento alcalino, lavado de celulosa	0,01 USD/kg (incluye tarifas fijas mensuales)	Servicio público de agua potable
NaOH	Remoción de lignina	0,82 USD/kg	Alibaba* Quimpac
H ₂	Hidrogenación de glucosa y xilosa	1,80 USD/kg	GASECSA
Catalizador Ni/KB	Catalizador en la hidrogenación de celulosa	1,40 USD/kg	Alibaba* Se prepara
H ₂ SO ₄	Hidrólisis de hemicelulosa	0,28 USD/kg	Alibaba* Quimpac
Ca(OH) ₂	Neutralización de ácido sulfúrico	0,28 USD/kg	Alibaba* Biomarsa
Peptona	Medio de crecimiento para levadura	1,40 USD/kg	Alibaba*
Extracto de levadura		0,45 USD/kg	Alibaba*
<i>Barnettozyma populi</i>	Levadura para fermentación de xilosa	500 USD/vial	ATCC*

*Proveedores de importación.

Algunos de los reactivos presentados en la Tabla 2 requieren consideraciones especiales de adquisición, manejo y almacenamiento. Así, tanto el NaOH como el H₂SO₄ son reactivos controlados por Consep y requieren un permiso SETED para su adquisición. Adicionalmente, su transporte está regulado, y ambos se encuentran en el grupo de empaquetamiento II. Por otra parte, el H₂ es altamente inflamable y se limita la cantidad permitida para su transporte. Finalmente, el Ca(OH)₂ es altamente irritante y corrosivo, por lo que se debe tener extremo cuidado en su manejo, en particular en lo que respecta a la dispersión de polvo.

2.3. Ubicación de la biorefinería para el procesamiento de mazorca de cacao

La ubicación de la planta se escogió en función de la cercanía a la materia prima y la facilidad de distribución de los productos. Considerando que la mayor producción cacaotera está en la costa, se apuntó a esta región, particularmente, la provincia de Manabí. Esta acapara cerca del 23% de la producción total de cacao del país, lo que no solo permite satisfacer la demanda inicial del proyecto, sino que también da paso a un crecimiento de la producción a

futuro [27]. Así mismo, existe una alta actividad portuaria en la zona, lo que facilita el acceso a materia prima de importación y asegura la disponibilidad de rutas de distribución preexistentes para el resto del país. Por último, se espera menor competencia por el terreno que en provincias que ya se encuentran fuertemente industrializadas, como Guayas.

2.4. Limitaciones y normas

En este caso, se ha clasificado las limitaciones del proyecto en función de cómo estas se relacionan al proceso en sí, o a la aplicación del producto final.

2.4.1. Limitaciones respecto al proceso

La principal limitación asociada al proceso es la disponibilidad de cáscara de mazorca de cacao. En Manabí se produce un aproximado de 45 000 ton/año de almendra seca [27]. Considerando la relación de masa entre el grano seco y la cáscara de la mazorca, se estima que existe una disponibilidad de 135 000 ton/año de cáscara de mazorca de cacao. Si bien esta cantidad excede el requerimiento actual del proyecto, deberá considerarse como un factor limitante para su expansión a futuro. Adicionalmente, la cosecha no es continua a lo largo del año, por lo que existe una disponibilidad variable de materia prima que deberá ser compensada con su almacenamiento, para asegurar la producción continua de los productos planteados [28].

Por otra parte, el proceso se encuentra limitado por la disponibilidad de tecnología e información. A pesar de que este ha sido diseñado en base a tecnología a escala industrial, algunas de las operaciones requeridas se han estudiado únicamente en laboratorio con biomasa distinta al cacao. Por esto, es esencial el estudio del proceso a escala piloto antes de su escalamiento, con el fin de ajustar los valores utilizados en el proyecto.

Si bien no existe regulación alguna para el proceso planteado, las emisiones de ciertos compuestos sí están controladas. La Tabla A 9, en Anexos, muestra los valores máximos permitidos de emisiones a cuerpos de agua para los compuestos de interés en el proceso [29].

Finalmente, se limita los contaminantes (metales y otras azúcares y polioles) que pueden encontrarse en el producto final, por lo que se debe asegurar que las etapas de purificación permitan cumplir las regulaciones vigentes, presentadas en la Tabla 3 [30].

Tabla 3. Límite de contaminantes en el producto final (en peso seco).

	Sorbitol	Xilitol
Azúcares reductoras	≤ 0,3%	≤ 0,2%
Otros polioles	-	≤ 1%
Niquel	≤ 2 mg/kg	≤ 2 mg/kg
Arsénico	≤ 3 mg/kg	≤ 3 mg/kg
Plomo	≤ 1 mg/kg	≤ 1 mg/kg

2.4.2. Limitaciones respecto a la aplicación de los productos.

El uso de sorbitol y xilitol se encuentra limitado cuando se aplican como aditivos en productos alimenticios. No existe una regulación específica para su uso en Ecuador, sin embargo, el *Codex Alimentarius* de la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO) permite el uso de sorbitol como incrementador de volumen, humectante, secuestrante, estabilizador, edulcorante y espesante; mientras que el xilitol es apto para uso como emulsionante, humectante, estabilizador, edulcorante y espesante [31]. En el caso específico de chocolate, ni sorbitol ni xilitol están sujetos a restricciones.

Adicionalmente, la FDA ha establecido los límites aceptables para estos productos en conformidad con las buenas prácticas de fabricación. Así, el sorbitol está limitado principalmente debido a su efecto laxante, que se da al consumir 0,17 g/kg (hombres) y 0,24 g/kg (mujeres) en dosis bolus [32]. Por esto, el empaque debe indicar si el consumo del producto resulta en un consumo diario de 50 g de sorbitol [33]. Por otra parte, no se tiene limitaciones específicas para el xilitol, sin embargo se conoce que posee un efecto laxante al consumir 0,3 g/kg (en dosis bolus) [32], [34].

3. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA LA OBTENCIÓN SIMULTÁNEA DE SORBITOL Y XILITOL

Debido a la versatilidad de la biomasa lignocelulósica, existe gran cantidad de operaciones que se pueden llevar a cabo en la biorefinería. Por esto, es fundamental realizar un análisis previo con el fin de diseñar el proceso que más se adapte a la producción de sorbitol y xilitol a partir de cáscara de mazorca de cacao. Así, en esta sección se identificará y seleccionará los pretratamientos más adecuados para la biomasa, así como las rutas de obtención y purificación de sorbitol y xilitol. Finalmente, se presentará los diagramas del proceso.

3.1. Análisis y selección de tecnologías para el pretratamiento de la biomasa

Dentro del concepto de biorefinería, el pretratamiento de biomasa se refiere a la preparación de la materia prima para la síntesis del producto final. En particular, el término hace alusión a incrementar la disponibilidad del compuesto de interés (celulosa, hemicelulosa y/o lignina) dentro de la biomasa. Dado que este proyecto busca aprovechar simultáneamente la celulosa y hemicelulosa presentes en la cáscara de mazorca cacao se requiere una combinación de estrategias que permitan fraccionar completamente la biomasa, sin afectar la disponibilidad de ninguno de sus componentes.

Para la evaluación de las tecnologías disponibles se construyó un cuadro comparativo que califica aspectos como costo, impacto ambiental o generación de inhibidores de las tecnologías más relevantes. El cuadro se presenta en la sección Anexos.

Del análisis realizado se pudo ver que las tecnologías más viables para el proceso son explosión húmeda y autohidrólisis. La técnica de explosión húmeda permite obtener una fracción sólida compuesta casi exclusivamente de celulosa; mientras que la autohidrólisis otorga una fracción líquida compuesta mayoritariamente de oligosacáridos de hemicelulosa [35], [36]. En ambos casos, se requiere un paso adicional para el fraccionamiento total de la

biomasa; sin embargo, se identificó que la separación de celulosa y lignina tiene mejores rendimientos que la separación de hemicelulosa y lignina. Por esto, debido a los requerimientos del proyecto, se optó por emplear la autohidrólisis para el fraccionamiento inicial de la biomasa. Además de la composición de sus productos, esta tecnología resulta apropiada ya que al usar únicamente agua como reactivo se reduce su impacto ambiental y la generación de inhibidores [35]. Esto se traduce en una simplificación de las operaciones posteriores, pues no son necesarios pasos de purificación o tratamiento de los efluentes. Adicionalmente, la autohidrólisis ya se implementa de manera industrial, y es efectiva para una gran variedad de biomásas, por lo que se espera que sea compatible con la cáscara de mazorca de cacao.

A continuación, se requiere una operación de separación de celulosa y lignina. Para esto, se seleccionó el tratamiento alcalino de la biomasa, ya que permite solubilizar casi completamente la lignina y hemicelulosa, con poco o nulo efecto sobre la fracción celulósica [36]. El cuadro comparativo construido (ver Anexos) indica que esta es una tecnología altamente viable para el fraccionamiento. Además de su alto rendimiento, es energética y económicamente eficiente, pues los reactivos empleados son de bajo costo; y puede llevarse a cabo a condiciones normales de presión y temperatura [36]. Más aún, esta se asemeja al proceso Kraft de la industria papelera, por lo que su tecnología ya está ampliamente desarrollada.

3.2. Análisis y selección de la ruta de obtención de sorbitol y xilitol

Actualmente, la producción de sorbitol y xilitol está basada en la ruta química de obtención. El sorbitol es producto de la hidrogenación catalítica de glucosa; donde se usa una alimentación de glucosa pura y catalizadores de Raney Níquel. Por su parte, el xilitol sigue un proceso análogo a partir de la xilosa, donde los catalizadores más comunes son de níquel, rutenio o rodio [11]. El principal inconveniente de la obtención de sorbitol y xilitol con catalizadores metálicos es el alto costo asociado al consumo de energía y purificación del producto final [17]. Se ha observado que los catalizadores utilizados tienden a filtrar níquel al

producto, que debe ser removido totalmente antes de su comercialización. Más aún, en el caso de xilitol, al tener una alimentación de xilosa y arabinosa, se produce también arabitol, el cual, debido a su similitud con el xilitol, resulta casi imposible de separar por completo.

Por esto, existe extensiva investigación enfocada en el desarrollo de nuevas rutas de obtención. Por una parte, se tiene el desarrollo de catalizadores basados en rutenio, que permitan mejorar la selectividad y pureza del producto. Así mismo, se ha apostado por el uso de procesos *one pot*, que permiten la conversión directa de celulosa, de forma que se favorece el uso de biomasa. Por otra parte, existe gran interés en el desarrollo de la ruta biológica para la obtención de sorbitol y xilitol, para lo cual se considera el uso de enzimas y microorganismos como *Saccharomyces spp.* y *Candida spp.* Esta ruta permitiría reducir los problemas asociados a la pureza del producto, así como el impacto ambiental del proceso.

Con el fin de determinar qué proceso se ajusta mejor al proyecto, se construyó un cuadro comparativo (ver Anexos) de las rutas química y biológica para sorbitol y xilitol. Se consideró aspectos como el costo del proceso, rendimiento, pasos adicionales e impacto ambiental.

Del análisis realizado se determinó que la ruta más adecuada para la obtención de sorbitol es la ruta química, con catalizadores de níquel. Este proceso ya ha sido ampliamente implementado en la industria, por lo que no requiere mayor desarrollo tecnológico [11]. Adicionalmente, el uso de la hidrogenación hidrolítica de celulosa, en un proceso *one pot*, lo vuelve ideal para su aplicación con biomasa, pues no se requiere una alimentación de glucosa pura. Así, no es necesario añadir pasos adicionales de hidrólisis y purificación al proceso. Respecto al catalizador, se plantea al uso de un catalizador de níquel con soporte, de manera que se mejora su recuperación, conversión y selectividad [37]. Es importante mencionar que en este caso no se optó por la ruta biológica ya que esta implica la adición de operaciones de isomerización, separación y purificación de la alimentación [16].

En el caso del xilitol, este será obtenido mediante la ruta biológica. Si bien la tecnología para la obtención química es análoga al sorbitol, los catalizadores de níquel tienen baja selectividad y altos niveles de pérdida para la obtención del xilitol, lo que eleva la complejidad de las operaciones de purificación [38]. La alternativa, catalizadores de rutenio, a pesar de tener buenos resultados, es muy costosa para la aplicación industrial. En este caso, la ruta biológica resulta ideal para su aplicación con biomasa, ya que se ha investigado levaduras (como *Barnettozyma spp.*) resistentes a inhibidores y con alta selectividad, de manera que se reduce la necesidad y complejidad de purificación del producto final y la alimentación [39].

Es importante mencionar que, para acondicionar la alimentación al proceso biológico, se requiere una hidrólisis ácida de la fracción líquida de la autohidrólisis. Esta permite aumentar la disponibilidad de las azúcares de fermentación (xilosa, arabinosa, glucosa).

3.3. Análisis y selección de tecnologías de purificación para el producto

A pesar de que las etapas de pretratamiento y síntesis de sorbitol y xilitol buscan reducir el número de contaminantes en el producto final, son todavía necesarias las etapas de purificación. En el caso del sorbitol, al salir de la hidrogenación hidrolítica, los principales contaminantes del producto son otros productos de la reacción (manitol, sorbitan, cellobitol, hexanetetrol, eritritol, propilenglicol, etilenglicol y glucosa), y trazas de níquel provenientes del catalizador. Por otra parte, los contaminantes principales del xilitol son productos de la hidrólisis de hemicelulosa (arabinosa, ácido acético, furfural, fenoles), productos de la neutralización de ácido (acetato de calcio), y componentes no reaccionados de la biomasa.

Existe una serie de alternativas disponibles para la purificación del producto, dependientes del contaminante que se busque tratar. Una tabla resumen de las tecnologías más relevantes para el proyecto se presenta en la sección Anexos. A partir de esta, se decidió emplear una adsorción con resina de intercambio iónico para la purificación de sorbitol. Esta técnica es

la única identificada en la bibliografía como adecuada para la separación de azúcares, que son los principales contaminantes del producto. Adicionalmente, se ha visto buenos resultados de las resinas en la remoción de metales; lo que permitirá eliminar las trazas de níquel presentes en el sorbitol [40]. Se sabe además que el sorbitol puede separarse casi completamente del resto de azúcares presentes en la muestra mediante el uso de estas resinas, de forma que no son necesarios pasos adicionales de purificación [41]. Más aún, la posterior evaporación requerida para alcanzar la concentración deseada (70% w/w) permitirá eliminar por completo compuestos volátiles, de forma que se obtiene la pureza adecuada para el producto final.

Para la purificación de xilitol se resolvió aplicar las técnicas mencionadas en la tabla resumen (ver Anexos) también a manera de detoxificación de la alimentación al proceso biológico. A pesar de que el microorganismo elegido es resistente a los inhibidores, una detoxificación previa permite reducir el tiempo de reacción, disminuyendo así el consumo energético del proceso [39]. Para este propósito, se escogió la implementación de una adsorción con carbón activado, seguida de la detoxificación con una resina de intercambio aniónico. Aunque la resina de intercambio aniónico es capaz de adsorber compuestos como fenoles, furfural, ácido acético y azúcares; el alto nivel de fenoles presentes como contaminante fuerza a tener un paso de detoxificación adicional [40]. De esta forma, la resina de intercambio aniónico permite reducir principalmente la presencia de otros azúcares; mientras que el carbón activado se centra en la remoción de fenoles y furfural, y en menor medida ácido acético.

Adicionalmente, tras la síntesis de xilitol se incluye otra resina de intercambio iónico, la cual permite reducir a un nivel aceptable la cantidad de azúcares no consumidos. Si bien esta separación es menos efectiva que la purificación de sorbitol, se conoce que la separación de xilosa y arabinosa de xilitol es viable por este medio [41].

Por último, es importante notar que existe una detoxificación y purificación adicionales en otras etapas del proceso. Así, antes del ingreso al biorreactor se incluirá una etapa de

evaporación que permita alcanzar la concentración deseada de xilosa. A la vez, esta etapa permite reducir los compuestos volátiles, como ácido acético y furfural [40]. Finalmente, la operación de cristalización favorece la purificación de xilitol, aislándolo de compuestos líquidos o solubles.

3.4. Diagramas del proceso

Una vez definidas las operaciones unitarias principales, se construye un diagrama completo del proceso. El diagrama de bloque para la obtención de sorbitol y xilitol puede encontrarse en la sección Anexos. El diagrama de flujo presentado a continuación se ha dividido en tres etapas, con el fin de facilitar su visualización.

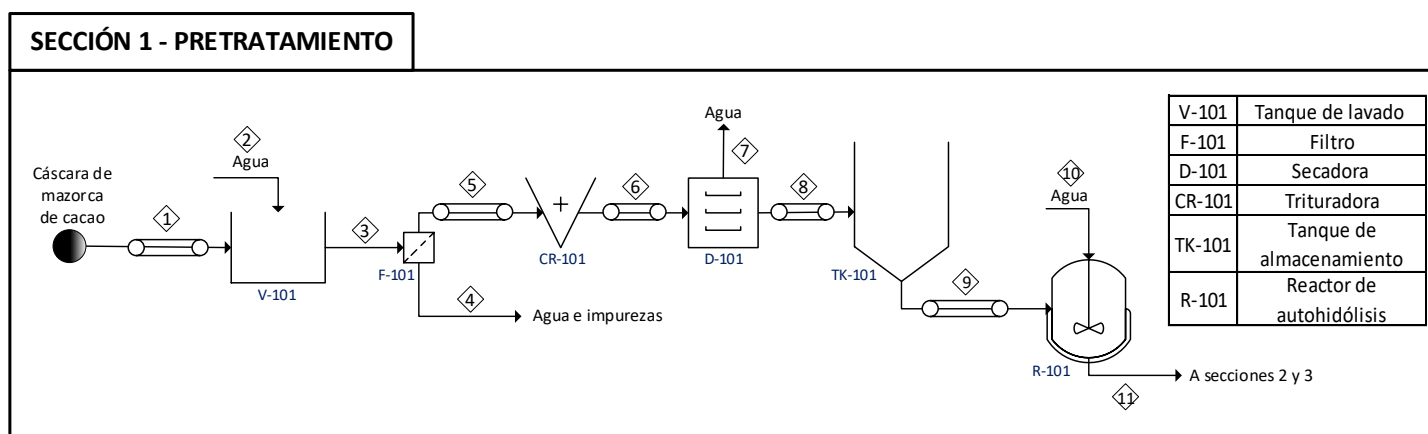


Figura 2. Diagrama de flujo para la sección de pretratamiento de la biomasa.

El pretratamiento inicial de la biomasa comienza con una operación de lavado (V-101), que permite obtener una alimentación limpia al proceso. Le sigue la operación de reducción de tamaño (CR-101), la cual se usa como acondicionamiento de la alimentación para la autohidrólisis y, a la vez, permite incrementar el área de transferencia de calor para el secado. A continuación, se presenta el secado (D-101) que permite reducir el contenido de humedad de la cáscara de mazorca de cacao, y así conservarla mayor tiempo, seguida de un tanque de almacenamiento (TK-101) cuyo propósito es dosificar adecuadamente la materia prima. Esta sección concluye en la autohidrólisis (R-101) de la cáscara de mazorca de cacao, cuyas fracciones sólida y líquida se destinarán a la obtención de sorbitol y xilitol, respectivamente.

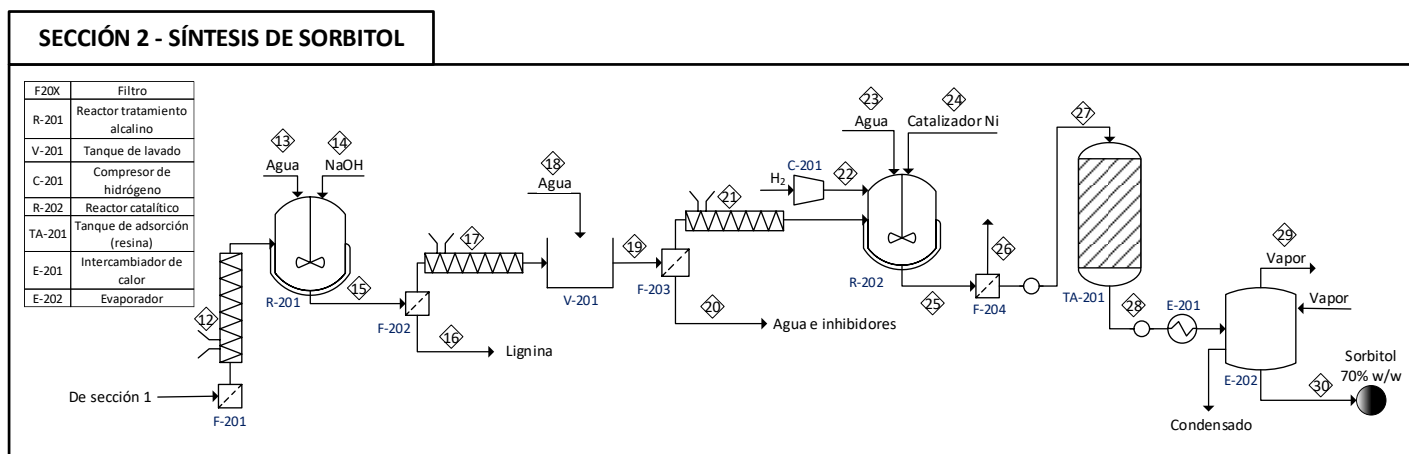


Figura 3. Diagrama de flujo para la sección de síntesis de sorbitol.

La obtención de sorbitol parte del tratamiento alcalino de la biomasa (R-201), y la separación de la fracción sólida rica en celulosa. Esta se lava (V-201) para retirar los contaminantes remanentes en su superficie, y pasa a la hidrogenación hidrolítica (R-202) de la celulosa, seguida de la purificación del producto (TA-201). Finalmente, se tiene una operación de evaporación (E-202), que permitirá alcanzar la concentración deseada del 70% w/w.

La obtención de xilitol parte de la hidrólisis ácida (R-301) de la fracción líquida de la autohidrólisis, seguida de una neutralización con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (R-302), y la separación del precipitado mediante centrifugación (CT-301). A continuación se tiene la detoxificación del hidrolizado (TA-301 y TA-302); y una operación de evaporación (E-303) que permite alcanzar la concentración deseada de xilosa, cercana a 20 g/L [39]. En este punto, se incluye un tanque de almacenamiento (TK-301) que permite ajustar la alimentación a la duración del ciclo para la producción de xilitol. A continuación, se tiene la reacción biológica con la levadura *Barnettozyma populi* (R-303), y la posterior separación del microorganismo (CT-302). Se utilizará *Bar. populi*, pues es una cepa natural, con alta resistencia a los inhibidores y producción exclusiva de xilitol a partir de una mezcla de azúcares [39]. Seguidamente, se encuentra la purificación (TA-303) y una sección de evaporación (E-305) destinada a concentrar el producto a 750 g/L antes de la cristalización (E-306). Finalmente, se realiza un último secado (D-301) para obtener el producto cristalino de alta pureza.

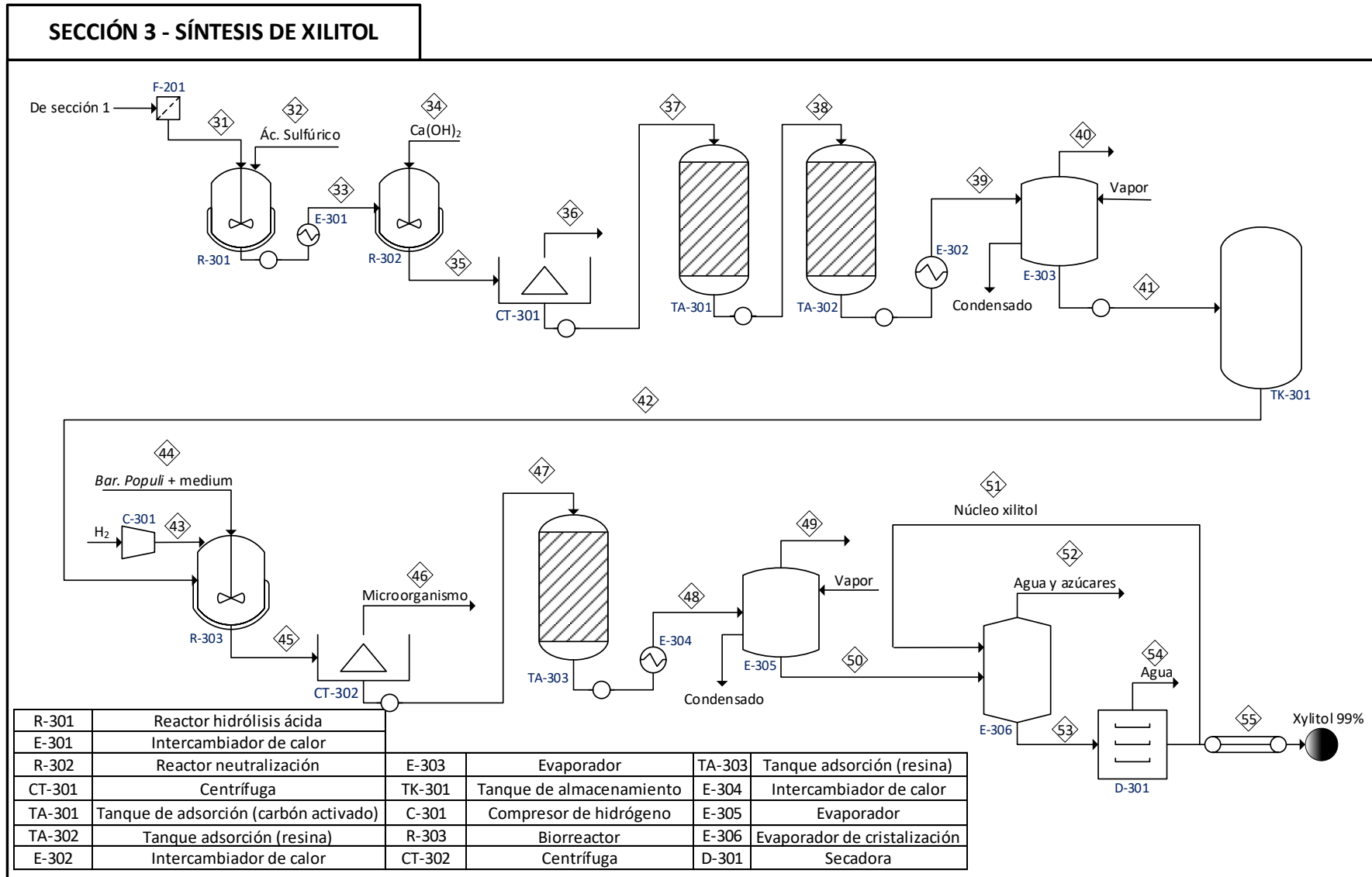


Figura 4. Diagrama de flujo para la sección de síntesis de xilitol

4. DISEÑO DEL PROCESO Y LA PLANTA

Una vez seleccionadas las operaciones unitarias que se utilizarán, es importante conocer cómo estas operarán en el proyecto. Así, esta sección se centra en la determinación de un caudal de producción, seguido de la realización del balance de masa del proceso. A partir de esto, se presenta la selección y dimensionamiento de equipos principales, junto con la ubicación relativa de los mismos, y un balance de energía.

