

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**Valorización de cuesco de palma por carbonización hidrotérmica
para obtener un adsorbente de colorantes, biogás y fertilizante**

Carolina Victoria Rueda Rodríguez

Ingeniería Química

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

Quito, 04 de mayo de 2023

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

**Valorización de cuesco de palma por carbonización hidrotérmica para
obtener un adsorbente de colorantes, biogás y fertilizante**

Carolina Victoria Rueda Rodríguez

Nombre del profesor, Título académico

Herman Murillo Romero, Ph.D.

Nombre del profesor, Título académico

Juan Diego Fonseca Ashton, Ph.D.

Quito, 04 de mayo de 2023

© 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: Carolina Victoria Rueda Rodríguez

Código: 00207350

Cédula de identidad: 1725051260

Lugar y fecha: Quito, 04 de mayo de 2023

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UNPUBLISHED DOCUMENT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

El presente proyecto analiza la factibilidad de implementar una planta de producción de un material adsorbente, biogás y fertilizante a partir del proceso de carbonización hidrotérmica y la digestión anaerobia de sus licores. En el 2022, se produjeron 68 mil toneladas de residuos de cuesco de palma luego de la producción de aceite de palmiste. A pesar de que, este residuo se utiliza como decoración en jardinería, genera contaminación ambiental ya que también va directamente a vertederos o a quema agrícola. Por otro lado, la industria textil utiliza grandes cantidades de agua en su proceso, además de colorantes tóxicos causando la liberación de efluentes contaminantes. En este proyecto, se busca aprovechar los residuos de cuesco de palma para crear una planta que produzca 1259 [t/año] de un adsorbente que ayude a tratar el agua contaminada por colorantes. Además de 6233 [t/año] de biogás y 25803 [t/año] de fertilizante luego de aplicar un tratamiento con digestión anaerobia de los licores obtenidos en el proceso de carbonización hidrotérmica. Este proceso fue el seleccionado para obtener estos productos, ya que, produce un buen adsorbente y genera licores de donde saldrán el biogás y fertilizante después de su tratamiento de digestión anaerobia. Luego, se diseñó el proceso y la planta, además de que, se realizaron análisis de seguridad. Finalmente, se realizó un análisis económico y de flexibilidad para determinar qué tan factible es la implementación de esta planta en el Ecuador dando como resultado que, a pesar de tener un tiempo de recuperación de aproximadamente nueve años, es posible implementar el proyecto.

Palabras clave: cuesco de palma, contaminación ambiental, carbonización hidrotérmica, digestión anaerobia, análisis económico.

ABSTRACT

This project addresses the feasibility of implementing a production plant of an adsorbent material, biogas and fertilizer from the hydrothermal carbonization process and anaerobic digestion of the spent liquors derived from this thermochemical process. In 2022, 68,000 tons of palm kernel shell waste were produced after palm kernel oil extraction. Although this waste is used as decoration in gardening, it generates environmental pollution as it also goes directly to landfills or agricultural burning. On the other hand, the textile industry uses large amounts of water in its process as well as toxic dyes causing water pollution. This project is intended to take advantage of palm kernel shell waste to create a plant that produces 1259 [t/year] of an adsorbent that helps treat water contaminated by dyes. In addition, to 6233 [t/year] biogas and 25803 [t/year] fertilizer after anaerobic digestion of the process water obtained during the hydrothermal carbonization process. This process was selected to obtain these products, as it produces a good adsorbent and generates process water from where biogas and fertilizer will come after anaerobic digestion treatment. The process and plant were then designed, and safety analyses were performed. Finally, an economic and flexibility analysis was made to determine how feasible the implementation of this plant is in Ecuador, resulting in that, despite having a recovery time of approximately nine years, it is possible to implement the project.