4.1. Diseño del proceso

4.1.1. Base de producción

Puesto que el sorbitol es el único de los productos propuestos que se comercializa en el país, se establece la base de producción en función de estas cifras. De acuerdo a los registros de importación para 2020 encontrados en el Servicio Nacional de Aduanas, se tiene una importación de más de 1036 toneladas de sorbitol al 70% w/w [20]. El 88% de esta dotación proviene de Colombia, a donde se observa una compra mensual recurrente de 21 600 kg; por lo que se decidió utilizarla como base de producción. Así, se establece una producción de 260 ton/año; equivalente a casi un tercio de las importaciones de Colombia. Este nivel de producción se considera adecuado, pues permite cubrir los requerimientos mensuales promedio de compradores nacionales sin saturar el mercado.

Por su parte, el caudal de producción de xilitol estará sujeto a la materia prima requerida para la producción establecida de sorbitol. Un análisis preliminar del proceso la sitúa alrededor de 30 ton/año; sin embargo, la producción real será calculada en el balance de masa.

4.1.2. Balance de masa

El balance de masa del proceso se construyó a partir de la producción de sorbitol establecida. Se ajustó los resultados al modo de operación de cada sección. En la actualidad, todos los procesos de obtención catalítica de sorbitol se llevan a cabo a manera de batch [11].

Adicionalmente, este modo también se emplea para la obtención biológica de xilitol, debido a su tiempo de residencia, complejidad y necesidad de control. Para ambos productos, las reacciones de hidrogenación son las operaciones determinantes del tiempo de cada ciclo; siendo estas de 6 horas para el sorbitol, y 72 horas para el xilitol. Se estableció ciclos de 8 horas para el sorbitol, de manera que se llevarán a cabo 1074 ciclos/año. Para el xilitol se propone operar simultáneamente dos biorreactores, con el fin de reducir el tiempo de ciclo y el tamaño de los equipos necesarios. De esta forma, los ciclos a partir de R-303 duran 39 horas y se tiene 220 ciclos/año. En este cálculo se contempló un paro de la planta de una semana para actividades de mantenimiento y limpieza. Por otra parte, para las corrientes 1 – 8 (ver Figura 2), se consideró un periodo de recolección y suministro de cacao de 110 días/año [28], [42].

La Tabla 4 muestra el requerimiento de materia prima y caudal de producción de sorbitol y xilitol. El balance detallado puede encontrarse en la sección de Anexos.

Tabla 4. Resumen del balance de masa para la obtención de sorbitol y xilitol.

	Mazorca de cacao húmeda	Sorbitol	Xilitol
Ciclo [kg/h - kg/ciclo]*	4667,40	242,09	133,15
Biomasa seca	700,11	-	-
Sorbitol	-	163,95	-
Xilitol	-	-	130,91
Otras azúcares**	-	5,51	2,24
Agua	3967,29	72,63	-
Anual [ton/año]	12321,95	260,00	29,29

*En kg/h para la cáscara de mazorca de cacao; y kg/ciclo para sorbitol y xilitol.

** Principalmente eritritol para sorbitol; y xilosa y arabinosa para xilitol.

4.2. Diseño de la planta

4.2.1. Selección y dimensionamiento de los equipos principales

Se ha identificado como equipos principales a aquellos representativos de una operación unitaria dentro del proceso. Así, se tiene: equipos de lavado, de reducción de tamaño, secadores, centrífugas, tanques de almacenamiento, reactores, tanques de adsorción y evaporadores.

Para la reducción de tamaño utilizará una cortadora. Al trabajar con una alimentación fibrosa y con alto contenido de humedad, se prefiere una operación de cortado, antes que una de molienda. En base a lo observado, se estima que el tamaño de la cáscara de mazorca de cacao tiene una longitud de alrededor de 15 cm; y se busca su reducción hasta los 4-8 mm [43], [44].

Para los secadores se comparó distintos modelos considerando el caudal y tipo de alimentación, así como la sensibilidad y valor del material. A partir de esto, se plantea el uso de un secador rotatorio de contacto directo para D-101; y un secador de bandejas para D-301.

El secador rotatorio permite tratar altos caudales de alimentación con elevada eficiencia térmica y a bajos costos de inversión; lo cual implica una mayor eficiencia energética y económica del proyecto [45]. Más aún, su uso es recomendado para materiales fibrosos, y ya se ha visto aplicado a otras biomásas con gran contenido de humedad [46]. Esto es indicador de que el equipo es adecuado para el tratamiento de la cáscara de mazorca de cacao en el volumen requerido por el proyecto. Por otra parte, el secador de bandejas permite tener alto control sobre el producto; algo fundamental para productos de gran valor, como el xilitol [45]. Esta es una de las técnicas preferidas para el secado de productos alimenticios o farmacéuticos, ambas áreas de alto interés comercial para la aplicación de xilitol. Adicionalmente, el secador de bandejas está recomendado para alimentaciones en forma granular y el secado en procesos de cristalización; por lo que cumple con los requisitos de la operación planteada [46].

En el caso de las centrífugas se escogió una centrífuga de sedimentación de disco. Esto puesto que el producto de interés es un líquido clarificado, para lo cual se recomienda el uso de centrífugas de sedimentación [45]. Adicionalmente, se vio que el tipo disco es el más adecuado considerando la concentración de sólidos y caudal de las corrientes a tratar [45]. Más aún, se ha observado que este modelo es ampliamente usado en procesos biológicos para la separación de células del medio, por lo que se espera que su aplicación sea adecuada para el proyecto.

En base al tipo de equipo escogido para el lavado, secadores, trituradores, centrífugas y cristalizador, se selecciona modelos de catálogo que se adapten a la operación propuesta (Ver Anexos). La Tabla 5 muestra un resumen de las características de los equipos seleccionados.

Tabla 5. Especificaciones de los equipos elegidos por catálogo.

Equipo	Tipo	Modelo	Especificaciones
D-101	Rotatorio directo	TDOSA-V	Capacidad: Recomendado para 6 ton/h Potencia total: 36,5 kW Dimensiones: 3,0 x 10 x 2,8 Incluye filtro
D-301	Bandejas	CT-C-II	Capacidad: 240 kg/lote Energía secado eléctrico: 30 kW Dimensiones [mm]: 2260 x 2200 x 2000
CR-101	Cortadora	DK-1000	Capacidad [kg]: 1000 – 2000 Tamaño de salida [mm]: 4 – 10 Potencia del motor [kW]: 30
V-101	Balsa de lavado	ACQP8000	Capacidad [kg/h]: 2000 – 3000 Potencia: 14,7 kW Dimensiones [mm]: 8000 x 1200 x 1400
V-201	Balsa de lavado con cepillo	ACMG600	Potencia del motor [kW]: 1,1 Dimensiones [mm]: 1400 x 850 x 800
CT-301	Centrífuga de sedimentación de disco	D50	Capacidad [L/h]: 5000 Velocidad disco [rpm]: 6022 Potencia [kW]: 11 Dimensiones [mm]: 1250 x 1100 x 1500
CT-302			
E-306	Evaporador cristalizador	450U	Capacidad de la tolva: 300 kg Potencia total: 27,3 kW Máximo rendimiento: 140 kg/h Dimensiones [mm]: 3850 x 1440 x 2370

Para el almacenamiento de materia prima (TK-101), al ser un almacenamiento temporal, se utilizará una tolva. Se notó que una tolva tipo cuña (*wedge*) es la más adecuada para optimizar las dimensiones del equipo. Los parámetros de diseño experimentales se tomaron de [47], [48]. No obstante, se exhorta a la obtención de estos datos para la cáscara de mazorca de cacao, a fin de mejorar el dimensionamiento del equipo. Por su parte, el tanque TK-301 se orientará de manera vertical. Esta disposición es recomendada para cantidades de almacenaje grandes, y permite mejorar la estabilidad y distribución de esfuerzos en el tanque [45]. Dado que el tanque

no está sujeto a presiones internas o externas, se utilizará terminales torisféricas. Las dimensiones principales de los equipos se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6. Dimensiones de los equipos de almacenamiento.

TK-101		TK-301	
Volumen (2 tolvas) [m ³]	1929,99	Volumen [m ³]	45,54
Material	A516	Material	A304
Ángulo de la tolva [°]	22	Terminal	Torisférica
Longitud lado mayor [m]	9,59	Diámetro [m]	2,79
Altura total [m]	28,80	Altura [m]	5,59
Grosor de pared [mm]	20	Grosor de pared [mm]	9

Los reactores y tanques de adsorción se tratan como tanques batch agitados, de acuerdo a lo observado en la literatura para cada operación. El volumen del equipo se calculó en base a la densidad de la alimentación, considerando la densidad de la solución, los adsorbentes y la biomasa. Para las operaciones que requieren calentamiento, se trabaja con una chaqueta externa. Finalmente, debido a su geometría y resistencia a altas presiones, se optó por utilizar terminales elipsoidales. La Tabla 7 muestra un resumen de las dimensiones de los tanques de adsorción y reactores. Los cálculos para cada equipo se encuentran en la sección Anexos.

Tabla 7. Dimensionamiento de los tanques de adsorción y reactores empleados en el proceso.

Equipo	Volumen [m ³]	Diámetro [m]	Altura [m]	Grosor* [mm]	Tipo de agitador	Potencia agitador [W]	Area chaqueta [m ²]
R-101	24,71	2,51	5,01	24	Turbina de hoja inclinada	2,34	11,84
R-201	23,88	2,48	4,95	9		1,48	11,57
R-202	14,11	2,08	4,16	20		9,12	8,15
R-301	12,62	2,00	4,01	7	Propulsor	38,83	7,56
R-302	12,79	2,01	4,02	7	Turbina de hoja inclinada	27,65	7,63
R-303	35,30	2,82	5,64	10	Rushton	247,45	15,01
TA-201	35,10	3,10	4,65	11	Turbina de hoja inclinada	1,87	-
TA-301	20,34	2,58	3,88	9		0,84	12,59
TA-302	11,31	2,13	3,19	9		0,70	-
TA-303	35,80	3,12	4,68	11		2,18	-

*El grosor corresponde tanto al tanque como a las terminales.

Finalmente, para los evaporadores, se escogió utilizar un evaporador tipo placa, ampliamente utilizado en la industria alimenticia [49], [50]. Estos pueden adaptarse a distintos materiales, siendo especialmente útiles al tratar flujos viscosos, a la vez que permiten mantener buen control de la calidad del producto [51]. En particular, se observó que este tipo de evaporador es el preferido en la concentración industrial de siropes, y azúcares; por lo que cumplen los requisitos específicos de la aplicación deseada [52]. Dada la cantidad de agua que debe evaporarse, se utilizará un sistema de efecto múltiple, con tres efectos. El área de transferencia de estos equipos se muestra en la Tabla 8.

Tabla 8. Dimensionamiento de los evaporadores utilizados en el proceso.

Equipo	Área efecto 1 [m²]	Área efecto 2 [m²]	Área efecto 3 [m²]	Área promedio [m²]	Vapor requerido [kg/h]	Economía de vapor [kg agua/kg vapor]
E-202	5,03	5,04	5,01	5,03	887,31	2,86
E-303	3,14	3,14	3,04	3,11	571,30	3,10
E-305	8,46	8,48	8,42	8,45	1513,06	2,87

Para equipos auxiliares como bombas, intercambiadores de calor y compresores, el cálculo de diseño se hizo para determinar la energía requerida, y se puede encontrar en Anexos.

4.2.2. Balances de energía.

En el balance de energía se consideró el consumo energético de los equipos principales y auxiliares en la planta. Este cálculo resulta fundamental para el proyecto, pues se convierte en una base para la estimación de costos de energía que se verá en la sección 5. Así, la Tabla 9 muestra un resumen del consumo total de energía, en función de su fuente. El detalle de consumo de cada equipo puede encontrarse en Anexos.

Tabla 9. Balance de energía total del proceso de obtención de sorbitol y xilitol.

Consumo energía eléctrica [kWh/año]	285924,59
Consumo vapor [kWh/año]	18375385,53
Total [MW/año]	18661,31

Es interesante notar que, a pesar de que la mayoría de equipos opera con energía eléctrica, la cifra más representativa del balance de energía viene del vapor. Esta es una tendencia ya identificada para la producción de sorbitol y xilitol, que se convierte en un limitante económico del proyecto [17]. En particular, se observa que estos resultados están principalmente asociados a la alta dilución de los compuestos de interés. Por esto es fundamental diseñar estrategias que reduzcan la carga energética de la propuesta.

Una alternativa viable en el proceso es el uso de lignina. Es una práctica común en refinерías de biomasa lignocelulósica quemar la fracción de lignina con el fin de aprovecharla para la generación de energía. Para este proyecto no se detalla su uso, pues se requiere un proceso adicional de recuperación, sin embargo, esta estrategia permitiría la utilización total de la biomasa, y, así, el desarrollo de un proceso más autosustentable, con bajo impacto ambiental.

4.2.3. Análisis de ubicación de cada operación.

Como punto final en el diseño de la planta Figura 5 propone una localización tentativa de cada operación, la cual podrá utilizarse como base para la construcción del *layout* de la planta. Para esto, se analizó la relación que cada operación mantiene con el resto, determinando si esta es deseable, indeseable o indiferente. Se consideró factores como las condiciones de operación, reactivos utilizados, presencia de contaminantes y secuencia de la operación. El cuadro de relaciones construido para este análisis puede encontrarse en la sección Anexos.

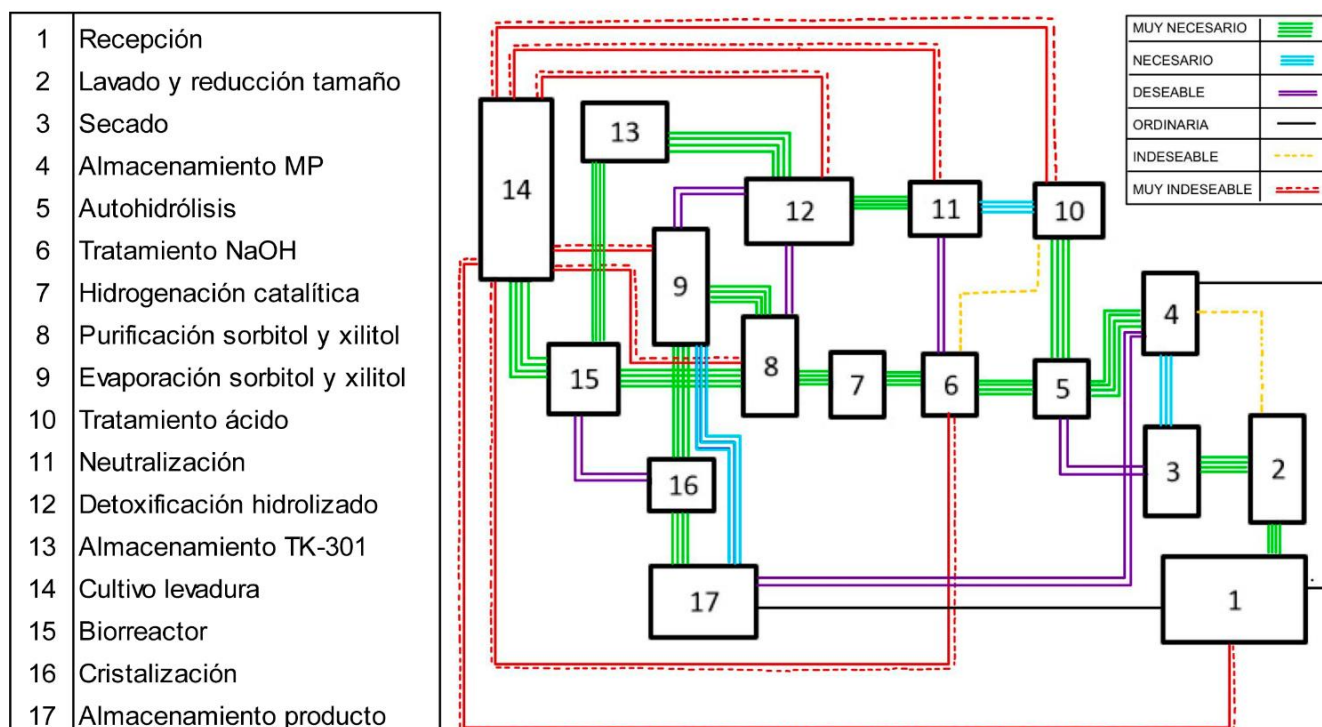


Figura 5. Ubicación tentativa de cada operación en la planta.

La disposición propuesta permite aprovechar áreas de equipos comunes, como las secciones 8, 9 y 12. Esto facilita y optimiza la instalación y conexión de equipos, así como la organización de la operación y control de la planta. Un caso similar se presenta con las secciones 1 y 17, cuya disposición busca facilitar el transporte de materia prima y producto terminado dentro y fuera de la planta. Por otra parte, se buscó reducir las interacciones no deseadas entre reactivos y/o productos. En particular, se resalta la posición de las secciones 14 y 15, que se encuentran alejadas del núcleo del proceso a fin de evitar la contaminación biológica o la inhibición del microorganismo.

En general, se buscó reducir los espacios muertos y la distancia de conexión entre operaciones secuenciales, de forma que se reduzcan los costos de inversión y operación. El diseño presentado muestra una disposición bastante compacta. A la vez, esta permite observar, desde distintos puntos, todas las operaciones involucradas en cada sección de las Figuras 2 – 4, de forma que se fomenta un mayor control y vigilancia del proceso global.

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica del proyecto permite determinar si la propuesta presentada es viable, e identificar áreas de mejora económica. Para esto, esta sección presenta una estimación de la inversión requerida y costos de producción, así como los ingresos esperados por ventas, y la rentabilidad bruta del proceso. Finalmente, se presenta el flujo de caja del proyecto. Este permite evaluar indicadores financieros como el valor actual neto (VAN), tasa interna de retorno (TIR), periodo de retorno de la inversión (PRI), y retorno sobre la inversión (ROI).

5.1. Estimación de costos

5.1.1. Estimación de capital fijo de inversión

Para determinar la inversión requerida para el proyecto, se empieza calculando los costos fijos de inversión. Estos incluyen valores ISBL (*Inside battery limits*), OSBL (*Outside battery limits*), trabajo de ingeniería, diseño y construcción, e imprevistos. La inversión de capital fijo se estima a partir del costo de adquisición de los equipos, para la cual se utilizó precios de catálogo, cotizaciones con proveedores, y cálculos históricos. Adicionalmente, se incluyó factores de lugar que consideran el cambio de divisas, costos de transporte y rubros de importación. Las cotizaciones y cálculos detallados se pueden ver en la sección Anexos.

El proyecto utiliza principalmente las cotizaciones por catálogo o directas con los proveedores. Esto se debe a que, para varios equipos, los valores de diseño salían del rango de la estimación histórica, o no estaban considerados en este método. Por otra parte, dado que los equipos de la Tabla 5 se escogieron específicamente de catálogo por su adaptación al proceso, se optó por emplear este valor. Finalmente, las cotizaciones directas con el proveedor se consideran las más exactas, de manera que se prefirió utilizarlas cuando estuvieron disponibles.

A partir de estos valores, la inversión de capital fijo se estimó con factores de Hand, Lang y detallados, de acuerdo a la metodología presentada en Anexos; con una precisión del

10%. Considerando los máximos y mínimos de cada estimación, el capital fijo se estableció como un valor intermedio de las mismas. Estos resultados se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10. Estimación del capital fijo de inversión.

Estimación	Valor calculado [USD]	Mínimo [USD]	Máximo [USD]
Costo de equipos	1978529,48	-	-
Factores de Hand	11192285,48	10073056,94	12311514,03
Factores de Lang	13989281,56	12590353,40	15388209,71
Factores detallados	11422698,59	10280428,73	12564968,45
Capital fijo total	12450933,72	-	-

El alto valor de la estimación con factores de Lang (basada en el tipo de equipo) se atribuye a una menor exactitud, pues la mayoría de equipos debieron clasificarse como “Misceláneos”. A pesar de esto, el capital fijo utilizado considera las contribuciones de todas las estimaciones; más aún, al ser mayor que los límites de los factores de Hand y detallados (considerados más exactos) permite contrarrestar la subestimación de los costos de catálogo.

5.1.2. Estimación de costos de producción y capital de trabajo

Los costos de producción se estiman a partir de los requerimientos calculados en los balances de masa y energía; considerando además la labor de trabajo, mantenimiento, impuestos, entre otros, conforme se indica en la metodología presentada en Anexos.

El cálculo inicial mostró un elevado consumo de agua como materia prima. Por esto, se considera la reutilización del agua de lavado durante 9 ciclos. Dado que esta agua no entra al proceso, y considerando el alto nivel de dilución manejado, se determinó que no existirán problemas de contaminación. Adicionalmente, los equipos de lavado permiten el reciclaje de agua, de manera que se considera que existe una sobrestimación en el cálculo inicial de requerimiento de agua. Por otra parte, se plantea la recuperación del agua evaporada, que será destilada nuevamente para reponer en parte el agua utilizada en los reactores.

Para el cálculo de la labor de operación, se consideró la contratación de 7 operarios, en función del tamaño de proyecto y el tipo de operación. Se definieron 5 turnos, a fin de mantener la operación a lo largo del día, sin exceder las horas máximas de trabajo impuestas por la ley.

Finalmente, para el costo de la energía, se consideró tanto el consumo de energía eléctrica como de vapor. Aquí no se tomó en cuenta el agua de enfriamiento, pues se plantea que esta se supla mediante el agua considerada como materia prima.

La Tabla 11 muestra los costos de producción del proyecto. El detalle de los mismos puede encontrarse en Anexos.

Tabla 11. Costos de producción del proyecto.

Total costos variables [USD/año]	939278,98
Total costos fijos [USD/año]	889580,07
Total costos producción [USD/año]	1828859,05

De esta estimación se puede notar que los costos fijos de producción son considerablemente altos, estando casi a la par de los costos variables. Esto indica que la escala de producción escogida es en un limitante del desempeño económico del proyecto, ya que los ingresos obtenidos de esta podrían no ser capaces de cubrir los costos fijos de producción. Así, el análisis presentado resulta de gran utilidad, pues da indicios de oportunidades de optimización para el proyecto en donde se consideran escenarios de producción elevada.

Por su parte, el capital de trabajo indica la inversión necesaria para el inicio de la operación. Aquí se incluyen los costos de adquisición de materia prima, adsorbentes (los cuales se regeneran en el proceso), microorganismo, y demás costos detallados en la Tabla 12.

Tabla 12. Costos de capital de trabajo.

	Costo [USD/año]
Materia prima	25605,77
Carbón activado	694,41
Resinas de intercambio iónico	122255,04
<i>Bar. populi</i>	500,00
Productos y subproductos	72702,48
Efectivo en caja	34506,77
Créditos	57650,23
Repuestos	100902,21
Total de capital de trabajo	414816,92

Aquí se evidencia que el costo más significativo es la adquisición de resinas de intercambio iónico. Esto se debe al elevado nivel de contaminantes que se deben eliminar en el proceso, y que son inherentes a la biomasa escogida.

5.2. Estimación de ingresos y flujo de caja

Los ingresos del proyecto vienen de la venta de sorbitol y xilitol. El precio de sorbitol se fijó en 0,65 USD/kg, pues es el precio promedio al cual se importa el producto y que permite mantener su competitividad en el mercado [20]. Al no tener un precio establecido para el xilitol, este se fijó en 60,00 USD/kg, pues es el mínimo que permite obtener un beneficio bruto del proyecto. Aunque este parece elevado, es altamente competitivo con otros edulcorantes populares (como Splenda o Stevia), que se venden en precios cercanos a los 80,00 USD/kg. Con estas consideraciones, un resumen de los ingresos del proyecto se muestra en la Tabla 13.

Tabla 13. Estimación de ingresos del proyecto.

Venta sorbitol [USD/año]	169000,00
Venta xilitol [USD/año]	1757615,75
Ingresos brutos [USD/año]	97756,70
Ingresos netos [USD/año]	76250,23

A continuación, se construyó el flujo de caja del proyecto a 15 años; considerando un inicio paulatino de la operación. Con esto, es posible determinar indicadores financieros del rendimiento del proyecto, como VAN, TIR, ROI y PRI. Este paso es fundamental en la evaluación de la propuesta, pues permite determinar si esta será rentable y atractiva, de manera que sea posible conseguir la inversión necesaria. Así, los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 14. El flujo de caja detallado puede encontrarse en la sección Anexos.

Tabla 14. Indicadores financieros del proyecto.

Inversión total [USD]	12865750,63
VAN [USD]	-12064766,79
ROI	-94%
TIR	-24%
PRI [años]	132

En primer lugar, la Tabla 14 muestra un VAN altamente negativo, lo cual indica que, tras 15 años, a pesar de que la operación genera utilidad, esta no es capaz de reponer la inversión inicial. Esto se confirma por el valor negativo del ROI, que indica una pérdida del 94% de la inversión inicial. Con esto, se evidencia que el proyecto, tal como fue planteado, no es económicamente viable. Los tiempos de recuperación exceden con creces el plazo de vida del proyecto y no existe tendencia alguna hacia la recuperación de la inversión. Por esto, la propuesta deberá reestudiarse a fin de diseñar un escenario económicamente atractivo.

5.3. Análisis de flexibilidad variando el precio del xilitol y caudal de producción.

Con el fin de mejorar el prospecto económico de la propuesta inicial, se exploran distintos escenarios que permiten estudiar su rentabilidad. Para esto, se consideró el incremento de la producción anual hasta 600 ton/año de sorbitol, y una variación del precio del xilitol entre 10 USD/kg – 250 USD/kg. Con esto, se construyó la superficie mostrada en la Figura 6.

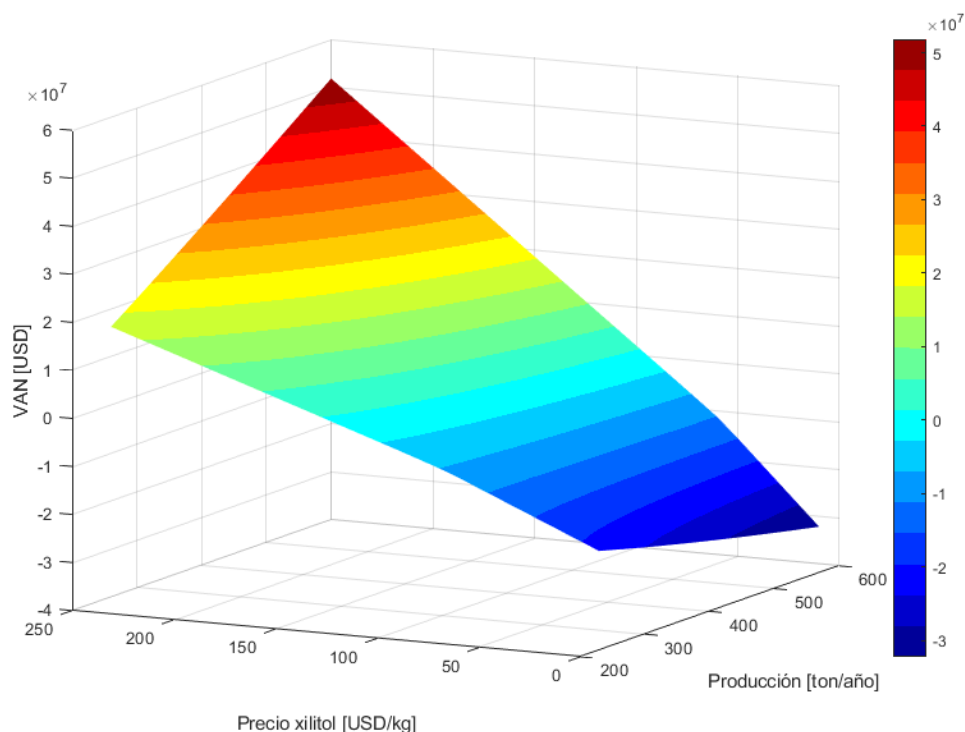


Figura 6. Comportamiento del VAN en función del caudal de producción y precio del xilitol.

El análisis muestra que el rendimiento económico del proyecto mejora al aumentar la producción total y el precio del xilitol. Esto se atribuye principalmente a que los costos fijos del modelo original se vuelven más manejables a producciones mayores, de forma que mayor parte del ingreso se convierte en utilidad.

Para encontrar el escenario óptimo, se estudió el comportamiento del VAN y el PRI para los caudales de producción más altos (véase Figura A 12). No se encontraron diferencias considerables en estos escenarios; por lo que se plantea la mejor propuesta como la producción de 550 ton/año de sorbitol, con un precio de venta de xilitol de 100,00 USD/kg.

Con esto, se tiene un VAN de 790657, 411 USD; TIR del 9,19%; ROI de 3,88%; y PRI de 6,26 años. Así, se observa que se plantea un proyecto con inversión a mediano plazo, que permite obtener una ganancia equivalente al 3,88% de la inversión, con una tasa de interés mayor a la del mercado.

Este escenario se escogió porque es el mínimo factible para obtener rentabilidad del proyecto. Precios de xilitol, y caudales de producción más altos reducirían la competitividad del producto en el mercado. A pesar de esto, se considera que es un escenario altamente ambicioso, pues busca acaparar cerca de dos tercios de la demanda nacional de sorbitol, mientras introduce 62 ton/año de un producto nuevo (xilitol) a un precio elevado. Aunque se considera que este escenario es factible más adelante en la vida del proyecto, como punto de entrada al mercado esta acarrea gran riesgo para la inversión. Por esto, se sugiere buscar nuevos escenarios de valorización que permitan reducir este riesgo, y así atraer el capital necesario para concretar y maximizar el potencial de la propuesta.

6. CONCLUSIONES

Con este proyecto se logró estudiar la factibilidad de una biorefinería de cáscara de mazorca de cacao para producir simultáneamente sorbitol y xilitol, edulcorantes no calóricos. Este proyecto permite abordar paralelamente dos problemáticas relevantes en el país: el manejo de desechos agrícolas y la preocupación por el consumo de azúcar. A la vez, se observó que la estrategia planteada es una propuesta novedosa y valiosa para el crecimiento del país, con la introducción de productos de fabricación nacional, fomento a la industria y desarrollo de nuevas tecnologías. Apostar por procesos de revalorización de biomasa es fundamental para el desarrollo sostenible de la industria y economía futuras. Aprovechar la cáscara de mazorca de cacao provee oportunidades únicas que el país tiene el deber y privilegio de explorar.

En primer lugar, se seleccionó de la tecnología a aplicarse en el proceso. Se concluye que el fraccionamiento de biomasa mediante autohidrólisis y tratamiento alcalino es la mejor ruta a seguir; permite incrementar la disponibilidad de celulosa y hemicelulosa con baja generación de inhibidores. Adicionalmente, se vio que la producción de sorbitol por ruta química, y de xilitol por ruta biológica son las alternativas más viables. Se concluye que, con las tecnologías seleccionadas, es posible tratar algunos problemas de la producción actual de sorbitol y xilitol, como la generación de inhibidores, selectividad y necesidad de purificación.

Como parte del diseño del proceso y planta, se vio que la producción de 260 ton/año de sorbitol permite satisfacer las demandas de los consumidores nacionales, sin saturar el mercado. A partir de esto, fue posible construir los balances de masa y energía del proceso y dimensionar adecuadamente sus equipos principales. Este análisis permitió notar que existe una alta carga energética del proceso, en términos de vapor, que es inherente al tipo de producto seleccionado.

El análisis financiero permitió estimar la factibilidad económica del proyecto. Aquí fue posible identificar aspectos de alta carga económica, como el consumo de agua o el valor de los costos fijos de producción. Es así que el análisis de factibilidad mostró que la propuesta

inicial planteada no es rentable; no obstante, un análisis de flexibilidad evidenció que esta puede mejorarse con economías de escala. Así, se concluye que una producción elevada de 550 ton/año de sorbitol, con un precio de venta para el xilitol de 100 USD/kg es el escenario óptimo para el proceso. Sin embargo, existe un gran nivel de riesgo asociado a la inversión, por lo que es fundamental explorar estrategias adicionales de revalorización para la biomasa.

Se concluye que, si bien la propuesta presentada es altamente valiosa como un primer paso, esta debe refinarse para poder concretarse en un proyecto de impacto profundo en el país.

Por esto, en primer lugar, se sugiere mejorar el aprovechamiento de energía en el proceso. Así, por ejemplo, el uso de una red integrada de intercambio de energía podría ser viable con modificaciones al proceso que permitan operarlo de manera continua, o la adición de rutas de obtención de mayor variedad de productos. Así mismo, se sugiere considerar la utilización de la biomasa remanente como fuente de energía; lo que no solo permitiría reducir los costos de operación, sino también los desechos generados por el proceso.

Por otra parte, se recomienda explorar nuevos productos a obtenerse a partir de la celulosa. Entre estos se destacan el etilenglicol y propilenglicol, cuya obtención parte del proceso ya diseñado; y la celulosa microcristalina, con alto potencial comercial. Aunque el sorbitol es un producto de alta relevancia industrial, su valor de mercado es bajo. Por esto, la obtención de productos de mayor valor comercial permitiría elevar la valía del proyecto.

Finalmente, la mejor alternativa para elevar la propuesta es el aprovechamiento total de la biomasa. Aunque el proyecto apostó por la revalorización de celulosa y hemicelulosa, se recomienda explotar todos los componentes de la cáscara de mazorca de cacao. Además de lignina, la biomasa estudiada tiene cantidades considerables de fenoles, pectinas y minerales. Estos han demostrado ser de gran interés para la industria bioquímica, por lo que su obtención no solo mejoraría el rendimiento económico del proyecto, sino que lo posicionaría como una de las estrategias de desarrollo sostenible más admirables de la industria.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Anecacao, “Estadísticas Actuales | Anecacao Ecuador,” 2019. [Online]. Available: <http://www.anecacao.com/index.php/es/estadisticas/estadisticas-actuales.html>. [Accessed: 06-May-2021].
- [2] Banco Central del Ecuador, “La pandemia incidió en el crecimiento 2020: la economía ecuatoriana decreció 7,8%,” 31-Mar-2021. [Online]. Available: <https://www.bce.fin.ec/index.php/boletines-de-prensa-archivo/item/1421-la-pandemia-incidio-en-el-crecimiento-2020-la-economia-ecuatorial-decrecio-7-8>. [Accessed: 06-May-2021].
- [3] E. y C. Ministerio Coordinador de Producción, “Visión agroindustrial 2025 RESPALDO,” 2014.
- [4] S. Ghysels *et al.*, “Integrating anaerobic digestion and slow pyrolysis improves the product portfolio of a cocoa waste biorefinery,” *Sustain. Energy Fuels*, vol. 4, no. 7, pp. 3712–3725, Jul. 2020.
- [5] S. Orozco, “APOYO AL MEJORAMIENTO DEL SISTEMA PRODUCTIVO DE LA ASOCIACIÓN ACEFUVER,” 2020.
- [6] J. Kjallstrand, “THESIS FOR THE DEGREE OF LICENTIATE OF ENGINEERING Methoxyphenols in Smoke from Biomass Burning.”
- [7] J. Ortiz *et al.*, “Determinación de teobromina, catequina, capacidad antioxidante total y contenido fenólico total en muestras representativas de cacao Amazónico Boliviano y su comparación antes y después del proceso de fermentación,” 2019. [Online]. Available: http://www.scielo.org.bo/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0250-54602019000100004. [Accessed: 06-May-2021].

- [8] L. Sotelo C., A. Alvis B., and G. Arrázola P., “Evaluación de epicatequina, teobromina y cafeína en cáscaras de cacao (*Theobroma cacao* L.), determinación de su capacidad antioxidante,” *Rev. Colomb. Ciencias Hortícolas*, vol. 9, no. 1, p. 124, Aug. 2015.
- [9] J. Benalcazar, “Evaluación de diferentes pretratamientos químicos a la biomasa de la cáscara de cacao para procesos de fermentación alcohólica,” Universidad San Francisco de Quito, 2018.
- [10] M. Bilal, M. Asgher, H. M. N. Iqbal, H. Hu, and X. Zhang, “Biotransformation of lignocellulosic materials into value-added products-A review,” *Int. J. Biol. Macromol.*, vol. 98, pp. 447–458, 2017.
- [11] U.S. Department of Energy, “Top Value Added Chemicals from Biomass Volume I- Results of Screening for Potential Candidates from Sugars and Synthesis Gas Produced by the Staff at Pacific Northwest National Laboratory (PNNL) National Renewable Energy Laboratory (NREL) Office of Biomass Program (EERE) For the Office of the Energy Efficiency and Renewable Energy,” 2004.
- [12] C. y V. S. Agencia Nacional de Regulación, *REGLAMENTO SANITARIO DE ETIQUETADO DE ALIMENTOS PROCESADOS PARA EL CONSUMO HUMANO*. Agencia Nacional de Regulación, Control y Vigilancia Sanitaria, 2013.
- [13] USDA Foreign Agricultural Service, “Ecuador Sugar Consumption Continues to Decline Amidst Nutritional and Fiscal Policy Changes,” 2018.
- [14] International Diabetes Federation, “ATLAS DE LA DIABETES DE LA FID,” 2019.
- [15] P. González, “Nueve edulcorantes son los más comercializados en Ecuador - El Comercio,” 21-Jul-2017.
- [16] G. Galán, M. Martín, and I. E. Grossmann, “Integrated Renewable Production of Sorbitol

- and Xylitol from Switchgrass,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 60, no. 15, pp. 5558–5573, Apr. 2021.
- [17] Y. Delgado Arcaño, O. D. Valmaña García, D. Mandelli, W. A. Carvalho, and L. A. Magalhães Pontes, “Xylitol: A review on the progress and challenges of its production by chemical route,” *Catalysis Today*, vol. 344. Elsevier B.V., pp. 2–14, 15-Mar-2020.
- [18] E. Nzediegwu and M. J. Dumont, “Chemo-Catalytic Transformation of Cellulose and Cellulosic-Derived Waste Materials into Platform Chemicals,” *Waste and Biomass Valorization*, vol. 12, no. 6. Springer Science and Business Media B.V., pp. 2825–2851, 01-Jun-2021.
- [19] Mordor Intelligence, “SORBITOL MARKET - GROWTH, TRENDS, COVID-19 IMPACT, AND FORECASTS (2021 - 2026),” 2020. [Online]. Available: <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/sorbitol-market>.
- [20] Servicio Nacional de Aduana del Ecuador, “Importaciones,” 2020. [Online]. Available: <https://www.aduana.gob.ec/importaciones/>.
- [21] C. Pothiraj, P. Kanmani, and P. Balaji, “Bioconversion of Lignocellulose Materials,” *Mycobiology*, vol. 34, no. 4, p. 159, 2006.
- [22] Mordor Intelligence, “Xylitol Market | 2021 - 26 | Industry Share, Size, Growth - Mordor Intelligence,” 2020. [Online]. Available: <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/xylitol-market>. [Accessed: 06-Sep-2021].
- [23] S. Rao Ravella *et al.*, “Overview on Commercial Production of Xylitol, Economic Analysis and Market Trends,” 2012.
- [24] M. C. Pinos, “Efecto de diferentes tratamientos químicos y enzimáticos sobre la producción de azúcares reductores y etanol en la fermentación alcohólica de la cáscara

- de la mazorca del cacao,” Universidad San Francisco de Quito, 2019.
- [25] M. A. Torres, “Obtención de celulosa a partir de la cáscara de cacao ecuatoriano (*Theobroma cacao* L.) mediante hidrólisis térmica para la elaboración de pulpa de papel,” 2019.
- [26] K. Loayza, “DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES ÓPTIMAS DE FERMENTACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DEL HIDROLIZADO ÁCIDO DE LA CORTEZA DEL CACAO (*Theobroma cacao*) PROVENIENTE DE LA INDUSTRIA CACAOTERA DEL ECUADOR,” 2020.
- [27] INEC, “Encuesta de Superficie y Producción Agropecuaria Continua 2020,” 2021.
- [28] Mitad del Mundo, “Cosecha de Cacao Fino de Aroma - YouTube,” 29-Jul-2016. [Online]. Available: https://www.youtube.com/watch?v=9IZ_eyWtUoo. [Accessed: 17-Nov-2021].
- [29] Ministerio del Ambiente, “Acuerdo Ministerial No.28,” Quito, 2015.
- [30] The European Commission, “COMMISSION REGULATION (EU) No 724/2013 of 26 July 2013 amending Regulation (EU) No 231/2012 as regards specifications on several polyols (Text with EEA relevance),” Bruselas, Jul. 2013.
- [31] Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, “NORMA GENERAL PARA LOS ADITIVOS ALIMENTARIOS,” 2019.
- [32] K. K. Mäkinen, “Gastrointestinal Disturbances Associated with the Consumption of Sugar Alcohols with Special Consideration of Xylitol: Scientific Review and Instructions for Dentists and Other Health-Care Professionals,” *Int. J. Dent.*, vol. 2016, 2016.
- [33] U.S. Food and Drug Administration, “Code of Federal Regulations Title 21 Sec.

- 184.1835 Sorbitol.,” Apr. 2020.
- [34] U.S. Food and Drug Administration, “Code of Federal Regulations Title 21 Sec. 172.395 Xylitol,” Apr. 2020.
- [35] J. Baruah *et al.*, “Recent trends in the pretreatment of lignocellulosic biomass for value-added products,” *Front. Energy Res.*, vol. 6, no. DEC, p. 141, Dec. 2018.
- [36] S. I. Mussatto, *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*. Elsevier Inc., 2016.
- [37] H. Kobayashi, Y. Hosaka, K. Hara, B. Feng, Y. Hirotsuki, and A. Fukuoka, “Control of selectivity, activity and durability of simple supported nickel catalysts for hydrolytic hydrogenation of cellulose,” *Green Chem.*, vol. 16, no. 2, pp. 637–644, Jan. 2014.
- [38] H. M. R. Özüdoğru, M. Nieder-Heitmann, K. F. Haigh, and J. F. Görgens, “Techno-economic analysis of product biorefineries utilizing sugarcane lignocelluloses: Xylitol, citric acid and glutamic acid scenarios annexed to sugar mills with electricity co-production,” *Ind. Crops Prod.*, vol. 133, pp. 259–268, Jul. 2019.
- [39] B. C. Saha and G. J. Kennedy, “Production of xylitol from mixed sugars of xylose and arabinose without co-producing arabitol,” *Biocatal. Agric. Biotechnol.*, vol. 29, p. 101786, Oct. 2020.
- [40] T. P. Mpabanga, A. K. Chandel, S. S. Da Silva, and O. V. Singh, “Detoxification strategies applied to lignocellulosic hydrolysates for improved xylitol production,” *D-Xylitol Ferment. Prod. Appl. Commer.*, pp. 63–82, 2012.
- [41] J. K. . Jones and R. A. Wall, “THE SEPARATION OF SUGARS ON ION-EXCHANGE RESINS,” *Can. J. Chem.*, vol. 38, pp. 2290–2294, 1960.
- [42] Yo Soy Fermentista, “EL CACAO – su cosecha y FERMENTACIÓN - YouTube,” 21-

- Feb-2019. [Online]. Available:
<https://www.youtube.com/watch?v=AlyTVghwGcU&t=416s>. [Accessed: 17-Nov-2021].
- [43] F. Carvalheiro, T. Silva-Fernandes, L. C. Duarte, and F. M. Gírio, “Wheat Straw Autohydrolysis: Process Optimization and Products Characterization,” *Appl. Biochem. Biotechnol.*, pp. 84–93, 2008.
- [44] V. Pihlajaniemi, M. H. Sipponen, O. Pastinen, I. Lehtomäki, and S. Laakso, “Yield optimization and rational function modelling of enzymatic hydrolysis of wheat straw pretreated by NaOH-delignification, autohydrolysis and their combination,” *Green Chem.*, vol. 17, no. 3, pp. 1683–1691, Mar. 2015.
- [45] G. Towler and R. K. Sinnott, *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2nd Edition)*. Elsevier, 2013.
- [46] J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair, and S. M. Walas, *Chemical Process Equipment : Selection and Design*. Elsevier Science, 2005.
- [47] M. Stasiak, M. Molenda, M. Ban´da, B. Ban´da, and E. Gondek, “Mechanical properties of sawdust and woodchips q,” *FUEL*, vol. 159, pp. 900–908, 2015.
- [48] M. I. Rodriguez Ugarte, “DISEÑO DE ALMACENAMIENTO Y ALIMENTACIÓN DE BIOMASA PARA UN GASIFICADOR DE LA CENTRAL DE 75 KW E EN EL LABORATORIO DE ENERGIAS RENOVABLES,” Universidad Técnica Federico Santa María, 2017.
- [49] Alaquainc, “Evaporators- Types and Applications,” 19-Feb-2020. [Online]. Available: <https://www.alaquainc.com/evaporators-types-and-applications/>. [Accessed: 17-Nov-2021].

- [50] P. Hoffman, "Plate evaporators in food industry—theory and practice," *J. Food Eng.*, vol. 61, no. 4, pp. 515–520, Mar. 2004.
- [51] GEA, "Plate Evaporator." [Online]. Available: <https://www.gea.com/en/products/evaporators-crystallizers/evaporator-clean-vapor-recover-gas-distilling/plate-evaporator.jsp>. [Accessed: 17-Nov-2021].
- [52] L. LastNameNanjing Gaojie Light Industry Equipment Co., "Sugar Industry Archives ." [Online]. Available: <https://www.phe-goje.com/sugar-industry/>. [Accessed: 17-Nov-2021].
- [53] V. Trujillo, "Uso de la cáscara de la mazorca de cacao como alternativa de sustrato para la germinación de semillas de hortalizas," ESPE, Sangolquí, 2017.
- [54] C. J. Geankoplis, "Transport Processes and Unit Operations (Geankoplis).pdf," *Englewood Cliffs*. 2003.
- [55] F. Á. Mohos, "Appendix 1: Data on Engineering Properties of Materials Used and Made by the Confectionery Industry," *Confect. Choc. Eng.*, pp. 555–578, Jul. 2010.
- [56] Flexicon, "Carbon, Activated - Materials Handled - Flexicon Corporation." [Online]. Available: <https://www.flexicon.com/Materials-Handled/Carbon-Activated.html>. [Accessed: 17-Dec-2021].
- [57] DuPont, "Ion Exchange Resins Fundamentals of Ion Exchange Tech Fact." Nov-2019.
- [58] Banco Central del Ecuador, "Tasas de interés," Dec-2021. [Online]. Available: <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasasInteres/Indice.htm>. [Accessed: 17-Dec-2021].
- [59] Eurosweet, "Sorbitol Syrup 70%," 2020. [Online]. Available: [https://cdn.website-editor.net/95fae79a441a49dd9840d83513e1ceea/files/uploaded/Sorbitol%2520Syrup%](https://cdn.website-editor.net/95fae79a441a49dd9840d83513e1ceea/files/uploaded/Sorbitol%2520Syrup%252070%2520.pdf)

252070%2525%2520Food%2520Grade%252020200526%2520Standard.pdf.