Key words: palm kernel shell, environmental pollution, hydrothermal carbonization, anaerobic digestion, economic analysis.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	12
1.1. Antecedentes del proyecto	12
1.1.1. Aceite de palma y palmiste	12
1.1.2. Carbonización Hidrotérmica (HTC)	13
1.1.3. Contaminación de agua por colorantes en la industria textil y su solución	14
1.2. Justificación para la implementación del proyecto	15
1.3. Objetivos del proyecto	16
1.3.1. Objetivo general.....	16
1.3.2. Objetivos específicos	16
1.4. Impactos esperados de la implementación de la planta de HTC.....	16
2. BASES DE DISEÑO	18
2.1. Descripción de materias primas para el proceso	18
2.2. Descripción de los productos del proceso	19
2.3. Limitaciones y normas	19
2.3.1. Situación actual de residuos de palma en el Ecuador	19
2.3.2. Aceptación de los productos considerando la normativa y ubicación	20
2.4. Terminología especializada.....	21
3. DISEÑO DEL PROCESO PARA ELABORAR ADSORBENTE, BIOGÁS Y FERTILIZANTE.....	22
3.1. Categorización general de procesos de producción de hydrochar y afines.....	22
3.2. Selección del proceso adecuado para obtener un adsorbente de colorantes, biogás y fertilizante	23
3.2.1. Comparación de procesos	23
3.2.2. Diagrama de flujo	24
3.2.3. Balance de masa.....	25
3.3. Recopilación de datos para el proceso de HTC y digestión anaerobia	25
4. DISEÑO DE LA PLANTA DE CARBONIZACIÓN HIDROTÉRMICA DE CUESCO DE PALMA	29
4.1. Definición del caudal de producción.....	29
4.2. Selección y dimensionamiento de equipos.....	29
4.3. Estimación de la demanda energética del proceso	30
4.4. Análisis de seguridad FMEA y HAZOP	30
5. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE HTC EN ECUADOR	33
5.1. Estimación de costos	33
5.1.1. Estimación de costos de los equipos.....	33
5.1.2. Estimación de costos de producción	34

5.1.3. Estimación de inversión de capital fijo y capital de trabajo	35
5.2. Evaluación de la rentabilidad del proyecto	35
5.2.1. Definición de flujo de caja del proyecto	36
5.2.2. Cálculo de los indicadores de rentabilidad del proyecto	37
5.2.3. Análisis de flexibilidad	38
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	40
7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	43
ANEXO A. METODOLOGÍAS, CÁLCULOS Y RESULTADOS	46
Anexo A1. Objetivos específicos, actividades y metodologías	46
Anexo A2. Dimensionamiento de equipos	49
Anexo A3. Balances de masa del proceso	52
Anexo A4. Demanda energética del proceso	54
Anexo A5. Análisis de seguridad FMEA	56
Anexo A6. Análisis de seguridad HAZOP	56
Anexo A7. Estimación de costos	58
Anexo A8. Evaluación de la rentabilidad del proyecto	63
ANEXO B. MISCELÁNEOS	64
Anexo B1. Resumen de las leyes consideradas para el proyecto	64
Anexo B2. Comparación de los procesos	65
Anexo B3. Información sobre el diagrama de flujo.....	66
Anexo B4. Recopilación de datos para el proceso.....	67
Anexo B5. Hojas de seguridad de materias primas	75

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Tabla de materias primas para el proceso.	18
Tabla 2. Resumen de las etapas más peligrosas determinadas en el análisis FMEA.	31
Tabla 3. Componentes del tanque de activación en donde se tiene una valorización de riesgo a nivel catastrófico determinados por el análisis HAZOP.	32
Tabla 4. Resumen de resultados de los indicadores de rentabilidad.	37
Tabla 5. Precios determinados de materia prima con sus cambios.	39
Tabla 6. Tabla de actividades y metodologías para los objetivos específicos del proyecto. ..	46
Tabla 7. Tabla de las capacidades de los equipos simulados.	51
Tabla 8. Resultados de balances de masa para el proceso de molienda.	53
Tabla 9. Resultados de balances de masa para el proceso de HTC.	53
Tabla 10. Resultados de balances de masa para el proceso de filtración.	53
Tabla 11. Resultados de balances de masa para el proceso de secado.	53
Tabla 12. Resultados de balances de masa para el proceso de activación.	54
Tabla 13. Resultados de balances de masa para el proceso de digestión anaerobia.	54
Tabla 14. Resultados de balances de masa para el proceso de digestión anaerobia.	54
Tabla 15. Tabla de los balances de energía obtenidos en SuperPro Designer.	55
Tabla 16. Tabla del análisis FMEA para la planta de producción.	56
Tabla 17. Análisis de seguridad HAZOP de las corrientes de entrada y salida del tanque de activación.	57
Tabla 18. Análisis de seguridad HAZOP del tanque de activación y su chaqueta.	58
Tabla 19. Costos relacionados con los equipos.	58
Tabla 20. Costos ISBL calculados con diferentes factores.	59
Tabla 21. Información sobre los factores a considerar para el MFD.	59
Tabla 22. Factores calculados para el MFD.	59
Tabla 23. Cálculos de inversión del capital fijo para el proyecto.	60
Tabla 24. Costos de producción de la planta.	60
Tabla 25. Costos de energía eléctrica de la planta.	60
Tabla 26. Costos de labor de operación.	60
Tabla 27. Costos de capital de trabajo.	61
Tabla 28. Costos fijos del proyecto.	61
Tabla 29. Costos variables y costos totales de producción.	61
Tabla 30. Producción de cada uno de los productos.	62
Tabla 31. Estimación de ingresos.	62