- [60] S.-U. Rehman, M. A. Murtaza, and Z. Mushtaq, "Xylitol as Sweetener."
- [61] F. M. Gírio, F. Carvalheiro, L. C. Duarte, and R. Bogel-Lukasik, "Deconstruction of the Hemicellulose Fraction from Lignocellulosic Materials into Simple Sugars," in *D-Xylitol: Fermentative Production, Application and Commercialization*, Springer, Berlin, Heidelberg, 2012, pp. 3–37.
- [62] J. Wei, Q. Yuan, T. Wang, and L. Wang, "Purification and crystallization of xylitol from fermentation broth of corncob hydrolysates," *Front. Chem. Eng. China* 2010 41, vol. 4, no. 1, pp. 57–64, Jan. 2010.
- [63] N. B. Santana, J. C. Teixeira Dias, R. P. Rezende, M. Franco, L. K. Silva Oliveira, and L. O. Souza, "Production of xylitol and bio-detoxification of cocoa pod husk hemicellulose hydrolysate by *Candida boidinii* XM02G," *PLoS One*, vol. 13, no. 4, Apr. 2018.
- [64] B. Xie, J. Qin, S. Wang, X. Li, H. Sun, and W. Chen, "Adsorption of Phenol on Commercial Activated Carbons: Modelling and Interpretation," *Int. J. Environ. Res. Public Health*, vol. 17, no. 3, Jan. 2020.
- [65] M. Caetano, C. Valderrama, A. Farran, and J. Luis Cortina, "Phenol removal from aqueous solution by adsorption and ion exchange mechanisms onto polymeric resins," *J. Colloid Interface Sci.*, vol. 338, pp. 402–409, 2009.
- [66] P. Saari, H. Heikkilä, and M. Hurme, "Adsorption Equilibria of Arabinose, Fructose, Galactose, Glucose, Mannose, Rhamnose, Sucrose, and Xylose on Ion-Exchange Resins," *J. Chem. Eng. Data*, pp. 3462–3467, 2010.
- [67] Henan Ultron Intelligent Technology Co. Ltd, "Fruit & Vegetables Bubble Cleaning

- And Washing Machine Conveyor Belt Washer - Buy Fruit & Vegetables Washing Machine Conveyor Belt Washer,Fruit And Vegatable Washing,Fruit Bubble Washing Machine Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/fruit-vegetables-bubble-cleaning-and-washing_62413749853.html?spm=a2700.wholesale.0.0.30ea23dcPvoCEE. [Accessed: 25-Nov-2021].
- [68] Wuxi Yosun Environmental Protection Equipment Co. Ltd., “Mechanical Filter Fine Bar Screens For Wastewater Treatment - Buy Mechanical Filter,Bar Screens,Wastewater Treatment Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Mechanical-Filter-Fine-Bar-Screens-for_62261921373.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.2bd51622B0bbq5. [Accessed: 28-Nov-2021].
- [69] Dream Techno Machinerics & Equipments Private Limited, “DTMEPL Mild Steel Rotary Dryer, Automation Grade: Automatic, Capacity: 2 Mt To 35 Mt, | ID: 22892390297,” 2021. [Online]. Available: <https://www.indiamart.com/proddetail/rotary-dryer-22892390297.html?pos=1&pla=n>. [Accessed: 23-Nov-2021].
- [70] Henan Ultron Intellegent Technology Co. Ltd, “Ultron 2021 Top Fashion Sus 304 Stainless Steel Small And Mediumsized Vegetable Washer For Sale - Buy Small And Mediumsized Vegetable Washer,Ultron 2020 Top Fashion Sus 304 Stainless Steel Small And Mediumsized Vegetable Washer For Sale,Electric Fruit Peeler Machine Carrot Washing Peeling Machine Ginger Washing Peeling Machine Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://hnultron.en.alibaba.com/product/1600203516153-815205841/Ultron_2021_Top_Fashion_SUS_304_Stainless_Steel_Small_And_Mediumsized_Vegetable_Washer_For_Sale.html?spm=a2700.shop_plgr.41413.11.1b00776c

- H7FOa. [Accessed: 01-Dec-2021].
- [71] Changzhou Kodi Machinery Co. Ltd, “Ct/ct-c Series Hot Air Circulating Food Industrial Tray Dryer - Buy Drying Oven,Hot Air Drying Oven,Vegetable Drying Oven Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Tray-Dryer-Tray-Dryer-CT-CT_1600203165677.html?spm=a2700.7724857.normal_offer.d_title.1d41272fA2X0hY&s=p. [Accessed: 23-Nov-2021].
- [72] Liaoyang Xianglong Pharmaceutical Machinery Co. Ltd, “Beer Yeast Disc Stack Centrifuge With Self Cleaning - Buy Beer Yeast Centrifuge Separator,Self Cleaning Disc Stack Centrifuge,Self Cleaning Beer Yeast Disc Stack Centrifuge Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://xlzyjx.en.alibaba.com/product/1600211346896-0/Beer_Yeast_Disc_Stack_Centrifuge_with_self_cleaning.html?spm=a2700.shop_plgr.41413.18.798a38f4rG2LUZ. [Accessed: 28-Nov-2021].
- [73] Zhangjiagang Wolter Machinery Co. Ltd., “Multiple Effect Stainless Steel Evaporator Crystallizer,Industrial Horizontal Salt Sugar Pet Crystallize/ Pet Crystallization - Buy Multiple Effect Evaporator Pet Plastic Crystallizer,Salt Evaporative Plastic Crystallizer,Stainless Steel Plastic Crystallizing Tank Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Crystallizer-Sugar-Crystallize-Crystallizer-Industrial-Multiple_62159280550.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.2c126c867wNjzf&s=p. [Accessed: 27-Nov-2021].
- [74] Wenzhou Leno Machinery Co. Ltd, “Food Grade Stainless Steel Sanitary Shell And Tube Heat Exchanger - Buy Shell Tube Heat Exchanger Tubular Sterilization Tube

- Cooler For Pasteurizer,Pipe Heating Exchanger Cooling Heat Exchanger Tubular Heating Exchanger,Exchanger For Beverage Dairy Milk J,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Food-grade-stainless-steel-sanitary-shell_62021779523.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.5eb17eaeP1L8UD. [Accessed: 21-Dec-2021].
- [75] Jiangxi Nanxiang Air Compressor Co. Ltd., “Factory Custom 22 Kw 131 Cfm Oil Free Silent High Pressure Rotary Industrial Compressors Screw Air Compressor Manufacturer - Buy 22kw Oil Free Air Compressor,Screw Air Compressor Manufacturers,Custom Screw Compressors Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Kw-Compressors-Air-Compressor-Air-Compressor_62247384699.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.28034dfaJcaKwf&s=p. [Accessed: 21-Dec-2021].
- [76] Jiangsu Jingren Electro-Mechanical Technologies Co. Ltd., “Low Noise Apcom Small Air Compressor Air Compressor Price Piston 4.5 Kw Oil Free Compressor With 140 L Air Tank - Buy 4.5kw Air Compressor,140l Air Compressor,Air Compressor 140l Product on Alibaba.com.” [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Low-noise-apcom-small-air-compressor_1600228450642.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.563e69bdsEGuvP. [Accessed: 21-Dec-2021].
- [77] Weihai Huixin Chemical Machinery Co. Ltd., “30000l Stainless Steel Pvc Batch Reactor - Buy Batch Reactor,Pvc Batch Reactor,Stainless Steel Pvc Batch Reactor Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/30000L-Stainless-steel-pvc-batch-reactor_1600131755976.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.310e4c

51vQXNeb. [Accessed: 21-Dec-2021].

- [78] Dongying Fengtu Intelligent Storage Co. Ltd., “2021 China Supplier 3500 M Ton Galvanised Steel Wood Pellet Silo - Buy Wood Pellet Silo,3500 M Ton Galvanised Steel Silo,Pellet Silo Product on Alibaba.com,” 2021. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/2021-China-supplier-3500-M-Ton_1600194834866.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.31116ae6Akbs6T. [Accessed: 21-Dec-2021].

8. ANEXOS

8.1. Anexo A – Abreviaciones y terminología

8.1.1. Terminología especializada

A continuación se incluye una lista de términos relevantes para el proyecto. Estos se definen con el fin de facilitar la comprensión del documento.

- **Biomasa:** toda la materia orgánica, animal o vegetal, susceptible de ser utilizada como fuente de energía.
- **Biomasa lignocelulósica:** biomasa compuesta por polímeros de carbohidratos (celulosa y hemicelulosa) y un polímero aromático (lignina).
- **Celulosa:** biopolímero estructural compuesto exclusivamente de moléculas de β -glucosa.
- **Hemicelulosa:** conjunto heterogéneo de polisacáridos, formados por dos tipos de monosacáridos – xilosa, arabinosa, galactosa, manosa, glucosa y ácido glucurónico – unidos por enlaces $\beta(1-4)$.
- **Hidrólisis:** reacción química que usa agua para descomponer un compuesto (generalmente una macromolécula). La molécula de agua se divide y rompe uno o más enlaces de la macromolécula, formando otra especie.
- **Autohidrólisis:** proceso de hidrólisis que se da sin la ayuda de agentes químicos (ex. Ácidos) o biológicos (ex. Enzimas), sino que es efecto de elevadas temperaturas y presiones.
- **Lignina:** sustancia natural presente en la pared celular de muchas células vegetales. Aporta dureza y resistencia.
- **Poder endulzante:** capacidad de las sustancias de otorgar sabor dulce. Medido en relación a una solución de sacarosa (azúcar común).
- **Poliol:** alcoholes polihídricos con varios grupos hidroxilo (OH). Edulcorantes obtenidos a partir de azúcares simples, mediante un proceso de hidrólisis enzimática.

8.1.2. Abreviaciones

Se presenta una lista de las abreviaciones utilizadas en el documento, particularmente en lo referente a la sección de cálculos.

A : Área de transferencia de calor, en m^2 .

A_s : Área de la abertura de la tolva, en m^2 .

B : Longitud/diámetro de la abertura de salida de la tolva, en m.

β : Ángulo de la tolva, en grados.

C_e : Concentración de adsorbato en el fluido en equilibrio, en kg adsorbato/ m^3 fluido.

C_{eq} : Costo de los equipos, es USD.

C_{ISBL} : Costos ISBL, en USD.

C_F : Concentración de adsorbato en el fluido a la alimentación, en kg adsorbato/ m^3 fluido.

c_f : Constante de forma (0 para salidas alargadas, 1 para salidas circulares).

cp : Capacidad calorífica del fluido, en $kJ/kg \cdot ^\circ C$.

D : Diámetro, en m.

D_a : Diámetro del agitador, en m.

E : Eficiencia de la unión.

EPE_i : Elevación del punto de ebullición en el efecto i , en $^\circ C$.

FC_i : Flujo de caja en el año i , en USD.

g : Constante de la gravedad ($9,81 m/s^2$).

H : Altura del tanque/reactor, en m.

H_{si} : Entalpía de saturación del vapor en el efecto i , en kJ/kg.

H_i : Entalpía en el efecto i , en kJ/kg.

h_1 : Altura de la sección inclinada de la tolva, en m.

h_2 : Altura de la sección recta de la tolva, en m.

h_{fg} : Entalpía de vaporización del agua, en kJ/kg

h_{si} : Entalpía de saturación del líquido en el efecto i , en kJ/kg.

L_i : Caudal líquido que sale del efecto i , en kg/h.

l : Longitud de lado de la tolva, en m.

λ_{si} : Calor latente en el efecto i .

M_A : Masa de adsorbente, en kg.

M_T : Masa del tanque, en kg.

M_H : Masa de las terminales, en kg.

m : Masa a calentar en los reactores y tanques de adsorción, en kg.

m_A : Masa total de adsorbato, en kg.

\dot{m} : Flujo másico, en kg/s.

N_1 : Velocidad del agitador usado como referencia, en rpm.

N_2 : Velocidad del agitador a escala del proyecto, en rpm.

N_p : Número de potencia del agitador.

N_{Re} . Número de Reynolds

\dot{n} : Flujo molar, en mol/s.

PRI : Período de retorno de la inversión, en años.

P : Presión interna del tanque/reactor, en psi; o, presión del gas, en atm.

P_a : Potencia, en W.

Q : Calor, en kW.

q_e : Concentración de adsorbato en el adsorbente en equilibrio, en kg adsorbato/kg adsorbente.

ρ : Densidad, en kg/m³.

ρ_{mat} : Densidad del material de construcción, en kg/m³.

ROI : Retorno sobre la inversión, en %.

R : Radio interno del tanque/reactor, en in.

R_g : Constante de gases (8,314 J/mol·K)

R_{esc} : Relación de aumento de escala de los tanques/reactores.

r : Tasa de descuento aplicada al cálculo del VAN.

S : Máximo esfuerzo permisible del material, en psi.

TIR : Tasa interna de retorno, en %.

T : Temperatura, en °C o K.

T_{si} : Temperatura de saturación en el efecto i , en °C.

t_T : Espesor de la pared del tanque, en in.

t_H : Espesor de la pared de las terminales, en in.

t_c : Grosor de la chaqueta de calentamiento, en m.

t_{heat} : Tiempo de calentamiento, en s.

U : Coeficiente global de transferencia de calor, en $W/m^2 \cdot ^\circ C$.

μ : Viscosidad de la solución, en $Pa \cdot s$.

VAN : Valor actual neto, en USD.

V : Volumen, en m^3 .

V_1 : Volumen del reactor/tanque usado como referencia, en m^3 .

V_T : Volumen del tanque/tolva, en m^3 .

V_{ad} : Volumen de fluido que participa en la adsorción, en m^3 .

V_{tot} : Total de agua evaporada, en kg o kg/h.

V_i : Vapor producido en el efecto i , en kg/h.

W : Trabajo, en J/s

Ws : Flujo de vapor requerido, en

X_i : Concentración de azúcares en el efecto i .

x : Proporción altura:diámetro/longitud de lado

8.2. Anexo B – Metodología

8.2.1. Objetivo específico 1

- ***Identificación y selección de los pretratamientos adecuados que se puede dar a la biomasa lignocelulósica:***
 1. Recopilación de información bibliográfica respecto a pretratamientos utilizados actualmente.
 2. Análisis del funcionamiento y resultados de pretratamientos utilizados en biomasa lignocelulósica similar a la mazorca de cacao.
 3. Comparación de los pretratamientos en función de distintos aspectos como costo, viabilidad a escala industrial, consumo de energía, generación de contaminantes, etc.
 4. Selección de los pretratamientos más adecuados y análisis de su efecto conjunto.
- ***Identificación y selección de las posibles rutas para la obtención de sorbitol y xilitol a partir de celulosa y hemicelulosa, respectivamente:***
 1. Recopilación de información bibliográfica respecto a las rutas actuales de producción de sorbitol y xilitol.
 2. Recopilación de información bibliográfica respecto a rutas alternativas para la producción de sorbitol y xilitol.
 3. Recopilación de información bibliográfica respecto a los elementos principales de cada ruta (catalizadores metálicos y microorganismos disponibles)
 4. Comparación de los elementos principales (catalizadores metálicos y microorganismos) disponibles para cada ruta y cada producto.
 5. Selección del mejor elemento para cada ruta y cada producto.
 6. Comparación de las rutas actuales y alternativas, considerando la utilización del mejor elemento disponible, para cada producto, en términos de facilidad de operación, costo, rendimiento, etc.

7. Selección de la ruta de producción más adecuada.

- ***Identificación de las operaciones unitarias asociadas a cada paso:***

1. Análisis de los requerimientos previos de la alimentación para llegar a la etapa de fraccionamiento y producción.
2. Análisis de los requerimientos posteriores a las etapas de pretratamiento y producción para avanzar a la siguiente etapa, u obtener el producto terminado.
3. Determinación de las operaciones necesarias para que la alimentación cumpla con los requerimientos identificados en 1 y 2.

- ***Diagramación del proceso (bloque y flujo):***

1. Determinación del orden requerido para las operaciones identificadas en la actividad 3.
2. Identificación de las principales corrientes de entrada y salida de cada operación.
3. Construcción del diagrama de bloque.
4. Identificación de la categoría general de equipo utilizado para cada operación.
5. Identificación de los principales equipos auxiliares requeridos entre operaciones.
6. Construcción del diagrama de flujo.

8.2.2. Objetivo específico 2

- ***Determinación del caudal de producción deseado:***

1. Análisis de la demanda nacional del producto, considerando producción nacional e importaciones.
2. Identificación de las principales transacciones relacionadas a compras del producto a nivel nacional.
3. Recopilación de información respecto a la materia prima disponible,
4. Determinación del máximo nivel de producción a partir de la materia prima disponible y comparación con la demanda existente.

5. Identificación de una transacción recurrente que pueda cubrirse con la materia prima existente, sin abarcar completamente el mercado.

- ***Realización de los balances de masa y energía del proceso:***

1. Determinación de las sustancias presentes en cada corriente identificada en el diagrama de flujo.
2. Identificación de las propiedades de los caudales con que se va a trabajar (concentración, contenido de agua, etc.).
3. Identificación de las reacciones presentes en el proceso.
4. Recopilación de información respecto al rendimiento de las reacciones, conversión, eficiencia de los equipos y operaciones, porcentajes de recirculación y capacidad de reutilización de las materias primas.
5. Establecimiento de la composición y caudal de la corriente de salida de producto final.
6. Cálculo de la composición y caudal de la corriente inmediatamente anterior, considerando la información obtenida en 2 – 4.
7. Repetición de 6 hasta obtener la composición y caudal de la corriente de entrada de materia prima (cálculo hacia atrás).
8. Finalización del cálculo considerando las especies que no se tomaron en cuenta en 7 y la ruta para la producción de xilitol (cálculo hacia adelante).
9. Recopilación de información respecto al consumo de energía de cada equipo.
10. Determinación del tiempo de operación de cada equipo.
11. Cálculo de la energía consumida en el proceso.

- ***Selección y dimensionamiento de los equipos:***

1. Recopilación de información acerca de los equipos actualmente utilizados para cada operación.

2. Comparación del funcionamiento de cada equipo respecto al resultado esperado.
3. Selección de los equipos a ser utilizados.
4. Identificación del caudal que cada equipo debe tratar a partir del balance de masa realizado en la actividad anterior.
5. Dimensionamiento de los equipos de acuerdo a metodologías específicas para los mismos en función del caudal a tratar.

❖ Equipos de lavado (V-101 y V-201):

- i. Buscar en catálogos un equipo con la capacidad requerida.

❖ Secadores (D-101 y D-301):

- i. Buscar en catálogos un equipo con la capacidad requerida.

❖ Reducción de tamaño (CR-101):

- i. Buscar en catálogos un equipo con la capacidad requerida.

❖ Centrífugas (CT-301 y CT-302):

- i. Buscar en catálogos un equipo con la capacidad requerida.

❖ Evaporador cristalizador (E-306):

- i. Buscar en catálogos un equipo con la capacidad requerida.

❖ Tolva de almacenamiento (TK-101):

- i. Determinar la masa que se debe almacenar considerando la entrada de la corriente 8.
- ii. Determinar el volumen (V) a almacenar en función de la densidad de la biomasa.

$$V = \frac{\text{masa}}{\rho}$$

Se consideró que la densidad de la biomasa es de 340 kg/m^3 , en base a lo presentado por [53].

iii. Dimensionar la apertura de salida con una longitud/diámetro de entre 6 – 8 veces el tamaño de la partícula.

iv. Determinar el ángulo de fricción contra la pared de la tolva.

Esta es una propiedad que se obtiene de manera experimental. En este caso se consideraron los valores reportados por [47] y [48] para distinta biomasa.

v. Escoger una geometría para la tolva.

En este caso se optó por utilizar una geometría tipo cuña (*wedge*) ya que permite trabajar con ángulos mayores que la geometría cónica, y así reducir las dimensiones calculadas para el equipo.

vi. Verificar que la apertura permita el caudal de salida necesario.

$$\dot{m} = \rho \cdot A_s \sqrt{\frac{B \cdot g}{2 \cdot (1 + c_f) \cdot \tan(\beta)}}$$

vii. Establecer una relación entre la altura total del equipo y su longitud de lado.

Se escogió una proporción de 3:1 entre la altura y la longitud de lado.

viii. Realizar un estimado de la longitud de lado.

ix. Calcular el volumen del equipo a partir del estimado en *viii*.

$$V_T = xl^3 - \frac{l^2(l - B)}{2 \cdot \tan(\beta)} + \frac{l - B}{6 \cdot \tan(\beta)}(l^2 + B^2 + l \cdot B)$$

x. Utilizar *Goal Seek* para mejorar el estimado de la longitud de lado.

xi. Calcular la altura total del equipo.

$$H = x \cdot l$$

xii. Calcular la altura de la sección inclinada.

$$h_1 = \frac{l - o}{2 \cdot \tan(\beta)}$$

- xiii. Calcular la altura de la sección recta.

$$h_2 = H - h_1$$

- xiv. Determinar el grosor de la pared de acuerdo a la Tabla A 1.

Se optó por usar el grosor presentado en la Tabla A 1 ya que el calculado a partir de los esfuerzos soportados por el tanque fue menor.

- xv. Seleccionar un material de construcción.

Se optó por trabajar con acero estructural A516.

- xvi. Determinar la masa del equipo en función de sus dimensiones y densidad del material.

❖ Tanque de almacenamiento (TK-301):

- i. Determinar la masa que se debe almacenar considerando la entrada de la corriente 41.

- ii. Determinar el volumen a almacenar en función de la densidad de la solución.

$$V = \frac{\text{masa}}{\rho}$$

- iii. Determinar el volumen del tanque (V_T) considerando un factor de seguridad.

Se escogió trabajar con un factor de seguridad del 33%.

$$V_T = 1,33 \cdot V$$

- iv. Establecer una relación entre la altura y el diámetro del tanque (x).

Se tomó una relación $x = 2$ para asegurar la estabilidad del tanque.

- v. Calcular el diámetro del tanque.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_T}{x \cdot \pi}}$$

- vi. Calcular la altura (H) del tanque.

$$H = D \cdot x$$

- vii. Escoger un material para el tanque.

Se escogió trabajar con acero inoxidable A304 por su mayor resistencia estructural.

- viii. Calcular el espesor del tanque de acuerdo a las normas ASME para tanques a presión.

$$t_T = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6P}$$

- ix. Corregir el espesor de pared de acuerdo al diámetro del tanque según las recomendaciones de la Tabla A 1 obtenida de [45].

Tabla A 1. Espesor mínimo recomendado para tanques.

Diámetro [m]	Espesor mínimo [mm]
1	5
1 – 2	7
2 – 2,5	9
2,5 – 3,0	10
3,0 – 3,5	12

- x. Calcular la masa del tanque.

$$M_T = \pi \cdot R^2 \cdot H \cdot t_T \cdot \rho_{mat}$$

- xi. Calcular el espesor de las terminales torisféricas de acuerdo a la norma ASME.

$$t_H = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1P}$$

- xii. Corregir el espesor de pared según las recomendaciones de la Tabla A 1.

- xiii. Calcular la masa de las terminales.

$$M_H = 2 \cdot 0,842 \cdot D^2 \cdot t_H \cdot \rho_{mat}$$

❖ Reactores (R-101, R-201, R-202, R-301, R-302 y R-303):

- i. Determinar el volumen a tratar en función de la densidad de la solución.

$$V = \frac{\text{masa batch}}{\rho}$$

Para la densidad de la cáscara de mazorca de cacao seca se tomó los valores presentados en [53].

- ii. Determinar el volumen del reactor (V_T) considerando un factor de seguridad del 20%.

$$V_T = 1,20 \cdot V$$

- xiv. Establecer una relación entre la altura y el diámetro del tanque (x).

Se tomó una relación $x = 2$ para asegurar el mezclado de la alimentación y la estabilidad del tanque.

- iii. Seguir los pasos v. a x. detallados para el tanque TK-301.
iv. Calcular el espesor de las terminales elipsoidales.

$$t_H = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2P}$$

- v. Corregir el espesor de pared según las recomendaciones de la Tabla A 1.
vi. Calcular la masa de las terminales.

$$M_H = 2 \cdot 1,084 \cdot D^2 \cdot t_H \cdot \rho_{mat}$$

- vii. Calcular la relación de aumento de escala (R_{esc}) considerando que se busca mantener la transferencia de masa.

$$R_{esc} = \left(\frac{V_T}{V_1}\right)^{\frac{1}{3}}$$

- viii. Escalar la velocidad del agitador.

$$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{1}{R}\right)^{\frac{2}{3}}$$

- ix. Calcular el diámetro del agitador (D_a)

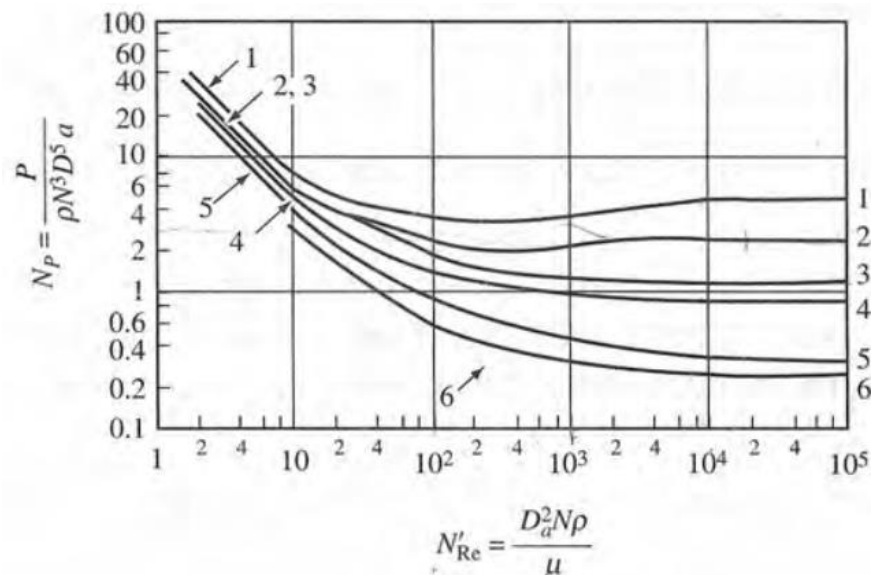
$$D_a = 0,3 \cdot D$$

- x. Calcular el número de Reynolds (N_{Re}).

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N_2 \cdot \rho}{\mu}$$

- xi. Determinar el número de potencia (N_p) a partir de las curvas en la Figura A 1, tomada de [54]. El detalle de las curvas en la Figura se puede encontrar en la página 163 de la fuente.

Figura A 1. Correlaciones de potencia para diversos impulsores



- xii. Calcular la potencia requerida para el agitador (P_a)

$$P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_2^3 \cdot D_a^5$$

- xiii. Dimensionar la chaqueta considerando que el grosor (t_c) es el 1% del área (A).

$$A = 2 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot 1,2$$

$$t_c = 0,01 \cdot A$$

xiv. Calcular la cantidad de calor requerido para la operación de la chaqueta.

Para el calentamiento del fluido:

$$Q = \frac{m \cdot cp \cdot \Delta T}{t_{heat}}$$

Para mantener la temperatura:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Para el cálculo del calor requerido para mantener la temperatura se consideró que el área de transferencia es la superficie del líquido. Se trabajó con un coeficiente de transferencia de calor de $100 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, que busca considerar la interacción fluido – aire.

xv. Calcular el flujo de vapor requerido.

$$W_s = \frac{Q}{h_{fg}}$$

❖ Evaporadores (E-202, E-303, E-305):

i. Establecer el punto de ebullición del último efecto en función de la concentración de salida y la presión del último efecto.

La presión del último efecto se estableció en base a ejemplos observados de la evaporación de soluciones de azúcar [54].

ii. Suponer que la cantidad total de agua evaporada se divide equitativamente para cada efecto. Calcular la producción de vapor de cada efecto (V_i).

iii. Con un balance de masa, determinar el caudal de líquido que sale de cada efecto (L_i).

iv. Calcular la concentración en cada efecto (X_i).

v. Calcular la caída de temperatura en cada efecto.

$$\Delta T_i = \Sigma \Delta T \frac{1/U_i}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \dots + \frac{1}{U_n}}$$

El coeficiente global de transferencia de calor para cada efecto se estableció como $4000 \text{ W/m}^2\text{°C}$ en base a lo presentado en [54].

vi. Determinar la EPE en cada efecto.

La EPE se calculó en base a los datos presentados por [55].

vii. Calcular el punto de ebullición (T_i) y de saturación de cada efecto (T_{si}).

Para $i = 1$:

$$T_1 = T_{s1} - \Delta T_1$$

T_{s1} se establece en función de las condiciones de trabajo en el efecto 1.

Para i distinto a 1:

$$T_i = T_{i-1} - EPE_{i-1} - \Delta T_i$$

$$T_{si} = T_{i-1} - EPE_{i-1}$$

viii. Obtener la capacidad calorífica del líquido en cada efecto.

ix. Obtener las entalpías de saturación del líquido (h_{si}) y el vapor (H_{si}) a la temperatura de saturación de cada efecto.

x. Calcular la entalpía en cada efecto.

$$H_i = H_{s(i+1)} + 1,884(EPE_i)$$

$$\lambda_{si} = H_{i-1} - h_{si}$$

Donde para $i = 1$, H_{i-1} se toma como H_{s1} .

xi. Resolver el balance de energía.

$$Feed \cdot cp_F \cdot T_F + Ws \cdot \lambda_{s1} = L_1 cp_1 T_1 + V_1 H_1$$

$$L_i \cdot cp_i \cdot T_i + V_i \cdot \lambda_{s(i+1)} = L_{i+1} cp_{i+1} T_{i+1} + V_{i+1} H_{i+1}$$

Para resolver el balance, se definió los siguientes términos:

$$a = cp_1 T_1 - \lambda_{s2} - H_2$$

$$b = cp_2 T_2 - \lambda_{s3} - H_3$$

$$c = L_3 (cp_3 T_3 - H_3)$$

$$d = cp_2 T_2 - H_2$$

xii. Verificar que los valores para V_i obtenidos en *xi.* no difieran en gran medida de los planteados en *ii.* Si estos difieren, repetir los pasos *iii.* – *xii.* con los valores de V_i obtenidos en *xi.* hasta que la diferencia entre ambas estimaciones sea despreciable.

xiii. Calcular el calor transferido en cada efecto.

$$Q_1 = W_s \cdot \lambda_{s1}$$

$$Q_i = V_{i-1} \cdot \lambda_{si}$$

xiv. Calcular el área de transferencia de calor de cada efecto.

$$A_i = \frac{Q_i}{U_i \Delta T_i}$$

xv. Verificar que las áreas de cada efecto no difieran en gran medida (<10%) del área promedio. Si estas difieren, seguir los pasos a continuación *xvi.* – *xviii.*

xvi. Reemplazar los valores L_i en *iii.* con los valores calculados en el balance de energía (*xi.*), y repetir el paso *iv.*

xvii. Calcular la nueva caída de temperatura en cada efecto.

$$\Delta T'_i = \frac{\Delta T_i \cdot A_i}{A_{promedio}}$$

xviii. Repetir los pasos *vi.* – *xv.*

xix. Calcular la economía de vapor.

$$Economía\ de\ vapor = \frac{\sum V_i}{W_s}$$

❖ Tanques de adsorción (TA-201, TA-301, TA-302, TA-303):

i. Encontrar la isoterma de adsorción para el adsorbente y adsorbato considerados en el equipo.

Como adsorbato se consideró a la especie que, en términos másicos, es la más adsorbida en el proceso. Así, para TA-301 y TA-302 el adsorbato fue el fenol; para TA-201 el manitol; y para TA-303 la xilosa.

- ii. Determinar la concentración de adsorbato en el fluido a la alimentación (C_F) a partir del balance de masa.
- iii. Determinar la concentración de adsorbato en el fluido en equilibrio (C_e) como la cantidad de adsorbato en el fluido a la salida de la operación (a partir del balance de masa).
- iv. Determinar la concentración de adsorbato en el adsorbente en equilibrio (q_e) a partir de la isoterma.
- v. Calcular la masa de adsorbente requerida a partir de un balance de masa.

$$M_A = \frac{m_A - V_{ad} \cdot C_e}{q_e}$$

- vi. Calcular el volumen de adsorbente en función de su densidad.

$$V = \frac{\text{masa}}{\rho}$$

Se trabajó con una densidad de 34,4 kg/m³ para el carbón activado, y 760 kg/m³ para las resinas de intercambio iónico [56], [57].

- vii. Calcular el volumen de operación como la suma del volumen de fluido y volumen del adsorbente.
- viii. Seguir los pasos *ii.* – *xv.* descritos para los reactores.

Adicionalmente, se muestra, de manera resumida, las consideraciones de cálculo empleadas para los equipos auxiliares. Los resultados de estas se utilizan para la estimación del consumo de energía.

❖ Intercambiadores de calor (E-201, E-301, E-302, E-304):

- i. Calcular el calor transferido.

$$Q = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T$$

El caudal másico se estableció en función de la masa a tratar por batch y el tiempo de llenado de los equipos a los que preceden los intercambiadores de calor.

La capacidad calorífica se consideró por separado para cada componente en la corriente.

- ii. Calcular el requerimiento de vapor.

$$W_s = \frac{Q}{h_{fg}}$$

- iii. Calcular el requerimiento de agua de enfriamiento.

$$\text{Masa de agua} = \frac{Q}{H_{out} - H_{in}}$$

- iv. Calcular el área de transferencia de calor.

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

❖ Compresores (C-201 y C-301):

- i. Calcular el trabajo de compresión considerando una eficiencia del 80%.

$$W = \left[\int_{P_1}^{P_2} \frac{\dot{n} R_g T}{P} dP \right] \cdot \frac{1}{0,80}$$

❖ Bombas:

- i. Calcular el trabajo de bombeo considerando una eficiencia del 70%.

$$W = m \cdot g \cdot \Delta H \cdot \frac{1}{0,70}$$

- **Ubicación de los equipos en la planta en función de la relación entre operaciones:**
 1. Determinación de las posibles relaciones entre operaciones (deseable, sin importancia, indeseable, etc.).
 2. Elaboración de una tabla de doble eje entrada diagonal permita identificar la relación entre cada una de las operaciones.
 3. Ubicación de las operaciones en función de los resultados de 2.
 4. Revisión del resultado de 3 para asegurar que no existan disposiciones contradictorias a 2.

8.2.3. Objetivo específico 3

- **Estimación del capital de inversión fijo, capital de trabajo y costos de producción:**
 1. Recopilación de información respecto al costo de los equipos a partir de distribuidores, catálogo, o costos de material.

El costo de algunos equipos se calcula en base a la tabla de costos para la compra de equipos (Tabla 6.6) presentada en [45].
 2. Corrección del costo de los equipos en función del año y lugar de la cotización.

Para equipos cotizados en China, se tiene un factor de 1,9 en relación a Ecuador; mientras que el precio de equipos cotizados en USA (Gulf Coast) tiene un factor de 1,14 [45].
 3. Identificación del tipo de procesamiento y cálculo de costos ISBL con factores de Lang.

$$C_{ISBL} = F_{Lang} \cdot (\Sigma C_e)$$

Tabla A 2. Valores del factor de Lang.

Tipo de procesamiento	Factor de instalación (F_{Lang})
Sólidos	3
Fluidos	5
Sólidos y fluidos	4

4. Identificación del factor asociado a cada equipo y cálculo de los costos ISBL con factores de Hand.

$$C_{ISBL} = \Sigma (F_{Hand} \cdot C_e)$$

Tabla A 3. Valores del factor de Hand

Tipo de equipo	Factor de instalación (F_{Hand})
Compresores	2,5
Columnas de destilación	4
Calentadores a fuego	2
Intercambiador de calor	3,5
Instrumentos	4
Equipo misceláneo	2,5
Tanques a presión	4
Bombas	4

5. Identificación del valor de cada factor detallado en función del tipo de proceso e industria, y cálculo de costos ISBL con el método de factores detallados.

$$C_{ISBL} = \Sigma C_{e,CS} [(1 + f_p) f_m + f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l]$$

Tabla A 4. Valores de los factores detallados de instalación.

Factor	Detalle	Fluidos	Fluidos & sólidos	Sólidos
f_p	Tuberías	0,8	0,6	0,2
f_{er}	Erección del equipo	0,3	0,5	0,6
f_{el}	Eléctrico	0,2	0,2	0,15
f_i	Instrumentación y control	0,3	0,3	0,2
f_c	Civil	0,3	0,3	0,2
f_s	Estructuras y edificios	0,2	0,2	0,1
f_l	Pintura y revestimiento	0,1	0,1	0,05
f_m	Material	En función del material		

6. Cálculo de los costos OSBL como 40% de ISBL.
7. Cálculo de costos de ingeniería, diseño y construcción (D&E) como 8% de ISBL
8. Cálculo de imprevistos como 10% (ISBL+ OSBL)
9. Cálculo de capital fijo de inversión (CF) como la suma de los costos ISBL, OSBL, D&E e imprevistos, para cada método.

10. Comparación del valor CF obtenido con cada método y determinación del intervalo a utilizar en función de su intersección.
11. Recopilación de información respecto al costo de materias primas y reactivos consumibles.
12. Recopilación de información respecto al costo de servicios básicos, así como tratamiento de efluentes y almacenamiento.
13. Cálculo de costos variables (para un año) en función de la información de 11 y 12, junto con los caudales y niveles de consumo establecidos en los balances de masa y energía.
14. Determinación del personal requerido en función del tamaño aproximado de la planta.
15. Cálculo de la remuneración al personal en base al salario promedio para la posición y los beneficios establecidos por la ley.
16. Cálculo de demás costos fijos en base a factores de la industria.
17. Cálculo del costo de producción como la suma de 13, 15 y 16.
18. Cálculo del capital de trabajo en base a los costos planteados a continuación.

Tabla A 5. Parámetros de estimación del capital de trabajo.

Materia prima	Consumida en 2 semanas
Carbón activado	En función de requerimiento para adsorción. Costo cotizado con proveedores.
Resina de intercambio iónico	
<i>Bar. populi</i>	1 vial
Productos y subproductos	Costo de producción de 2 semanas
Efectivo	Costo de producción de 1 semana
Créditos	Materia prima de 1 mes
Repuestos	1% de ISBL + OSBL

- ***Estimación de los ingresos esperados por ventas y la rentabilidad bruta del proceso:***
 1. Recopilación de información sobre el precio actual de venta de los productos.
 2. Establecimiento un precio de venta (por unidad de masa) para el producto en función de la información de 1.

3. Cálculo de los ingresos en base al precio de los productos establecido en 2 y el caudal de producción obtenido en el balance de masa.

$$\text{Ingreso} = \text{Precio} \cdot \text{Caudal de producción}$$

4. Cálculo del beneficio bruto de la planta.

$$\text{Beneficio bruto} = \text{Ingresos} - \text{Costo producción}$$

5. Cálculo del beneficio neto de la planta.

$$\text{Beneficio neto} = \text{Beneficio bruto} - \text{Impuestos}$$

- **Obtención y análisis de indicadores financieros (VAN, TIR, ROI)**

1. Construcción del flujo de caja a 15 años, considerando los costos de la actividad 1 y los ingresos de la actividad 2. El flujo de caja se construye de acuerdo al esquema a continuación, considerando una depreciación lineal de los equipos.

Tabla A 6. Esquema de inversión del proyecto.

Año	Costo	Revenue	Explicación
1	30% capital fijo	0	Diseño e ingeniería
2	50% capital fijo	0	Procurement y construcción
3	20% capital fijo Capital de trabajo FCOP 30% VCOP	30% valor de diseño	Construcción Producción inicial
4	FCOP 60% VCOP	60% valor de diseño	Puesta en punto de la planta
5	FCOP + VCOP	100% valor de diseño	Producción total

2. Recopilación información respecto a la tasa de interés/descuento actual del mercado.
Se empleó una tasa del 8,53%, equivalente a la tasa de interés anual para inversiones públicas [58].

3. Cálculo del VAN.

$$VAN = \sum_{i=0}^n \frac{FC_i}{(1+r)^i}$$

4. Cálculo del TIR con la función incluida en Excel.

5. Cálculo del ROI

$$ROI = \frac{\textit{Beneficio anual neto}}{\textit{Inversión total}}$$

6. Cálculo del tiempo para recuperar la inversión.

$$PRI [\textit{años}] = \frac{\textit{Inversión}}{\textit{Utilidad 1er año}}$$

7. Análisis de los indicadores financieros respecto a los siguientes estándares de rentabilidad.

VAN > 0
TIR > COK
ROI > 1

8.3. Anexo C – Datos adicionales a las bases del diseño

8.3.1. Propiedades de los productos.

La Tabla A 7 y Tabla A 8 muestran propiedades de los productos escogidos. Para el desarrollo del proyecto se toma particular interés en asegurar la composición mostrada para los mismos.

Tabla A 7. Propiedades del sorbitol 70% w/w [59].

Apariencia	Incolora e inodora
pH	5,0 – 7,0
Densidad a 20°C	1,290 g/cm ³
% Materia seca	69,5 – 70,5
% Sorbitol/Materia seca	73,5 – 83,5
% Azúcares reductores	0,2

Tabla A 8. Propiedades del xilitol cristalino [60].

Punto de fusión	93°C – 94,5°C
Punto de ebullición	216°C
Solubilidad a 25°C	1,68 g/mL
pH a 100 g/L y 25°C	5,5 – 7,0
Densidad	1,50 g/L

8.3.2. Límites de emisiones.

La Tabla A 9 muestra los niveles máximos de emisiones a cuerpos de agua permitidos por el Ministerio del Ambiente [29]. De aquí se observa que las descargas al alcantarillado presentan los límites más altos de descargas. Si bien el proceso fue diseñado para minimizar los contaminantes liberados, se considera la descarga a alcantarillado a fin de evitar problemas por el tratamiento de efluentes. El costo del servicio de alcantarillado ya está considerado como una tarifa fija en el costo de agua como materia prima.

Tabla A 9. Emisiones máximas permitidas en cuerpos de agua.

Parámetro	Descargas al servicio de alcantarillado	Descargas a cuerpos de agua dulce	Descargas a cuerpos de agua marina
Cloruros	-	1000 mg/L	-
Compuestos fenólicos	0,2 mg/L	0,2 mg/L	0,2 mg/L
DQO	500 mg/L	200 mg/L	400 mg/L
DBO 5 días	250 mg/L	100 mg/L	200 mg/L
Ni	2,0 mg/L	2,0 mg/L	-
SST	220 mg/L	130 mg/L	250 mg/L
Sulfatos	400 mg/L	1000 mg/L	-
Sulfuros	1,0 mg/L	0,5 mg/L	0,5 mg/L
SAAM	2,0 mg/L	0,5 mg/L	0,5 mg/L
pH	6 - 9	6 - 9	6 - 9
Temperatura	< 40°C	Natural ± 3°C	< 35°C

8.4. Anexo D – Selección de la tecnología para la obtención simultánea de sorbitol y xilitol

8.4.1. Selección de las tecnologías de pretratamiento, ruta de obtención y purificación del producto.

A continuación, se presenta el cuadro comparativo construido para la selección de tecnologías de pretratamiento. En este, se califica cada aspecto en una escala de 1 – 5, siendo 5 lo más deseable.

Tabla A 10. Cuadro comparativo de las alternativas disponibles para el pretratamiento de biomasa lignocelulósica.

Pretratamiento	Costo	Energía	Impacto Ambiental	Escala industrial	Operación	Inhibición	Total
Alcalino (NaOH)	4	4	3,5	4	3	4	22,5
Ácido fuerte	4	3	2	4	2	2	17
Líquidos iónicos	1	5	4,5	3	3,5	4	21
Organosolv	1	3,5	4	3,5	3,5	4,5	20
Explosión de vapor	3	3	4,5	5	3	4	22,5
Explosión de fibra de amoníaco	2,5	3	3	3,5	2,5	5	16
Autohidrólisis	4	3	5	4,5	4	4	24,5
Explosión húmeda	4	3,5	5	4,5	3,5	4	24,5

La Tabla A 11 muestra el cuadro comparativo construido para la selección de la ruta de obtención de sorbitol y xilitol. En este, se califica cada aspecto en una escala de 1 – 5, siendo 5 lo más deseable.

Tabla A 11. Cuadro comparativo de las rutas de obtención disponibles para sorbitol y xilitol.

	Químico Xilitol	Bio xilitol	Químico sorbitol	Bio sorbitol
Número de pasos	4,5	3	4,5	2
Tiempo	4	2	4	2
Costo	2	4	2	4
Conversión	5	4	5	4,5
Yield	3	2	4,5	3,5
Separación	3	2	4	3
Purificación (pre)	1	3,5	2,5	4
Environment	3	3	3	4,5
Complejidad	4	2	4	1
Total	29,5	25,5	33,5	28,5

Finalmente, se presenta la tabla resumen construida para la selección de las tecnologías de purificación de sorbitol y xilitol. En este se presentan los inhibidores que pueden ser eliminados con cada estrategia.

Tabla A 12. Tabla resumen de las tecnologías de purificación [40].

Evaporación	Para volátiles: ácido acético (60-70%), furfural (98%), vanilina (29%)
Destilación/ steam stripping	Orgánicos: 58.79% ácido fórmico y 80% ácido acético, furfural
Extracción con solvente	65% fenoles, furanos, ácidos alifáticos
Membranas y tamiz molecular	Ácido acético Nanofiltración para furfural Tamiz como adsorbente: acético (40%), furfural (82%), xilosa (10%)
Overliming	Con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ reduce volátiles: furfural, HMF, fenólicos Pérdida de 10% azúcar
Carbón activado	Sin pérdida de azúcar. Difícil regenerar. Fenólicos, furfural, HMF
Resinas de intercambio iónico	Resinas de intercambio aniónico para ácidos levulínico, acético y fórmico, furfural (82%), 5-HMF (66%), fenólicos (62%), metales Separar azúcares

8.4.2. Diagramas del proceso

A continuación, se presenta el diagrama de bloque del proceso.

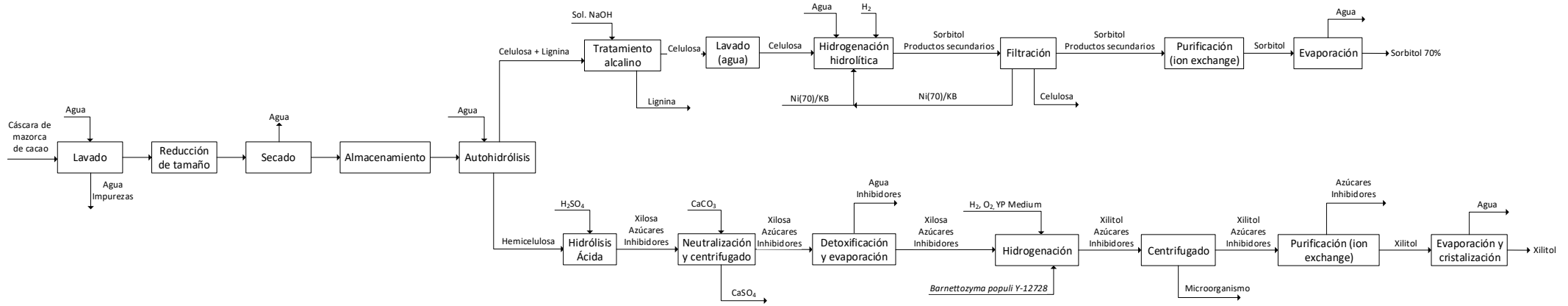


Figura A 2. Diagrama de bloque para el proceso de obtención simultánea de sorbitol y xilitol.

8.5. Anexo E – Cálculos de diseño

8.5.1. Consideraciones realizadas durante el balance de masa

Para la consecución del balance de masa se realizaron una serie de suposiciones que están basadas ya sea en fenómenos recurrentes observados en la operación, o en resultados específicos de condiciones experimentales aplicadas al proceso. Las consideraciones más importantes se presentan a continuación:

Materia prima

- Se considera que la cáscara de mazorca de cacao tiene un 85% de humedad.

Lavado:

- Elimina completamente los contaminantes superficiales de la alimentación.

Autohidrólisis

- Los sólidos son un 10% de la alimentación.
- Se pierde el 10% de la celulosa y la lignina en la fracción líquida [36].
- El 95% de la hemicelulosa se solubiliza; y se recupera el 75% debido la degradación de la misma [36], [61].
- Los ácidos generados se tratan como ácido acético.

Tratamiento alcalino:

- Se pierde un 9% de la celulosa y 35% de la hemicelulosa en la fracción líquida [44].
- El 65% de la lignina se solubiliza [36].
- Se consume el 79% del NaOH [44].

Hidrogenación catalítica de celulosa:

- Se trabaja con una razón de sustrato – catalizador de 6,5 w/w [37].

- Se considera un exceso de hidrógeno hasta alcanzar las 11 atm requeridas en el proceso.
- Se trabaja con una concentración de sólidos del 10%, en función de condiciones comunes de tratamiento para la biomasa.

Hidrólisis ácida:

- La razón de arabinosa – ácidos – xilosa en la hemicelulosa es de 1:2:8 [61].
- Se recupera entre el 70% - 95% de hemicelulosa [61].
- Se considera que el 98% de oligosacáridos se hidrolizan hacia xilosa.
- Los ácidos generados se tratan como ácido acético.

Neutralización:

- Se alcanza un pH de 5, al cual precipitan pectinas y proteínas.
- El ácido sulfúrico se consume completamente, antes que el ácido acético.

Hidrogenación biológica de xilosa [39]:

- La concentración de xilosa a la entrada es cercana a 20 g/L.
- Se produce únicamente xilitol.
- Se consume el 82% de la xilosa, toda la glucosa y el 9% de la arabinosa.
- Se considera un exceso de hidrógeno hasta alcanzar las 2,4 atm.

Cristalización:

- Se emplea un núcleo de xilitol con concentración al 1% [62].
- El rendimiento de la cristalización es del 60,2% [62].
- Solo se cristalizan azúcares; principalmente xilitol y en menor medida arabinosa y xilosa.

Adsorción con resinas de intercambio iónico [40], [63]:

- Elimina el 60% de los fenoles.
 - Elimina el 65% del ácido acético.
 - Elimina el 48,35% del furfural.
 - Elimina el 16,645% de la glucosa; y el 56,86% de la arabinosa.
-
- En la purificación de sorbitol, se retiene la mayoría de azúcares, por su tamaño, excepto el eritritol [41].

Adsorción con carbón activado [40], [63]:

- Elimina el 78% de los fenoles.
- Elimina el 65% del ácido acético.
- Elimina el 55% del furfural.
- Elimina el 5% de la xilosa y glucosa; y el 10% de la arabinosa.

Evaporación:

- En la purificación de sorbitol, se evapora el propilenglicol y etilenglicol.
- Se evapora el 66% del ácido acético [40].
- Se evapora el 98% del furfural [40].

8.5.2. Balance de masa

A continuación, se presenta el balance de masa detallado del proceso.

Tabla A 13. Balance de masa del proceso, por sección.

SECCIÓN 1

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.
Total	4667,40	93348,10	98015,50	93348,10	4667,40	4667,40	3967,29	700,11	1720,94	15488,48	17209,43
Mazorca húmeda	4667,40	-	4667,40	-	4667,40	4667,40	-	-	-	-	-
Agua	-	93348,10	93348,10	93348,10	-	-	3967,29	-	-	15488,48	15488,48
Mazorca seca	-	-	-	-	-	-	-	700,11	1720,94	-	-
Celulosa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	430,24
Hemicelulosa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	151,44
Lignina	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	636,75
Furfural	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,68
Acido acético	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25,81
Otros*	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	471,02

SECCIÓN 2

Corriente	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.
Total	6887,21	10950,67	68,87	17906,75	13607,67	4299,09	14330,29	18629,38	14330,29
Agua	5739,34	10950,67	-	16714,52	13131,95	3582,57	14330,29	17912,86	14330,29
Celulosa	387,21	-	-	387,21	34,85	352,36	-	352,36	-
Hemicelulosa	9,47	-	-	7,74	1,59	6,15	-	6,15	-
Lignina	604,91	-	-	524,94	313,22	211,72	-	211,72	-
Furfural	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Acido acético	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Otros**	146,28	-	-	146,28	-	146,28	-	146,28	-
NaOH	-	-	68,87	14,46	14,46	-	-	-	-
CH3COONa	-	-	-	111,59	111,59	-	-	-	-

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.
Total	4299,09	6,12	6165,79	54,21	10525,21	2501,11	8024,10	7848,86	7606,78	242,09
Agua	3582,57	-	6165,79	-	9715,13	2039,22	7675,90	7675,90	7603,28	72,63
Celulosa	352,36	-	-	-	43,69	43,69	-	-	-	-
Hemicelulosa	6,15	-	-	-	6,15	6,15	-	-	-	-
Lignina	211,72	-	-	-	211,72	211,72	-	-	-	-
Sorbitol	-	-	-	-	180,16	-	180,16	163,95	-	163,95
Otros**	146,28	-	-	-	307,66	146,28	161,38	9,01	3,50	5,51
Catalizador	-	-	-	54,21	54,04	54,04	-	-	-	-
Niquel	-	-	-	-	0,17	-	0,17	-	-	-
Hidrógeno	-	6,12	-	-	2,16	-	2,16	-	-	-
Oxígeno	-	-	-	-	4,32	-	4,32	-	-	-

SECCIÓN 3

Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.
Total	10322,21	160,45	10482,66	145,71	10628,38	489,46	10138,92	10053,17	10024,29	5311,96
Agua	9749,14	-	9730,27	-	9801,13	-	9801,13	9801,13	9801,13	5309,51
Celulosa ⁺	43,02	-	0,86	-	0,86	-	0,86	0,86	0,86	-
Hemicelulosa ⁺	141,98	-	2,84	-	2,84	-	2,84	2,84	2,84	-
Lignina ⁺⁺	31,84	-	31,84	-	31,84	-	31,84	7,00	2,80	-
Ácido acético	25,81	-	39,73	-	5,87E-03	-	5,87E-03	2,06E-03	7,23E-04	4,77E-04
Furfural	5,68	-	10,74	-	10,74	-	10,74	4,83	2,50	2,45
Otros***	324,74	-	324,74	-	324,74	266,75	58,00	12,76	5,10	-
Xilosa	-	-	120,17	-	120,17	-	120,17	114,16	114,16	-
Arabinosa	-	-	14,23	-	14,23	-	14,23	12,81	5,52	-
Glucosa	-	-	46,80	-	46,80	-	46,80	44,46	37,06	-
Ácido sulfúrico	-	160,45	160,45	-	-	-	-	-	-	-

Hidróxido de calcio	-	-	-	145,71	-	-	-	-	-	-
Sulfato de calcio	-	-	-	-	222,71	222,71	-	-	-	-
Acetato de calcio	-	-	-	-	52,31	-	52,31	52,31	52,31	-
Corriente	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.
Total	4712,33	23004,75	7,23	460,10	22957,87	384,36	22573,51	22398,80	21676,61	722,18
Agua	4491,62	21927,27	-	-	21927,27	-	21927,27	21927,27	21676,49	250,78
Celulosa ⁺	0,86	4,20	-	-	4,20	-	4,20	-	-	-
Hemicelulosa ⁺	2,84	13,86	-	-	13,86	-	13,86	-	-	-
Ácido acético	2,46E-04	1,20E-03	-	-	1,20E-03	-	1,20E-03	4,21E-04	2,78E-04	1,43E-04
Furfural	0,05	0,24	-	-	0,24	-	0,24	0,13	0,12	2,52E-03
Otros***	7,91	38,59	-	-	38,59	-	38,59	15,44	-	15,44
Xilosa	114,16	557,29	-	-	100,31	-	100,31	10,03	-	10,03
Arabinosa	5,52	26,97	-	-	24,66	-	24,66	2,47	-	2,47
Glucosa	37,06	180,94	-	-	0,00	-	-	-	-	-
Xilitol	-	-	-	-	208,98	-	208,98	188,09	-	188,09
Hidrógeno	-	-	7,23	-	1,15	1,15	-	-	-	-
Componentes medio de cultivo	-	-	-	460,10	345,07	345,07	-	-	-	-
Levadura	-	-	-	-	38,15	38,15	-	-	-	-
Acetato de calcio	52,31	255,38	-	-	255,38	-	255,38	255,38	-	255,38
Corriente	51	52	53	54	55					
	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.	kg/ext.					
Total	2,51	573,96	150,73	15,07	135,15					
Agua	-	235,71	15,07	15,07	-					
Xilitol	2,51	57,18	133,42	-	130,91					
Xilosa	-	8,53	1,50	-	1,50					
Arabinosa	-	1,73	0,74	-	0,74					
Ácido acético	-	0,00	-	-	-					

Furfural	-	0,00	-	-	-
Otros***	-	15,44	-	-	-
Acetato de calcio	-	255,38	-	-	-

*Otros componentes del cacao, según se detalla en la Tabla 1. Alto contenido de fenoles y compuestos alifáticos como producto de la rotura de enlaces durante la autohidrólisis.

**Fracción de cenizas de la cáscara de mazorca de cacao y otros productos de la reacción catalítica (manitol, sorbitan, cellobitol, hexanetrol, eritritol, propilenglicol, etilenglicol, glucosa).

***Proteína, grasa, fenoles, pectina y compuestos alifáticos correspondientes a los restantes componentes del cacao.

+A manera de oligosacáridos disueltos.

++A manera de compuestos fenólicos.

8.5.3. Selección y dimensionamiento de los equipos.

Para el detalle de los equipos que fueron seleccionados directamente de catálogo referirse a la sección “8.6.1. Estimación de costos de los equipos”. Aquí se presentan únicamente los criterios utilizados para la selección de equipos, así como los cálculos detallados de su dimensionamiento.

Secadores

Se consideró qué tipo de secador es apto para la aplicación requerida en función de los criterios mostrados en la Tabla A 14. Criterios de selección para los equipos de secado.. Adicionalmente, se presentan datos importantes tomados de [45], [46]

Tabla A 14. Criterios de selección para los equipos de secado.

	D-301					D-101			
	Proceso batch	Escala	Sensibilidad	Forma alimentación		Proceso batch	Escala	Sensibilidad	Forma alimentación
Vaccum tray	X	X			Vaccum tray	X			
Agitated batch	X	X	X	X	Convection tray	X			
Convection tray	X	X			Batch through circulation	X			
Batch through circulation	X	X			Fluid bed	X	X	X	X
Fluid bed	X	X		X	Indirect rotary		X		X
Indirect rotary			X	X	Pneumatic		X		X
Pneumatic				X	Direct rotary		X	X	X
Direct rotary				X	Convection band				X
Cont. Tray		X			Cont. Tray				
Cont. Through circulation					Cont. Through circulation				

- Secadores de bandeja Batch son buenos para pequeñas cantidades de sólidos y productos de gran valor. Requieren mucho trabajo, pero tienen alto nivel de control.

- Secadores de banda son para sólidos que se pueden tener en superficies planas. Altas tasas de secado con gran calidad. Alta eficiencia térmica, pero gran inversión y mantenimiento.
- Rotatorios: Para materiales granulares y altos caudales. Alta eficiencia térmica y baja inversión, pero tiempo de residencia no uniforme.
- Lecho fluidizado: Altas tasas de secado; para materiales entre 1 – 3 mm. Secado rápido y uniforme, con tiempos bajos; pero alto consumo de energía.
- Neumáticos: Bajos tiempos de contacto. Para materiales demasiado finos para lecho fluidizado. Baja eficiencia térmica.

Tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento se dimensionan como se indicó en 8.2. Anexo B – Metodología. En ambos casos se consideró que los equipos son de acero, para asegurar su resistencia estructural. Para TK-101, se comparó el dimensionamiento de una tolva cónica, una tolva de cuña y un silo. Se vio que, debido a que el ángulo de la tolva es bajo, las dimensiones requeridas son considerablemente altas. Dado que una tolva de cuña permite trabajar con un ángulo mayor, se seleccionó esta geometría. Adicionalmente, se vio que sus dimensiones son equivalentes a las de un silo, por lo que se la considera la mejor geometría para la dosificación de materia prima al proceso. Considerando el volumen requerido, se utilizarán dos tolvas.

Por otra parte, TK-301 se dimensionó como un tanque a presión. Para las terminales TK-301 se utilizó una geometría torisférica puesto que esta es la más común para recipientes con presiones inferiores a 15 bar [45].

Los cálculos realizados se presentan a continuación.

Tabla A 15. Dimensionamiento de TK-101.

Tipo wedge		
Lado salida (B)	56	mm
	0,056	m
Área salida	0,003	m ²
Ángulo tolva (β)	22	°
Densidad	340	kg/m ³
Caudal másico	0,879	kg/s
	3164,945	kg/h
Tiempo de llenado	0,544	h
Almacenar	1280,381	ton
	3765,827	m ³
Factor seguridad	1,025	
Volumen total	3859,973	m ³
Lado estimado (l)	9,599	m
H _T /D	3	
Volumen estimado	1929,986	m ³
Goal seek	0,000	
Lado salida (B)	0,056	m
Lado (l)	9,599	m
Altura tolva (h ₁)	11,810	m
Altura (h ₂)	16,987	m
Altura total	28,797	m
Material	A304	
Masa	138201,47	kg

Tabla A 16. Dimensionamiento de TK-301.

TK-301				
Masa	34142,993	kg		
Densidad	997,13	kg/m ³		
Volumen	34,241	m ³		
Presión	15	psi	0,103	N/mm ²
Temperatura	25	°C		
Volumen tanque	45,5409	m ³		
H/D	2			
D	9,165	ft	2,793	m
H	18,330	ft	5,587	m
R	54,990	in	1,397	m

S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_T	0,031	in	0,790	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,441	m ³		
M_T	3221,305	kg		
t_H	0,115	in	2,912	mm
Superficie heads	141,449	ft ²	13,141	m ²
M_H	863,364	kg		
Masa total	4084,669	kg		

Tanques de adsorción y reactores

En primer lugar, se presenta el cálculo de la masa de adsorbente requerida en cada tanque de adsorción. Para esto, se consideró la adsorción de manitol en TA-201, de fenol en TA-301 y TA-302, y de xilosa en TA-303. Las isothermas utilizadas en TA-301 y TA-302 son isothermas de Langmuir, mientras que las isothermas de TA-201 y TA-303 se presentan como isothermas de un solo componente en función de coeficientes de distribución [64]–[66]. Las constantes relevantes para cada isoterma se presentan en la Tabla A 17.

Tabla A 17. Constantes de las isothermas de adsorción.

Isothermas de Langmuir				
	TA-301		TA-302	
Constante de Langmuir (k_L)	0,0298	L/mg	0,0417	m ³ /g
Capacidad de adsorción (q_m)	246,31	mg/g	71	g/kg
Isothermas de un solo componente				
	TA-201		TA-303	
Coefficiente de distribución (K)	1,422	L/kg	1,140	L/kg

Con esto, el cálculo de la cantidad de adsorbente requerido se llevó a cabo como se presenta en 8.2. Anexo B – Metodología.

Tabla A 18. Cálculo de la masa de adsorbente requerida.

TA-201		
C_F	20,4663	kg/m ³
S	7,8853	m ³
m_A	161,3840	kg
C_e	1,1458	kg/m ³
S	7,8624	m ³
q_e	0,0016	kg/kg
Masa adsorbente	96995,8074	kg
Densidad adsorbente	760	kg/m ³
Volumen adsorbente	127,6261	m ³
Volumen total	127,6261	m ³
TA-301		
C_F	8,9138	kg/m ³
S	10,0780	m ³
m_A	89,8332	kg
C_e	1,9641	kg/m ³
S	10,0623	m ³
q_e	0,2422	kg/kg
Masa adsorbente	289,3389	kg
Densidad adsorbente	34,4	kg/m ³
Volumen adsorbente	8,4110	m ³
Volumen total	18,4931	m ³
TA-302		
C_F	1,9641	kg/m ³
S	10,0623	m ³
m_A	19,7633	kg
C_e	0,7870	kg/m ³
S	10,0452	m ³
q_e	0,0689	kg/kg
Masa adsorbente	172,1031	kg
Densidad adsorbente	760	kg/m ³
Volumen adsorbente	0,2265	m ³
Volumen total	10,2796	m ³
TA-303		
C_F	20,4663	kg/m ³
S	7,8853	m ³
m_A	161,3840	kg

C_e	1,1458	kg/m ³
S	7,8624	m ³
q_e	2,533E-05	kg/kg
Masa adsorbente	6015584,18	kg
Densidad adsorbente	760	kg/m ³
Volumen adsorbente	7915,2423	m ³
Volumen total	7915,2423	m ³

A partir de esto, los reactores y tanques de adsorción se trataron como tanques a presión. Es necesario mencionar que, debido a su alto volumen, se tendrá cuatro tanques TA-201; y dos tanques TA-303. Para los reactores y tanques de adsorción se utiliza una terminal elipsoidal, pues esta resulta más económica a grandes presiones [45]. Si bien solo R-101 tiene una presión mayor a 15 bar, este modelo se sigue prefiriendo para todos los reactores tanto por seguridad como por economía. La mayor estabilidad de la estructura permite reducir el espesor de pared requerido, y así, la cantidad de material necesario para la construcción del reactor. Adicionalmente, al no tener ángulos fuertes, esta geometría reduce los puntos muertos y favorece un mejor mezclado.

Tabla A 19. Dimensionamiento de los reactores y tanques de adsorción.

	Masa [kg]	Densidad [kg/m ³]	Volumen [m ³]	Volumen Reactor [m ³]	H/D	Diámetro [m]	Altura [m]
R-101	17209,43	835,63	20,59	24,71	2	2,51	5,01
R-201	17906,75	899,85	19,90	23,88	2	2,48	4,95
R-202	10519,09	894,50	11,76	14,11	2	2,08	4,16
R-301	10482,66	997,13	10,51	12,62	2	2,00	4,01
R-302	10628,38	997,13	10,66	12,79	2	2,01	4,02
R-303	23464,85	997,13	23,53	35,30	2	2,82	5,64
TA-201	-	760,06	31,91	35,10	1,5	3,10	4,65
TA-301	-	559,26	18,49	20,34	1,5	2,58	3,88
TA-302	-	991,91	10,28	11,31	1,5	2,13	3,19
TA-303	-	841,83	32,55	35,80	1,5	3,12	4,68

Tabla A 20. Especificaciones y dimensionamiento de los accesorios de los reactores y tanques de adsorción.

Equipo	Diámetro agitador [m]	Velocidad referencia [rpm]	Volumen referencia [m ³]	R	Velocidad agitador [rpm]	Viscosidad [Pa·s]	N _{Re}	N _P	Potencia agitador [W]	Area chaqueta [m ²]	Grosor chaqueta [m]
R-101	0,75	150	0,0006	34,535	14,144	1,59E-04	7,02E+05	0,21	2,341	11,84	0,12
R-201	0,74	150	0,0002	49,242	11,165	2,16E-04	4,28E+05	0,21	1,483	11,57	0,12
R-202	0,62	600	0,0001	52,063	43,033	1,71E-05	1,46E+07	0,21	9,116	8,15	0,08
R-301	0,60	630	0,001	23,279	77,273	2,55E-04	1,82E+06	0,3	38,833	7,56	0,08
R-302	0,60	630	0,001	23,387	77,037	8,77E-04	5,32E+05	0,21	27,646	7,63	0,08
R-303	0,85	400	0,00035	46,548	30,912	9,66E-04	3,81E+05	2,15	247,446	15,01	0,15
TA-201	0,93	200	1,500E-05	132,758	7,685	8,37E-04	1,01E+05	0,215	1,865	-	-
TA-301	0,78	150	8,145E-05	62,974	9,477	8,37E-04	6,34E+04	0,215	0,841	12,59	0,13
TA-302	0,64	200	2,033E-05	82,240	10,576	8,37E-04	8,49E+04	0,215	0,698	-	-
TA-303	0,94	200	1,500E-05	133,641	7,651	8,37E-04	1,12E+05	0,215	2,117	-	-

Finalmente, se calculó el grosor y la masa del equipo, como se muestra en la Tabla A 21. Si bien el grosor mostrado es el obtenido el cálculo, para la estimación de la masa del equipo se utilizó el grosor recomendado en la Tabla A 1. Se considera que estos equipos son de acero inoxidable, al ser el material más utilizado en la industria, y recomendado para las condiciones de operación. Para equipos que requieren una mayor resistencia a la corrosión se escogió como material el acero A316, que muestra mayor resistencia que A304.

Tabla A 21. Determinación del espesor de la pared de los reactores y tanques de almacenamiento.

R-101				
Volumen	24,71	m ³		
Presión	171	psi	1,179	N/mm ²
Temperatura	187	°C		
H/D	2			
D	8,221	ft	2,506	m
H	16,442	ft	5,012	m
R	49,326	in	1,253	m
S	14155,709	psi	97,6	MPa
E	0,7			
t_R	0,947	in	24,057	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,949	m ³		
M_R	6928,240	kg		
t_H	0,938	in	23,828	mm
Superficie heads	146,523	ft ²	13,612	m ²
M_H	2367,839	kg		
Masa total	9296,079	kg		
R-201				
Volumen	23,88	m ³		
Presión	53	psi	0,365	N/mm ²
Temperatura	140	°C		
H/D	2			
D	8,127	ft	2,477	m
H	16,255	ft	4,954	m
R	48,765	in	1,239	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			

t_R	0,203	in	5,167	mm
Densidad A316	8000	kg/m ³	8000	kg/m ³
Volumen	0,347	m ³		
M_R	2776,199	kg		
t_H	0,203	in	5,156	mm
Superficie heads	143,208	ft ²	13,304	m ²
M_H	957,921	kg		
Masa total	3734,120	kg		

R-202

Volumen	14,11	m ³		
Presión	165	psi	1,138	N/mm ²
Temperatura	186	°C		
H/D	2			
D	6,820	ft	2,079	m
H	13,641	ft	4,158	m
R	40,922	in	1,039	m
S	14170,213	psi	97,7	MPa
E	0,7			
t_R	0,757	in	19,230	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,522	m ³		
M_R	3811,782	kg		
t_H	0,750	in	19,054	mm
Superficie heads	100,848	ft ²	9,369	m ²
M_H	1303,191	kg		
Masa total	5114,974	kg		

R-301

Volumen	12,62	m ³		
Presión	25	psi	0,172	N/mm ²
Temperatura	115	°C		
H/D	2			
D	6,570	ft	2,003	m
H	13,140	ft	4,005	m
R	39,421	in	1,001	m
S	19580,130	psi	135	MPa
E	0,7			
t_R	0,079	in	2,011	mm
Densidad A316	8000	kg/m ³	8000	kg/m ³
Volumen	0,176	m ³		
M_R	1411,092	kg		

t_H	0,079	in	2,009	mm
Superficie heads	93,587	ft ²	8,695	m ²
M_H	486,894	kg		
Masa total	1897,986	kg		
R-302				
Volumen	12,79	m ³		
Presión	15	psi	0,103	N/mm ²
Temperatura	30	°C		
H/D	2			
D	6,601	ft	2,012	m
H	13,201	ft	4,024	m
R	39,603	in	1,006	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_R	0,0467	in	1,185	mm
Densidad A316	8000	kg/m ³	8000	kg/m ³
Volumen	0,178	m ³		
M_R	1424,139	kg		
t_H	0,047	in	1,185	mm
Superficie heads	94,453	ft ²	8,775	m ²
M_H	491,396	kg		
Masa total	1915,534	kg		
R-303				
Volumen	35,30	m ³		
Presión	35	psi	0,241	N/mm ²
Temperatura	30	°C		
H/D	2			
D	9,258	ft	2,822	m
H	18,517	ft	5,644	m
R	55,550	in	1,411	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_R	0,153	in	3,884	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,500	m ³		
M_R	3652,534	kg		
t_H	0,153	in	3,878	mm
Superficie heads	185,832	ft ²	17,264	m ²
M_H	1260,299	kg		
Masa total	4912,833	kg		

TA-201				
Volumen	35,10	m ³		
Presión	15	psi	15,000	N/mm ²
Temperatura	25	°C		
H/D	2			
D	10,171	ft	3,100	m
H	15,256	ft	4,650	m
R	61,024	in	1,550	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_R	0,072	in	1,827	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,498	m ³		
M_R	3636,503	kg		
t_H	0,072	in	1,826	mm
Superficie heads	224,262	ft ²	20,835	m ²
M_H	1673,023	kg		
Masa total	5309,526	kg		
TA-301				
Volumen	20,34	m ³		
Presión	15	psi	15,000	N/mm ²
Temperatura	30	°C		
H/D	2			
D	8,480	ft	2,585	m
H	12,720	ft	3,877	m
R	50,880	in	1,292	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_R	0,060	in	1,523	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,283	m ³		
M_R	2068,335	kg		
t_H	0,060	in	1,522	mm
Superficie heads	155,899	ft ²	14,483	m ²
M_H	951,566	kg		
Masa total	3019,901	kg		
TA-302				
Volumen	11,31	m ³		
Presión	15	psi	15,000	N/mm ²
Temperatura	25	°C		

H/D	2			
D	6,972	ft	2,125	m
H	10,459	ft	3,188	m
R	41,834	in	1,063	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_R	0,049	in	1,252	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,192	m ³		
M_R	1398,293	kg		
t_H	0,049	in	1,252	mm
Superficie heads	105,395	ft ²	9,792	m ²
M_H	643,304	kg		
Masa total	2041,597	kg		
TA-303				
Volumen	35,80	m ³		
Presión	15	psi	15,000	N/mm ²
Temperatura	25	°C		
H/D	2			
D	10,238	ft	3,121	m
H	15,357	ft	4,681	m
R	61,430	in	1,560	m
S	20015,244	psi	138	MPa
E	0,7			
t_R	0,072	in	1,839	mm
Densidad A304	7300	kg/m ³	7300	kg/m ³
Volumen	0,505	m ³		
M_R	3685,062	kg		
t_H	0,072	in	1,838	mm
Superficie heads	227,257	ft ²	21,113	m ²
M_H	1695,363	kg		
Masa total	5380,426	kg		

Evaporadores

Durante el dimensionamiento de los evaporadores se realizó tres iteraciones que permiten corregir los estimados obtenidos. En primer lugar, se corrigió los caudales de vapor de cada efecto, y, a continuación, sus áreas. Todos los cálculos se muestran en la Tabla A 22.

Tabla A 22. Dimensionamiento de los evaporadores.

E-202					
Datos					
P₃	13	kPa	T_{sat}	51,1	°C
X_F	0,022		X₃	0,700	
V_T	7606,78	kg			
t_{op}	3	horas	Efectos	3	
Feed	7848,86	kg			
	2616,29	kg/h			
P_F	3	bar	T_{sat}	133,5	°C
L₃	242,09	kg			
	80,70	kg/h			
Balance de masa					
V_T	2535,59	kg/h			
V₁	845,20	kg/h	L₁	1771,09	kg/h
V₂	845,20	kg/h	L₂	925,89	kg/h
V₃	845,20	kg/h	L₃	80,70	kg/h
X₁	0,032				
X₂	0,061				
X₃	0,700				
Temperaturas					
ΣΔT	78,545	°C			
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT₁	26,18	°C	EPE₁	0,018	°C
ΔT₂	26,18	°C	EPE₂	0,062	°C
ΔT₃	26,18	°C	EPE₃	3,775	°C
T₁	107,32	°C	T_{S1}	133,50	°C
T₂	81,12	°C	T_{S2}	107,30	°C
T₃	54,88	°C	T_{S3}	81,06	°C
Balance de energía					
cp_F	4,148	kJ/kg°C			
cp₁	4,132	kJ/kg°C			
cp₂	4,071	kJ/kg°C			
cp₃	2,718	kJ/kg°C			
Hs₁	2724,90	kJ/kg	hs₁	561,33	kJ/kg
Hs₂	2686,90	kJ/kg	hs₂	449,83	kJ/kg
Hs₃	2644,80	kJ/kg	hs₃	339,46	kJ/kg

Hs₄	2593,20	kJ/kg			
H₁	2686,93	kJ/kg	λ_{s1}	2163,57	kJ/kg
H₂	2644,92	kJ/kg	λ_{s2}	2237,10	kJ/kg
H₃	2600,31	kJ/kg	λ_{s3}	2305,46	kJ/kg
a	-4438,53		c	-197797,799	
b	-4575,55		d	-2314,69587	
L₁	1819,24	kg/h	V₁	797,05	kg/h
L₂	959,88	kg/h	V₂	859,36	kg/h
			V₃	879,18	kg/h
Corrección 1					
Balance de masa					
V_T	2535,59	kg/h			
V₁	797,05	kg/h	L₁	1819,24	kg/h
V₂	859,36	kg/h	L₂	959,88	kg/h
V₃	879,18	kg/h	L₃	80,70	kg/h
X₁	0,031				
X₂	0,059				
X₃	0,700				
Temperaturas					
ΣΔT	78,545	°C			
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT₁	26,18	°C	EPE₁	0,018	°C
ΔT₂	26,18	°C	EPE₂	0,062	°C
ΔT₃	26,18	°C	EPE₃	3,775	°C
T₁	107,32	°C	T_{s1}	133,50	°C
T₂	81,12	°C	T_{s2}	107,30	°C
T₃	54,88	°C	T_{s3}	81,06	°C
Balance de energía					
cp_F	4,148	kJ/kg°C			
cp₁	4,134	kJ/kg°C			
cp₂	4,075	kJ/kg°C			
cp₃	2,718	kJ/kg°C			
Hs₁	2724,90	kJ/kg	hs₁	561,33	kJ/kg
Hs₂	2686,90	kJ/kg	hs₂	450,21	kJ/kg
Hs₃	2644,80	kJ/kg	hs₃	339,46	kJ/kg
Hs₄	2593,20	kJ/kg			
H₁	2686,93	kJ/kg	λ_{s1}	2163,57	kJ/kg

H₂	2644,92	kJ/kg	λ_{s2}	2236,72	kJ/kg
H₃	2600,31	kJ/kg	λ_{s3}	2305,46	kJ/kg
a	-4438,00		c	-197797,799	
b	-4575,21		d	-2314,36273	
L₁	1819,18	kg/h	V₁	797,11	kg/h
L₂	959,92	kg/h	V₂	859,26	kg/h
			V₃	879,22	kg/h
			S	886,44	kg/h
Q₁	532,74	kW	A₁	5,09	m ²
Q₂	495,25	kW	A₂	4,73	m ²
Q₃	550,27	kW	A₃	5,25	m ²
			A_M	5,02	m ²
Corrección 2					
Temperaturas					
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT'₁	26,51	°C	EPE₁	0,018	°C
ΔT'₂	24,65	°C	EPE₂	0,062	°C
ΔT'₃	27,39	°C	EPE₃	3,775	°C
T₁	106,99	°C	T_{s1}	133,50	°C
T₂	82,32	°C	T_{s2}	106,97	°C
T₃	54,88	°C	T_{s3}	82,26	°C
Balace de energía					
cp_F	4,148	kJ/kg°C			
cp₁	4,134	kJ/kg°C			
cp₂	4,075	kJ/kg°C			
cp₃	2,718	kJ/kg°C			
H_{s1}	2724,90	kJ/kg	h_{s1}	561,33	kJ/kg
H_{s2}	2686,40	kJ/kg	h_{s2}	448,60	kJ/kg
H_{s3}	2646,80	kJ/kg	h_{s3}	344,50	kJ/kg
H_{s4}	2593,20	kJ/kg			
H₁	2686,43	kJ/kg	λ_{s1}	2163,57	kJ/kg
H₂	2646,92	kJ/kg	λ_{s2}	2237,83	kJ/kg
H₃	2600,31	kJ/kg	λ_{s3}	2302,42	kJ/kg
a	-4442,48		c	-197797,799	
b	-4567,23		d	-2311,41406	
L₁	1817,04	kg/h	V₁	799,24	kg/h
L₂	959,31	kg/h	V₂	857,73	kg/h

			V₃	878,62	kg/h
			S	887,31	kg/h
Q₁	533,27	kW	A₁	5,03	m ²
Q₂	496,83	kW	A₂	5,04	m ²
Q₃	548,57	kW	A₃	5,01	m ²
E.V	2,86	kg agua/kg vapor	A_M	5,03	m ²
E-303					
Datos					
P₃	13	kPa	T_{sat}	51,1	°C
X_F	0,021		X₃	0,045	
V_T	5311,96	kg			
t_{op}	3	horas	Efectos	3	
Feed	10024,29	kg			
	3341,43	kg/h			
P_F	3	bar	T_{sat}	133,5	°C
L₃	4712,33	kg			
	1570,78	kg/h			
Balance de masa					
V_T	1770,65	kg/h			
V₁	590,22	kg/h	L₁	2751,21	kg/h
V₂	590,22	kg/h	L₂	2161,00	kg/h
V₃	590,22	kg/h	L₃	1570,78	kg/h
X₁	0,026				
X₂	0,033				
X₃	0,045				
Temperaturas					
ΣΔT	82,332	°C			
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT₁	27,44	°C	EPE₁	0,011	°C
ΔT₂	27,44	°C	EPE₂	0,024	°C
ΔT₃	27,44	°C	EPE₃	0,033	°C
T₁	106,06	°C	T_{S1}	133,50	°C
T₂	78,60	°C	T_{S2}	106,04	°C
T₃	51,13	°C	T_{S3}	78,58	°C
Balance de energía					
cp_F	2696,969	kJ/kg°C			
cp₁	4,143	kJ/kg°C			

cp₂	4,124	kJ/kg°C			
cp₃	4,091	kJ/kg°C			
H_{s1}	2724,90	kJ/kg	hs₁	561,33	kJ/kg
H_{s2}	2684,90	kJ/kg	hs₂	444,50	kJ/kg
H_{s3}	2640,60	kJ/kg	hs₃	328,84	kJ/kg
H_{s4}	2593,20	kJ/kg			
H₁	2684,92	kJ/kg	λ_{s1}	2163,57	kJ/kg
H₂	2640,64	kJ/kg	λ_{s2}	2240,42	kJ/kg
H₃	2593,26	kJ/kg	λ_{s3}	2311,80	kJ/kg
a	-4441,71		c	-3744872	
b	-4580,93		d	-2316,51	
L₁	2866,14	kg/h	V₁	475,29	kg/h
L₂	2263,91	kg/h	V₂	602,23	kg/h
			V₃	693,14	kg/h
Corrección 1					
Balace de masa					
V_T	1770,65	kg/h			
V₁	475,29	kg/h	L₁	2866,14	kg/h
V₂	602,23	kg/h	L₂	2263,91	kg/h
V₃	693,14	kg/h	L₃	1570,78	kg/h
X₁	0,025				
X₂	0,031				
X₃	0,045				
Temperaturas					
ΣΔT	82,332	°C			
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT₁	27,44	°C	EPE₁	0,011	°C
ΔT₂	27,44	°C	EPE₂	0,024	°C
ΔT₃	27,44	°C	EPE₃	0,033	°C
T₁	106,06	°C	T_{s1}	133,50	°C
T₂	78,60	°C	T_{s2}	106,04	°C
T₃	51,13	°C	T_{s3}	78,58	°C
Balace de energía					
cp_F	4,149	kJ/kg°C			
cp₁	4,144	kJ/kg°C			
cp₂	4,127	kJ/kg°C			
cp₃	4,091	kJ/kg°C			

Hs₁	2724,90	kJ/kg	hs₁	561,33	kJ/kg
Hs₂	2684,90	kJ/kg	hs₂	444,50	kJ/kg
Hs₃	2640,60	kJ/kg	hs₃	328,84	kJ/kg
Hs₄	2593,20	kJ/kg			
H₁	2684,92	kJ/kg	λs₁	2163,57	kJ/kg
H₂	2640,64	kJ/kg	λs₂	2240,42	kJ/kg
H₃	2593,26	kJ/kg	λs₃	2311,80	kJ/kg
a	-4441,53		c	-3744872	
b	-4580,71		d	-2316,29	
L₁	2866,23	kg/h	V₁	475,20	kg/h
L₂	2264,07	kg/h	V₂	602,16	kg/h
			V₃	693,29	kg/h
			S	563,31	kg/h
Q₁	338,54	kW	A₁	3,08	m ²
Q₂	295,73	kW	A₂	2,69	m ²
Q₃	386,69	kW	A₃	3,52	m ²
			A_M	3,10	m ²
Corrección 2					
Temperaturas					
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT'₁	27,30	°C	EPE₁	0,011	°C
ΔT'₂	23,85	°C	EPE₂	0,024	°C
ΔT'₃	31,18	°C	EPE₃	0,033	°C
T₁	106,20	°C	Ts₁	133,50	°C
T₂	82,34	°C	Ts₂	106,19	°C
T₃	51,13	°C	Ts₃	82,32	°C
Balace de energía					
cp_F	4,149	kJ/kg°C			
cp₁	4,144	kJ/kg°C			
cp₂	4,128	kJ/kg°C			
cp₃	4,091	kJ/kg°C			
Hs₁	2724,90	kJ/kg	hs₁	561,33	kJ/kg
Hs₂	2685,20	kJ/kg	hs₂	445,30	kJ/kg
Hs₃	2646,90	kJ/kg	hs₃	344,75	kJ/kg
Hs₄	2593,20	kJ/kg			
H₁	2685,22	kJ/kg	λs₁	2163,57	kJ/kg
H₂	2646,94	kJ/kg	λs₂	2239,92	kJ/kg

H₃	2593,26	kJ/kg	λ_{s3}	2302,19	kJ/kg
a	-4446,73		c	-3744872	
b	-4555,60		d	-2307,08	
L₁	2859,35	kg/h	V₁	482,08	kg/h
L₂	2267,03	kg/h	V₂	592,33	kg/h
			V₃	696,25	kg/h
			S	571,30	kg/h
Q₁	343,35	kW	A₁	3,14	m ²
Q₂	299,95	kW	A₂	3,14	m ²
Q₃	378,79	kW	A₃	3,04	m ²
E.V	3,10	kg agua/kg vapor	A_M	3,11	m ²

E-305**Datos**

P₃	13	kPa	T_{sat}	51,1	°C
X_F	0,020		X₃	0,631	
V_T	21676,61	kg			
top	5	horas	Efectos	3	
Feed	22398,80	kg			
	4479,76	kg/h			
P_F	3	bar	T_{sat}	133,5	°C
L₃	722,18	kg			
	144,44	kg/h			

Balance de masa

V_T	4335,32	kg/h			
V₁	1445,11	kg/h	L₁	3034,65	kg/h
V₂	1445,11	kg/h	L₂	1589,54	kg/h
V₃	1445,11	kg/h	L₃	144,44	kg/h
X₁	0,030				
X₂	0,057				
X₃	0,631				

Temperaturas

ΣΔT	79,760	°C			
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT₁	26,59	°C	EPE₁	0,018	°C
ΔT₂	26,59	°C	EPE₂	0,060	°C
ΔT₃	26,59	°C	EPE₃	2,563	°C
T₁	106,91	°C	T_{S1}	133,50	°C

T₂	80,31	°C	T_{s2}	106,90	°C
T₃	53,66	°C	T_{s3}	80,25	°C
Balance de energía					
cp_F	4,150	kJ/kg°C			
cp₁	4,136	kJ/kg°C			
cp₂	4,077	kJ/kg°C			
cp₃	2,856	kJ/kg°C			
H_{s1}	2724,90	kJ/kg	h_{s1}	561,33	kJ/kg
H_{s2}	2686,30	kJ/kg	h_{s2}	448,30	kJ/kg
H_{s3}	2643,40	kJ/kg	h_{s3}	336,06	kJ/kg
H_{s4}	2593,20	kJ/kg			
H₁	2686,33	kJ/kg	λ_{s1}	2163,57	kJ/kg
H₂	2643,51	kJ/kg	λ_{s2}	2238,03	kJ/kg
H₃	2598,03	kJ/kg	λ_{s3}	2307,45	kJ/kg
a	-4439,40		c	-353112,5	
b	-4578,03		d	-2316,06099	
L₁	3118,69	kg/h	V₁	1361,07	kg/h
L₂	1649,04	kg/h	V₂	1469,65	kg/h
			V₃	1504,60	kg/h
Corrección 1					
Balance de masa					
V_T	4335,32	kg/h			
V₁	1361,07	kg/h	L₁	3118,69	kg/h
V₂	1469,65	kg/h	L₂	1649,04	kg/h
V₃	1504,60	kg/h	L₃	144,44	kg/h
X₁	0,029				
X₂	0,055				
X₃	0,631				
Temperaturas					
ΣΔT	79,764	°C			
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT₁	26,59	°C	EPE₁	0,017	°C
ΔT₂	26,59	°C	EPE₂	0,057	°C
ΔT₃	26,59	°C	EPE₃	2,563	°C
T₁	106,91	°C	T_{s1}	133,50	°C
T₂	80,31	°C	T_{s2}	106,90	°C
T₃	53,66	°C	T_{s3}	80,25	°C

Balance de energía					
cp_F	4,150	kJ/kg°C			
cp₁	4,137	kJ/kg°C			
cp₂	4,081	kJ/kg°C			
cp₃	2,856	kJ/kg°C			
H_{s1}	2724,90	kJ/kg	h_{s1}	561,33	kJ/kg
H_{s2}	2686,30	kJ/kg	h_{s2}	448,30	kJ/kg
H_{s3}	2643,40	kJ/kg	h_{s3}	336,06	kJ/kg
H_{s4}	2593,20	kJ/kg			
H₁	2686,33	kJ/kg	λ_{s1}	2163,57	kJ/kg
H₂	2643,51	kJ/kg	λ_{s2}	2238,03	kJ/kg
H₃	2598,03	kJ/kg	λ_{s3}	2307,45	kJ/kg
a	-4439,25		c	-353112,5	
b	-4577,71		d	-2315,74488	
L₁	3118,75	kg/h	V₁	1361,01	kg/h
L₂	1649,18	kg/h	V₂	1469,57	kg/h
			V₃	1504,74	kg/h
			S	1511,05	kg/h
Q₁	908,13	kW	A₁	8,54	m ²
Q₂	846,11	kW	A₂	7,96	m ²
Q₃	941,93	kW	A₃	8,86	m ²
			A_M	8,45	m ²
Corrección 2					
Temperaturas					
U₁	4000	W/m ² °C			
U₂	4000	W/m ² °C			
U₃	4000	W/m ² °C			
ΔT'₁	26,87	°C	EPE₁	0,017	°C
ΔT'₂	25,03	°C	EPE₂	0,057	°C
ΔT'₃	27,87	°C	EPE₃	2,563	°C
T₁	106,63	°C	T_{s1}	133,50	°C
T₂	81,59	°C	T_{s2}	106,62	°C
T₃	53,66	°C	T_{s3}	81,53	°C
Balance de energía					
cp_F	4,150	kJ/kg°C			
cp₁	4,137	kJ/kg°C			
cp₂	4,082	kJ/kg°C			
cp₃	2,856	kJ/kg°C			
H_{s1}	2724,90	kJ/kg	h_{s1}	561,33	kJ/kg

Hs₂	2685,90	kJ/kg	hs₂	447,12	kJ/kg
Hs₃	2645,60	kJ/kg	hs₃	341,44	kJ/kg
Hs₄	2593,20	kJ/kg			
H₁	2685,93	kJ/kg	λs₁	2163,57	kJ/kg
H₂	2645,71	kJ/kg	λs₂	2238,81	kJ/kg
H₃	2598,03	kJ/kg	λs₃	2304,27	kJ/kg
a	-4443,39		c	-353112,5	
b	-4569,27		d	-2312,684	
L₁	3114,96	kg/h	V₁	1364,80	kg/h
L₂	1648,14	kg/h	V₂	1466,81	kg/h
			V₃	1503,70	kg/h
			S	1513,06	kg/h
Q₁	909,34	kW	A₁	8,46	m ²
Q₂	848,76	kW	A₂	8,48	m ²
Q₃	938,87	kW	A₃	8,42	m ²
E.V	2,87	kg agua/kg vapor	A_M	8,45	m ²

8.5.4. Balance de energía

Para el balance de energía se consideró la energía consumida por cada equipo presente en el proceso. Para los equipos seleccionados a partir de catálogo, esa se estableció como la potencia dada en las especificaciones. Para los equipos dimensionados, los cálculos de requerimiento de energía se muestran a continuación.

Tabla A 23. Consumo de energía de los intercambiadores de calor.

Equipo	Componente	cp [kJ/kg °C]	ΔT [°C]	cpΔT [kJ/kg]	Flujo [kg/h]	Q [kJ/h]	Q [kW]	Q [kW]
E-201	Agua	-	70,00	293,3613	2558,6343	750604,1613	208,5012	210,894
	Sorbitol	2,13		148,8826	56,4867	8409,8804	2,3361	
	Manitol			174,6909	0,8144	142,2729	0,0395	
	Eritritol	2,50		180,9664	0,3517	63,6505	0,0177	
	Propilenglicol	-		-357,002125	12973,693	-4631636,140	-1286,566	
	Etilenglicol	2,13		-180,786024	246,530	-44569,178	-12,380	
E-301	Agua	-	-85,00	-117,3	213,932	-25094,211	-6,971	-1334,250
	Celulosa (sac)	2,13		-172,182201	52,971	-9120,597	-2,533	
	Hemicelulosa (sac)			-144,019666	14,318	-2062,126	-0,573	
	Xilosa			-191,019116	475,439	-90817,951	-25,227	
	Arabinosa	1,38		293,3613	3284,4808	963539,3859	267,6498	
	Glucosa	-		148,8826	53,4818	7962,5159	2,2118	
	Ácido sulfúrico	1,69		154,8644	2,41E-04	0,0373	1,04E-05	
	Ácido acético	-		118,6044	0,8320	98,6773	0,0274	
	Furfural	1,69						
Fenol y otros	-							
E-302	Agua	-	70,00					270,002
	Celulosa (sac)	2,13						
	Hemicelulosa (sac)							
	Xilosa							
	Arabinosa	-						
	Glucosa	1,69						
	Ácido acético	-						
	Furfural	1,69						

	Fenol	-		154,3618	2,6351	406,7600	0,1130	
E-304	Agua	-	70	293,3613	4436,5298	1301505,9205	361,5294	363,322
	Xilosa	2,13		148,8826	40,1168	5972,6885	1,6591	
	Arabinosa							
	Xilitol	-		154,8644	8,43E-05	0,0130	3,62E-06	
	Ácido acético	1,69		118,6044	0,0252	2,9857	8,29E-04	
	Furfural	-		154,3618	3,0874	476,5748	0,1324	
	Fenol							

Tabla A 24. Requerimiento de vapor y agua de enfriamiento de los intercambiadores de calor.

E-201			E-302			E-304			E-301		
Q	210,894	kW	Q	270,002	kW	Q	363,322	kW	Q	-1334,25006	kW
hfg LP	2163,47	kJ/kg	hfg LP	2163,47	kJ/kg	hfg LP	2163,47	kJ/kg	cp	4,182	kJ/kg
Ws	0,097479713	kg/s	Ws	0,12480046	kg/s	Ws	0,168	kg/s	Tin	20	°C
	350,9269669	kg/h		449,281652	kg/h		604,565	kg/h	Tout	95	°C
	1130686,687	kg/año		1447585,484	kg/año		665021,471	kg/año	hin	84,007	kJ/kg
Tout	133,52	°C	Tout	133,52	°C	Tout	133,52	°C	hout	398,1	kJ/kg
ΔT₁	108,52	°C	ΔT₁	108,52	°C	ΔT₁	108,52	°C	Masa	4,24794585	kg/s
ΔT₂	55	°C	ΔT₂	55	°C	ΔT₂	55	°C		15292,6051	kg/h
LMTD	78,75	°C	LMTD	78,75	°C	LMTD	78,75	°C			
U	2500	W/m ² °C	U	2500	W/m ² °C	U	2500	W/m ² °C			
Area	1,071	m ²	Area	1,371	m ²	Area	1,845	m ²			

Tabla A 25. Requerimientos de energía para calentar la alimentación de reactores y tanques de adsorción.

R-101		
Masa	17209,43	kg
Tiempo	4200	s
ΔT	162	°C
cpΔT	682,23546	kJ/kg
Calor (Q)	2795,448	kJ/s
h_{fg} MP	1889,8	kJ/kg
Ws	1,479	kg/s
	5325,226	kg/h
	6672508,049	kg/año

R-202							
Componente	cp [kJ/kg °C]	ΔT [°C]	cp ΔT [kJ/kg]	Masa [kg]	Tiempo [s]	Q [kW]	Q [kW]
Agua	-	161	677,907137	9894,65	3600	1863,23632	1917,37089
Celulosa	2,4698		397,636725	358,52		39,5996875	
Hemicelulosa			177,1	211,72		10,4153967	
Lignina	1,1		2423,91168	6,12		4,11948117	
Hidrógeno	-						
h_{fg} MP	1889,8	kJ/kg					
Ws	1,015	kg/s					
	3652,522	kg/h					
	3922808,123	kg/año					

R-303							
Componente	cp [kJ/kg °C]	ΔT [°C]	cp ΔT [kJ/kg]	Masa [kg]	Tiempo [s]	Q [kW]	Q [kW]
Agua	-	5	20,90225	22182,65	300	1545,55757	1571,48029
Celulosa	1,8820		9,409833	783,27		24,5680033	
Hemicelulosa							
Xilosa							
Arabinosa							
Glucosa	-		3,59617332	1,20E-03		1,44E-05	
Ácido acético	1,69		8,45	0,24		6,86E-03	
Furfural	-		10,4774918	38,59		1,35	
Fenol	-		71,5725	7,23		1,73	
Hidrógeno	-						

h_{fg} LP	2163,470	kJ/kg
Ws	0,726	kg/s
	2614,933	kg/h
	47940,438	kg/año

TA-301							
Componente	cp [kJ/kg °C]	ΔT [°C]	cp ΔT [kJ/kg]	Masa [kg]	Tiempo [s]	Q [kW]	Q [kW]
Agua	-	5	20,90225	9853,44	300	686,530383	692,893896
Celulosa	1,8820		9,409833	184,90		5,79951523	
Hemicelulosa							
Xilosa							
Arabinosa							
Glucosa							
Ácido acético	-		3,59617332	5,87E-03		7,04E-05	
Furfural	1,69		8,45	10,74		0,30247538	
Fenol	-		10,4774918	89,83		0,26145185	

h_{fg} LP	2163,470	kJ/kg
Ws	0,320	kg/s
	1152,971	kg/h
	103190,899	kg/año

Tabla A 26. Requerimientos de energía para mantener la temperatura de los reactores y tanques de adsorción.

R-201		
Mantener a 140°C		
U_{cool}	100	W/m ² C
Area	4,820	m ²
Q_{out}	-55427,575	W
Q_{needed}	55,428	kW
h_{fg} LP	2163,47	kJ/kg
Ws	0,026	kg/s
	92,231	kg/h
	99056,227	kg/año
R-202		
Mantener a 186°C		
U_{cool}	100	W/m ² C
Area	3,394	m ²
Q_{out}	-54645,547	W
Q_{needed}	54,646	kW
h_{fg} MP	1889,8	kJ/kg
Ws	0,029	kg/s
	104,098	kg/h
	670806,041	kg/año
R-301		
Mantener a 115°C		
U_{cool}	100	W/m ² C
Area	3,150	m ²

Q_{out}	-28347,832	W
Q_{needed}	28,348	kW
h_{fg} LP	2163,47	kJ/kg
Ws	0,013	kg/s
	47,171	kg/h
	59104,772	kg/año
R-302		
Mantener a 30°C		
U_{cool}	100	W/m ² C
Area	3,179	m ²
Q_{out}	-1589,440	W
Q_{needed}	1,589	kW
h_{fg} LP	2163,47	kJ/kg
Ws	0,001	kg/s
	2,645	kg/h
	2840,535	kg/año
R-303		
Mantener a 30°C		
U_{cool}	100	W/m ² C
Area	6,254	m ²
Q_{out}	-3127,170	W
Q_{needed}	3,127	kW
h_{fg} LP	2163,470	kJ/kg
Ws	0,001	kg/s
	5,204	kg/h
	82424,864	kg/año
TA-301		
Mantener a 30°C		
U_{cool}	100	W/m ² C
Area	5,247	m ²
Q_{out}	-2623,459	W
Q_{needed}	2,623	kW
h_{fg} LP	2163,470	kJ/kg
Ws	0,001	kg/s
	4,365	kg/h
	5860,575	kg/año

Tabla A 27. Requerimientos de energía de las bombas.

		1	2	3	4	5
Masa	kg	8024,10	7848,86	10482,66	10138,92	10053,17
Densidad	kg/m ³	997,13	997,13	997,13	997,13	997,13
Tiempo	h	0,50	3	0,75	2,03	0,25
Flujo	kg/h	16048,20	2616,29	13976,88	4985,65	40212,67
	m ³ /h	16,09	2,62	14,02	5	40,33
Altura	m	5,12	5,5	6,19	4,26	3,51
Q	W	319,55	56,02	336,97	82,77	548,92
	kWh/año	171,60	180,49	271,43	180,78	147,39
		6	7	8	9	
Masa	kg	10024,29	23004,75	22573,51	22398,80	
Densidad	kg/m ³	997,13	997,13	997,13	997,13	
Tiempo	h	3	1	4,53	3	
Flujo	kg/h	3341,43	23004,75	4985,65	7466,27	
	m ³ /h	3,35	23,07	5	7,49	
Altura	m	4,4	6,21	5,15	5,5	
Q	W	57,23	555,97	99,94	159,86	
	kWh/año	184,41	122,31	99,54	105,51	

Tabla A 28. Requerimiento de energía de los compresores.

C-201			C-301		
P ₁	1,00	atm	P ₁	1,00	atm
P ₂	11,64	atm	P ₂	2,38	atm
R	8,31	J/mol K	R	8,31	J/mol K
T	298,15	K	T	298,15	K
Masa	6,12	kg	Masa	7,23	kg
Tiempo llenado	1800,00	s	Tiempo llenado	1800,00	s
Flujo másico	3,40E-03	kg/s	Flujo másico	4,02E-03	kg/s
Masa molar	2,02E-03	kg/mol	Masa molar	2,02E-03	kg/mol
Flujo molar	1,69	mol/s	Flujo molar	1,99	mol/s
Trabajo	12821,38	W	Trabajo	5359,83	W
	12,82	kW		5,36	kW

Finalmente, se presenta el requerimiento de energía de cada equipo. Su consumo se calculó tomando en cuenta la potencia del equipo y sus horas de operación.

Tabla A 29. Requerimiento de energía de los equipos presentes en la planta.

Equipo	Detalle	Potencia [kW]	Tiempo de operación [h/año]	Energía total [kWh/año]
V-101	Operación	14,70	2160,00	31752,00
CR-101	Operación	30,00	2160,00	64800,00
D-101	Operación	36,50	2160,00	78840,00
R-101	Agitador	2,34E-03	1253,00	2,93
	Chaqueta - calentar	2795,45	1253,00	3502696,03
R-201	Agitador	1,48E-03	1074,00	1,59
	Chaqueta - mantener caliente	55,43	1074,00	59529,22
V-201	Operación	1,10	30781,46	33859,61
C-201	Operación	10,26	537,00	5508,07
R-202	Agitador	9,12E-03	7518,00	68,53
	Chaqueta - calentar	1917,37	1074,00	2059256,33
	Chaqueta - mantener caliente	54,65	6444,00	352135,90
TA-201	Agitador	1,87E-03	716,00	1,34
E-201	Operación	210,89	3222,00	679501,87
E-202	Operación	1578,66	3222,00	5086457,77
R-301	Agitador	3,88E-02	1253,00	48,66
	Chaqueta - mantener caliente	28,35	1253,00	35519,83
E-301	Operación	-1334,25	805,50	-1074738,42
R-302	Agitador	2,76E-02	1074,00	29,69
	Chaqueta - mantener caliente	1,59	1074,00	1707,06
CT-301	Operación	11,00	2289,55	25185,01
TA-301	Agitador	8,41E-04	1432,00	1,20
	Chaqueta - calentar	692,89	89,50	62014,00
	Chaqueta - mantener caliente	2,62	1342,50	3521,99
TA-302	Agitador	6,98E-04	805,50	0,56
E-302	Operación	270,00	3222,00	869946,60
E-303	Operación	1022,09	3222,00	3293172,66
C-301	Operación	4,29	110,00	471,67
R-303	Agitador	2,47E-01	15840,00	3919,55
	Chaqueta - calentar	1571,48	18,33	28810,47
	Chaqueta - mantener caliente	3,13	15840	49534,37
CT-302	Operación	11,00	1035,42	11389,67

TA-303	Agitador	2,12E-03	1760,00	7,45
E-304	Operación	363,32	1100,00	399653,89
E-305	Operación	2696,97	1100,00	2966665,95
E-306	Operación	27,30	221,08	6035,39
D-301	Operación	30,90	69,28	2140,88
Destilador	Operación	2,2	8592	18902,40
Bombas	Operación	-	-	1024,42

8.5.5. Relación entre operaciones

Se presenta el cuadro construido para analizar las relaciones entre operaciones. En este se muestran solo las relaciones más relevantes utilizadas en la disposición de planta. Para leer el cuadro se debe desplazar a lo largo de la diagonal correspondiente a cada operación. La clasificación de la relación entre operaciones se escribe en la intersección de las diagonales pertinentes.

1	Recepción																					
2	Lavado y reducción tamaño	A																				
3	Secado	A	X	O																		
4	Almacenamiento MP	E																				
5	Autohidrólisis	A	I																			
6	Tratamiento NaOH	A																				
7	Hidrogenación catalítica	A																				
8	Purificación sorbitol y xilitol	A			X	A														XX		
9	Evaporación sorbitol y xilitol	A				I																O
10	Tratamiento ácido					I						XX										
11	Neutralización	E			I							XX										I
12	Detoxificación hidrolizado	A							XX			XX		A								
13	Almacenamiento TK-301	A			XX								A		E							
14	Cultivo levadura																					
15	Biorreactor	A																				
16	Cristalización					I																
17	Almacenamiento producto				A																	

Figura A 3. Cuadro de relaciones para la disposición de operaciones en la planta.

Para establecer las relaciones se consideró que las operaciones secuenciales tienen una relación “Muy necesaria” (A), a excepción de aquellas en que la interacción de reactivos puede resultar peligrosa. Por otra parte, se dio una relación “Deseable” (I) a operaciones con equipos

o reactivos similares, que se beneficien de características compartidas en el almacenamiento, operación y control. Por último, dado el alto nivel de control requerido en la ruta biológica, se determinó que la cercanía de los microorganismos con compuestos como ácidos o base, así como inhibidores es “Muy indeseable” (XX)

8.6. Anexo F – Cálculos de análisis económico

8.6.1. Estimación de costos de los equipos

Se presenta las cotizaciones y recopilación de precios de los equipos principales del proceso. Para aquellos equipos en que se tiene un rango de precios, se realizó una interpolación, considerando que el precio menor corresponde al modelo de menor capacidad; mientras que el precio mayor está dado para el modelo de mayor capacidad.

Balsa de lavado (V-101)

Proveedor: Henan Ultrion Intelligent Technology Co., Ltd [67].



Ready to Ship In Stock Fast Dispatch

fruit & vegetables bubble cleaning and washing machine conveyor belt washer

1 - 2 Sets	3 - 4 Sets	>=5 Sets
\$3,980.00	\$3,860.00	\$3,720.00

Machinery Capa... 100-500kg/h \$3,980.00

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

2 years for machinery warranty

Protection: Trade Assurance protection your alibaba.com order
 On-time Dispatch Guarantee Refund Policy

1. The tank is made of the stainless plate of high quality with the thickness of 1.5mm;2. Conveyor belt is made of stainless chain and stainless mesh belt;
3. Multi-function, widely application, will not hurt foods;
4. With secondary spray system and water recycling system, saving water;
5. Can be added ozone and ultrasonic generator.


Technical Parameters				
Model	Dimension(mm)	Weight(kg)	Power(kw)	Capacity(kg/h)
ACQP2500	2500*1200*1300	400	4.5	100-500
ACQP4000	4000*1200*1300	700	6.5	500-1000
ACQP5000	5000*1200*1300	900	8.8	1000-1500
ACQP6000	6000*1200*1300	1000	9.2	1500-2000
ACQP8000	8000*1200*1400	2000	14.7	2000-3000

Figura A 4. Especificaciones y costo de la balsa de lavado.

Por el caudal a tratar, se optó por utilizar paralelamente dos equipos del modelo ACPQ8000. Cabe notar que el equipo seleccionado incluye un filtro, por lo que el precio mostrado abarca también el que se hubiera considerado para F-101.


Filtros (F-201, F-202 y F-204)

Proveedor: Wuxi Yosun Environmental Protection Equipment Co., Ltd [68].



Mechanical Filter Fine Bar Screens for Wastewater Treatment
 FOB Reference Price: [Get Latest Price](#)

\$1,200.00 - \$3,500.00 / Set | 1 Set/Sets(Min. Order)

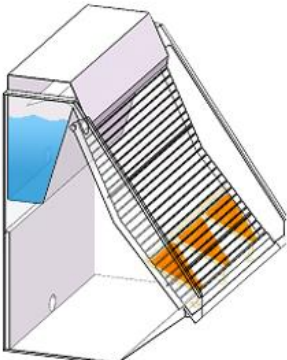
Benefits  US \$3,000 Coupons Apply Now >

Model Number: HS-1000

Processing Cap... screen with its self-cleaning effect

Lead Time[Ⓞ]:

Quantity(Sets)	1 - 10	11 - 50	>50
Est. Time(days)	30	60	To be negotiated



HS Model	Piping Connections()		Physical Dimensions(m)			Weight (Kg)	Capacities(m3/h)		
	Inlet:(a)	Effluent:(b)	L	W	H		0.5mm	1mm	1.5mm
HS-300	80	80	1.43	0.43	2	150	6	13	16
HS-500	100	100	1.43	0.63	2	180	10	22	35
HS-700	100	100	1.43	0.83	2	200	15	30	50
HS-800	100	125	1.43	0.93	2	250	16	35	55
HS-1000	150	150	1.43	1.13	2	230	20	45	70
HS-1500	150	150	1.43	1.63	2	300	30	65	100
HS-2000	200	200	1.43	2.13	2	400	40	75	120

Figura A 5. Especificaciones y costo de los filtros.

Para los filtros F-201, F-202 y F-204 se escogió el modelo HS-700 pues este permite tratar los caudales requeridos en un tiempo adecuado (1h – 1h20min), de manera que se tiene el tiempo adecuado para acondicionar los equipos antes del siguiente batch.

Cortadora (CR-101)

Proveedor: GEP ECOTECH, CO. LTDA.

PART B: DESIGN PARAMETERS

(Parameters for reference, the actual parameter based on your material and shredder working condition)

Raw material: cocoa pod;

Final product size: around 4-10mm;

Capacity: around 1000-2000 kgs per hour (with continuously and evenly feeding for different materials);

PART C: EQUIPMENT QUOTATION

No.	Equipment name	Power (KW)	Quantity (set)	Amount (USD)
1	DK-1000 Plastic crusher	30	1	13000
2	Control box	--	-	Included
FOB Qingdao Port Price				13000
CIF Main Port of Ecuador				19000

	Plastic Crusher	
	<ol style="list-style-type: none"> 1. Model: DK-1000 2. Feeding opening size: 1000*470mm 3. Motor power: 30kw 4. Rotary speed: 560 rpm 5. Rotary cutter size: 500mm 6. Weight: Approx 2000kgs 7. Dimension: L1800*W1750*H2200mm 	

Figura A 6. Especificaciones y costos del equipo de reducción de tamaño.

Este equipo fue cotizado directamente con un proveedor para cumplir los requerimientos específicos de la biomasa y el proceso.

Secador rotatorio (D-101)

Proveedor: Dream Techno Machineries & Equipments Private Limited [69].



OSA Biomass Residue Dryer

[Feeding size] : ≤25mm, particle/residue/powder/filter cake

[Feeding moisture] : 25% to 85%

[Applicable material] : Suitable to dry fermented spent grain, fermented soybean meal, fermented medicine dregs, fermented bean dregs, solid fermented material, mixing fermented materials, corn fiber, brewer's grain, spent grain, sugar/vinegar residues, soysauce residues, bran, grass, insect shell, fish and shrimp.

✉ E-mail: service@tdaxy.com

☎ Tel: +86-18539990967

Item	Dryer		Power of ID Fan	Overall Dimensions (L*W*H)	Mixing & Dispersing Device	Pulse Drying Device
	Power	Feeder				
TDOSA-I	4-4.5 KW	1.1KW	5.5 KW	1.5*5.5*2	We can match	optional
TDOSA-II	5.5 KW	1.5KW	5.5 KW	1.8*5.5*2		
TDOSA-III	7.5 KW	1.5KW	11 KW	2.5*9.5*2.2	Fixed Z-shaft lifting system	optional
TDOSA-IV	11 KW	2.2KW	15 KW	2.8*9.5*2.5		
TDOSA-V	15 KW	3KW	18.5 KW	3.0*10*2.8	or mixing or dispersing device	optional
TDOSA-VI	18.5 KW	3KW	22 KW	3.0*11*3.0		



vip@tdaxy.com

Jun 25/11/2021 3:53

Para: Usted

Dear Andrea,

For this kind of material, I suggest our OSA drum dryer. You can check below link for details:

<https://www.hntaida.com/378.html>

Based on 6tph input capacity and reduce moisture from 70% to 0, suitable model will be OSA-V whose price is about USD42,000.

Best regards



Sales Director: Sophie

Overseas Trade Dept. | 中联泰达®

Address: High and New-tech Industry Zone, Zhengzhou city, China

MP: +86 18539990967 Website: www.hntaida.com


Email: vip@tdaxy.com

Figura A 7. Especificaciones y costo del secador rotatorio.

Este equipo fue cotizado directamente con un proveedor para cumplir los requerimientos específicos de la biomasa y el proceso.

Balsa de lavado (V-201 y F-203):

Proveedor: Henan Ultron Intellegent Technology Co., Ltd [70].



Ultron 2021 Top Fashion SUS 304 Stainless Steel Small And Mediumsized Vegetable Washer For Sale

1 - 4 Sets	5 - 9 Sets	10 - 99 Sets	>=100 Sets
\$1,800.00	\$1,680.00	\$1,500.00	\$900.00

Machinery Capa...

Samples: 300 kg/h
\$1,800.00/Set | 1 Set (Min. Order) | [Buy Samples](#)

Lead Time(?):

Quantity(Sets)	1 - 1	2 - 5	6 - 10	>10
Est. Time(days)	10	12	15	To be negotiated

Customization: Customized logo(Min. Order: 1 Sets)
Customized packaing(Min. Order: 1 Sets)

Main Parameters:

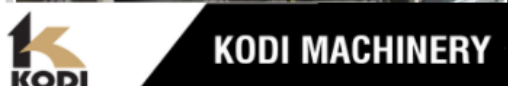
Model	Dimension	Motor power	Roller length	Capacity
ACMG600	1400*850*800mm	1.1kw	600mm	300 kg/h

Figura A 8. Especificaciones y costo de la balsa de lavado V-201.

Se escogió este equipo dado que está pensado para la limpieza de vegetales, frutas y productos del mar. Por esto, se sabe que su operación no dañará la biomasa. Adicionalmente, al incluir un cepillo, se permite una limpieza profunda de la biomasa a fin de reducir los inhibidores que entran a la siguiente operación. Por último, de la presentación del producto se observa que este incluye una descarga separada de agua y materia sólida; por lo su estimación de costo incluye también al filtro F-203.

Secadora de bandeja (D-301)

Proveedor: Changzhou Kodi Machinery Co., Ltd [71].



CT/CT-C Series Hot Air Circulating Food Industrial Tray Dryer

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

\$4,500.00 - \$15,000.00 / Set | 1 Set/Sets(Min. Order)

Model Number:

Lead Time@:	Quantity(Sets)	1 - 3	>3
Est. Time(days)	30	To be negotiated	

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

Model	Drying capacity (kg/lot)	Electric heating power(kw)	Fan power(kw)	Overall dimensions W*D*H(mm)	Equipped drying shelf(set)	Drying plate equipped (pc)	Temperature automatic control box	Total weight(kg)
CT-C-0	60	6-9	0.45	1380*1200*2000	1	24	available	820
CT-C-I	120	15	0.45	2260*1200*2000	2	48	available	1580
CT-C-II	240	30	0.45*2	2260*2200*2000	4	96	available	1800
CT-C-II A	240	30	0.45*2	4280*1200*2270	4	96	available	1880
CT-C-III	360	45	0.45*3	2260*3200*2000	6	144	available	2100
CT-C-III A	360	45	0.45*3	3240*2200*2000	6	144	available	2210
CT-C-IV	480	60	0.45*4	4480*2200*2270	8	192	available	2800
CT-I	120	15	1.1	2480*1200*2375	2	48	none	1220
CT-II	240	30	1.1	2480*2200*2438	4	96	none	1530
CT-III	360	45	2.2	3430*2200*2620	6	144	none	2110
CT-IV	480	60	2.2	4460*2200*2620	8	192	none	2300

Figura A 9. Especificaciones y costo del secador de bandejas.

Debido a la cantidad a tratar en cada batch, se escogió el modelo CT-C-II, que, si bien es un poco grande, permite tratar el batch en su totalidad, de manera que no se requiere un equipo paralelo, o una división del producto obtenido, la cual complicaría la operación de la planta y afectaría la homogeneidad del lote.

Centrifuga (CT-301 y CT-302)

Proveedor: Liaoyang Xianglong Pharmaceutical Machinery Co., Ltd [72].



Beer Yeast Disc Stack Centrifuge with self cleaning

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

\$5,000.00 - \$29,800.00 / Set | 1 Set/Sets(Min. Order)

Lead Time☺:	Quantity(Sets)	1 - 1	>1
	Est. Time(days)	25	To be negotiated

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

Shipping: Support Express · Sea freight · Land freight · Air freight


Model	D5	D10	D30	D50	D100
Bowl inner(mm)	230	300	400	470	540
Capacity (L/H)	500	1000	3000	5000	10000
fat output	Centrifugal pump	OPEN	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump
Discharge	PLC	MANUAL	PLC	PLC	PLC
Weight (kg)	150	180	500	1220	1800
Bowl speed (R/M)	7546	7546	6500	6022	6000-6600
Separator factor	6960	8817	8817	9120	9000-10000
Skim milk output	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump	Centrifugal pump
Power(KW)	380V /1.5KW	380V /1.5KW	380V/7.5KW	380V/11KW	380V/15kw
Output pressure(MPA)	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
Fat in skim milk	0.015-0.04%	0.015-0.04%	0.015-0.04%	0.015-0.04%	0.015-0.04%
Dimension(m m)	700*550*800	680*400*680	1100*650*1250	1250*1100*1500	1400*1000*1800

Figura A 10. . Especificaciones y costo de las centrífugas.

Se escogió el modelo D50, ya que la capacidad mostrada permite tratar efectivamente los caudales requeridos. En ambos casos (CT-301 y CT-302) se asegura que la solución no se retiene un tiempo excesivo en el equipo anterior, de manera que se evita la progresión indeseada de reacciones y se deja suficiente tiempo de limpieza del equipo antes de la llegada del siguiente batch.

Evaporador cristalizador (E-306)

Proveedor: Zhangjiagang Wolter Machinery Co., Ltd [73].



multiple effect stainless steel evaporator crystallizer, industrial horizontal sugar PET Crystallize/ PET Crystallization

CE [View More](#)

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

\$3,040.00 - \$12,750.00 / Set | 1 Set/Sets(Min. Order)

Model Number:

Lead Time🕒:

Quantity(Sets)	1 - 2	3 - 5	>5
Est. Time(days)	15	30	To be negotiated

Model (WRC)	160U	450U	900U	1600U	2500U
hopper capacity(KG)	100	300	60	1000	1500
Heater power(KW)	12	24	48	86	128
Blending motor power(KW)	0.25	1.1	1.5	1.5	2.2
Blower power(KW)	0.55	2.2	3	8.5	15
Max. throughput (KG/h)	50	150	300	500	750
Dimensions					
W (mm)	2380	3850	4450	5350	5670
D (mm)	1040	1440	1930	2190	2350
H (mm)	1140	2370	2890	3570	4050
Weight (mm)	230	500	870	2290	2790

Figura A 11. Especificaciones y costo del evaporador cristalizador.

Para este equipo se eligió el modelo 450U en función de la cantidad esperada de producto. Para esto, se consideró la capacidad de la tolva, puesto que esta recogerá el producto cristalizado. Se buscó tratar todo el batch en conjunto a fin de mantener su homogeneidad.

Para la cotización de demás equipos de la planta se consideró también el cálculo con factores basados en datos históricos. Debido a que muchos equipos se encontraban fuera del rango de cálculo considerado en este método, se consideró solo los costos de catálogo. Entre estos equipos se encuentran intercambiadores de calor, agitadores y compresores [74]–[76]. En el caso de los reactores y tanques de adsorción se vio que el cálculo con factores históricos presenta una seria sobrestimación respecto al precio de mercado; por lo que se utilizó valores

de catálogo [77]. Similarmente, se vio que el valor estimado para TK-101 es extremadamente alto (superando los USD 1 000 000). Esto, sumado a que el equipo en específico no está considerado en este método llevo a que se utilice los valores de catálogo [78]. Por otra parte, para el valor de TK-301, y los evaporadores, se consideró que el método con factores históricos es más exacto, pues considera características específicas del diseño que no se muestran en los equipos de catálogo. Finalmente, en el caso de las bombas, se vio que su precio es altamente sobreestimado con este método; no obstante, se consideró que este permite cubrir los costos de demás equipos de transporte como bandas y tornillos sin fin, para los cuales no se tiene un criterio de dimensionamiento. Los valores obtenidos se presentan junto con el costo total de los equipos en la Tabla A 30. Costo de los equipos utilizados en el proyecto..

Tabla A 30. Costo de los equipos utilizados en el proyecto.

Equipos	Costo	Lugar	Corrección Lugar	Cantidad	Total
V-101 F-101	3980,00	China	1,9	2	15124,00
CR-101	16000,00	China	1	2	32000,00
D-101	42000,00	China	1,9	1	79800,00
TK-101	33000,00	China	1,9	2	125400,00
R-101	41965,50	China	1,9	1	79734,45
F-201	1808,83	China	1,9	1	3436,77
R-201	41965,50	China	1,9	1	79734,45
F-202	1808,83	China	1,9	1	3436,77
V-201 F-203	1800,00	China	1,9	2	6840,00
C-201	1288,00	China	1,9	1	2447,20
R-202	29896,50	China	1,9	1	56803,35
F-204	1808,83	China	1,9	1	3436,77
TA-201	52738,98	China	1,9	4	400816,25
E-201	899,00	China	1,9	1	1708,10
E-202	3719,40	USGC	1,14	1	4240,11
R-301	29896,50	China	1,9	1	56803,35
R-302	29896,50	China	1,9	1	56803,35
CT-301	16747,20	China	1,9	1	31819,68
TA-301	35931,00	China	1,9	1	68268,90
TA-302	29896,50	China	1,9	1	56803,35
E-302	899,00	China	1,9	1	1708,10

E-303	2851,25	USGC	1,14	1	3250,43
TK-301	94798,05	USGC	1,14	1	108069,77
C-301	425,00	China	1,9	1	807,50
R-303	52920,36	China	1,9	2	201097,38
CT-302	16747,20	China	1,9	1	31819,68
TA-303	53372,37	China	1,9	2	202815,02
E-304	899,00	China	1,9	1	1708,10
E-305	5233,67	USGC	1,14	1	5966,38
E-306	4427,05	China	1,9	1	8411,40
D-301	9000,00	China	1,9	1	17100,00
Transporte	68700,78	USGC	1,14	1	78318,89
Destilador	80000	China	1,9	1	152000,00
				Total	1978529,48

8.6.2. Capital de inversión fijo

Una vez determinada la cotización de los equipos, se calculan los costos ISBL, y con ellos, el capital de inversión fijo. La tabla a continuación muestra las estimaciones realizadas con distintos factores, como se menciona en la metodología. Aquí no se detalla los valores de los factores detallados, pues en este caso se obtuvo directamente el capital fijo de inversión.

Tabla A 31. Cálculo del capital fijo de inversión.

	Factor Lang [USD]	Factor Hand [USD]	Factores detallados [USD]
ISBL	8635358,99	6908818,20	-
OSBL	3454143,59	2763527,28	-
Ingeniería	690828,72	552705,46	-
Imprevistos	1208950,26	967234,55	-
CF inversión	13989281,56	11192285,48	11422698,59
Min	12590353,40	10073056,94	10280428,73
Max	15388209,71	12311514,03	12564968,45

8.6.3. Costos de producción

A continuación, se presenta el detalle de las categorías mostradas en los costos de producción.

Tabla A 32. Costos de materia prima.

Materia	Precio [\$/kg]	Consumo [kg/año]	Costo [\$/año]
Cacao		10081594,55	0,00
Agua lavado	0,01	29092189,8	290921,90
Agua reactor	0,01	5897162,764	58971,63
NaOH	0,49	73968,65923	36244,64
Catalizador	1,40	8317,315506	11644,24
Hidrógeno	1,8	8162,313502	14692,16
Ácido sulfúrico	0,28	172322,1361	48250,20
Ca(OH) ₂	0,28	156497,58	43819,32
Medio cultivo	1,85	101220,9087	187258,68
			691802,78

En este caso se observa que la cáscara de mazorca de cacao no tiene un precio. Se realizó esta consideración puesto que se trata de un residuo de la industria, por lo que se estima que en las primeras etapas del proyecto esta no tendrá un valor asociado a su compra.

Tabla A 33. Detalle de los costos de labor de operación.

Turno	Requerimiento de personal	Sueldo (\$/h)	Sueldo individual (\$/año)	Recargos (\$/año)	Sueldo total (\$/año)
1	7	2,5	5460	1518,608	48850,256
2	7		5850	1627,08	52339,56
3	7		6240	1735,552	55828,864
4	7		6890	1916,338667	61644,3707
5	7		6142,5	1708,434	54956,538
					273619,589

Dentro de los costos incluidos como recargos se considera el trabajo de horas extra, fines de semana, feriados y horas nocturnas; así como la aportación al seguro social y pagos de décimo tercero y décimo cuarto. El sueldo recibido por los operarios varía en función de las horas de cada turno, y el tipo de hora de trabajo considerada (normal, nocturna, fin de semana o fin de semana nocturna).

Tabla A 34. Detalle del costo de energía de la planta.

	kWh/año	USD/kWh	USD/año
Luz	285924,5870	0,067	19173,86733
	ton/año	USD/ton	USD/año
Vapor MP	11266,1222	1,87	21067,64854
Vapor LP	3643,7120	-5,84	-21279,27779
			18962,24

Para el costo de energía se considera la energía eléctrica y el consumo de vapor. La energía eléctrica se tomó como la consumida por los equipos, con los debidos recargos de tarifa mensual por el servicio de luz. Respecto al consumo de vapor, el costo del mismo fue estimado considerando el costo de vaporización y la energía ganada con la expansión del vapor de alta presión a media y baja presión. En función de las temperaturas que se busca alcanzar, el proyecto considera el uso de vapor de media (20 bar) y baja presión (3 bar). El valor negativo del vapor de baja presión indica que este genera más energía que la que requiere su obtención, por lo que esta es dirigida a otras áreas de la planta. Estos precios se calcularon de acuerdo al método mostrado en [45]. A partir de esto, se presenta el detalle de los costos de producción.

Tabla A 35. Costos de producción del proyecto.

	Costo [USD/año]
Materias primas	691802,78
Consumo de energía	18864,19
Recuperación de adsorbentes	12294,95
Labor de trabajo	273619,59
Supervisión	43750,00
Mantenimiento	216219,02
Impuestos propiedad	108009,35
Alquiler de tierra	71974,96
Gastos generales	320153,17
Medioambientales	72073,01
Total costos variables	939278,98
Total costos fijos	889580,07
Total costos producción	1828859,05

8.6.4. Flujo de caja y análisis de flexibilidad.

A continuación, se presenta el flujo de caja construido para el escenario inicial del proyecto. En este se considera un impuesto del 22%, como se vio reportado para los ingresos por ventas en la operación empresarial. Adicionalmente, se trabaja con una depreciación lineal, que actúa como un debido ficticio del valor de los activos, pero no del flujo en efectivo como tal. Con esto, los resultados obtenidos se presentan a continuación.

Al ver que el flujo de caja no otorgó resultados favorables, se llevó a cabo un análisis de flexibilidad. La Figura A 12 muestra los resultados del escenario original comparado con los mejores resultados previstos.

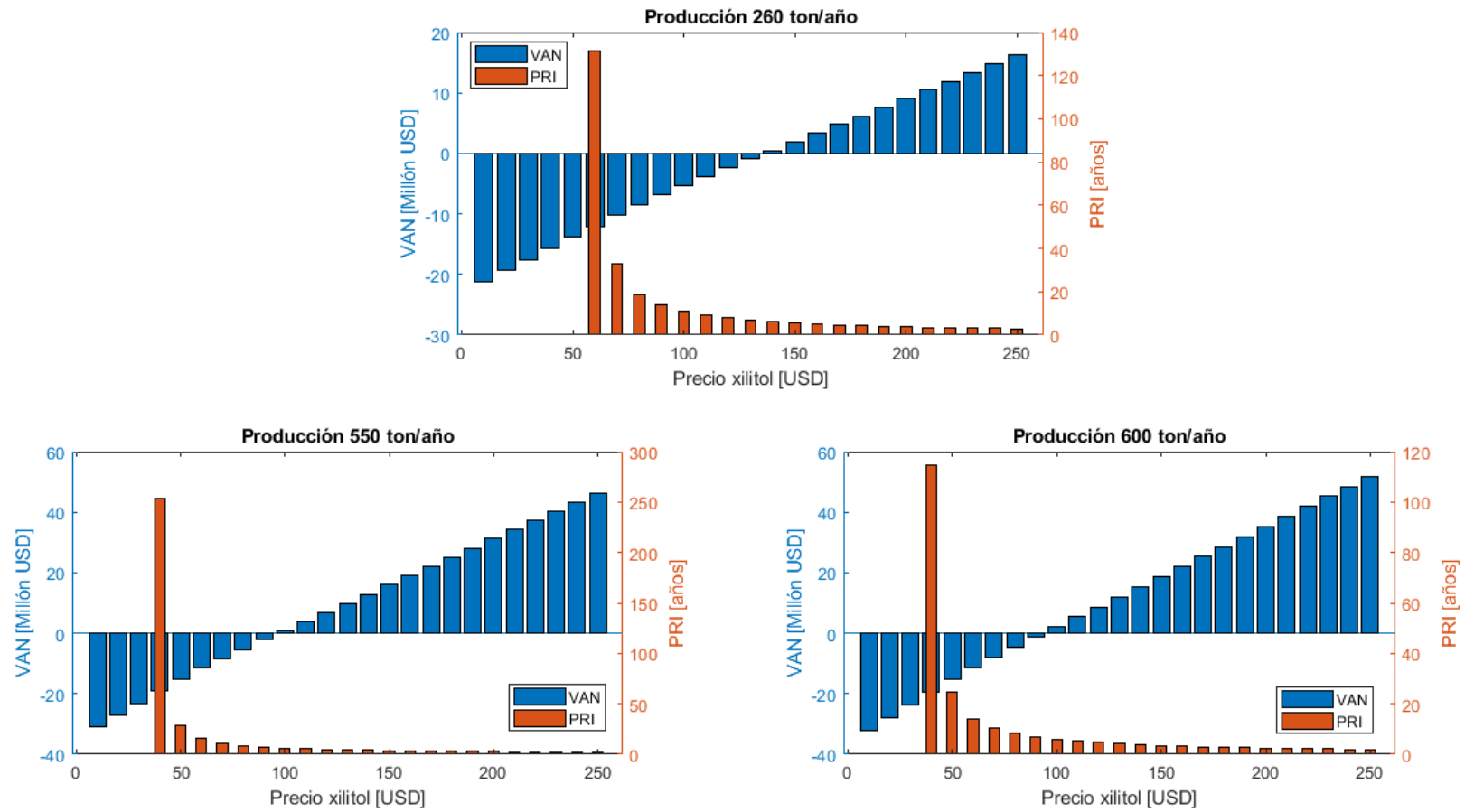


Figura A 12. VAN y PRI para los mejores escenarios de producción.