Tabla 32. Producción en un tiempo de cinco años.....	62
Tabla 33. Ingresos netos totales.	62
Tabla 34. Cálculos de egresos y flujos de caja en un tiempo de 15 años.	63
Tabla 35. Resultados del cálculo del VAN utilizando un TMAR del 20%	63
Tabla 36. Resultados del cálculo de TIR.	64
Tabla 37. Comparación entre el proceso de carbonización hidrotérmica (HTC) y el de pirólisis.....	65
Tabla 38. Equipos utilizados en la planta.	66
Tabla 39. Descripción de las corrientes del diagrama de flujo.	67
Tabla 40. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 180°C.	68
Tabla 41. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 200°C.	68
Tabla 42. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 220°C.	68
Tabla 43. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 240°C.	69
Tabla 44. Resultados de los ensayos de adsorción de azul de metileno.	72

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloque para el proceso de pirólisis.....	22
Figura 2. Diagrama de bloque para el proceso de HTC.....	22
Figura 3. Diagrama de flujo para el proceso de la planta.	24
Figura 4. Gráfica de absorbancia de azul de metileno para la temperatura de 240 °C.	27
Figura 5. Diagrama de la simulación de digestión anaerobia para el proceso.....	28
Figura 6. Curva de flujo de caja acumulado a lo largo de los años.	37
Figura 7. Simulación SuperPro Designer del proceso de molienda.	51
Figura 8. Simulación SuperPro Designer del proceso de secado.	51
Figura 9. Simulación SuperPro Designer del proceso de digestión anaerobia.	51
Figura 10. Gráfica de la curva de absorción a 180°C con 100 mg.	69
Figura 11. Gráfica de la curva de absorción a 180°C con 150 mg.	69
Figura 12. Gráfica de la curva de absorción a 200°C con 100 mg.	70
Figura 13. Gráfica de la curva de absorción a 200°C con 150 mg.	70
Figura 14. Gráfica de la curva de absorción a 220°C con 50 mg.	70
Figura 15. Gráfica de la curva de absorción a 220°C con 100 mg.	71
Figura 16. Gráfica de la curva de absorción a 220°C con 150 mg.	71
Figura 17. Gráfica de la curva de absorción a 240°C con 50 mg.	71
Figura 18. Gráfica de la curva de absorción a 240°C con 100 mg.	72
Figura 19. Gráfica de la curva de absorción a 240°C con 150 mg.	72
Figura 20. Imagen de la recolección de muestras para la adsorción de azul de metileno.	73
Figura 21. Presión del equipo de secado.....	73
Figura 22. Temperatura del equipo de digestión anaerobia.....	74
Figura 23. Tabla de información de la corriente de salida del biogás.	74
Figura 24. Tabla de resumen de las corrientes del proceso de digestión anaerobia.	74

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes del proyecto

1.1.1. Aceite de palma y palmiste.

El aceite de palma y palmiste es un producto que se consume y produce a nivel mundial ya que se utiliza en la industria de alimentos. En 2016, se produjeron 50 millones de toneladas de aceite de palma a nivel mundial, mientras que, para el año 2022 fueron 73 millones de toneladas (Producción Agrícola Mundial, 2023). En el Ecuador, se produjeron 470 mil toneladas de aceite de palmiste en el año 2022, de las cuales el 58% es exportado (Ministerio de Comercio Exterior, 2017). En el Ecuador, existen grandes y pequeños productores de este aceite, sin embargo, lo pequeños productores no tienen las mismas normas que las grandes extractoras, lo cual genera que, el producto usualmente no se entregue en las mejores condiciones (Verité, 2016). Al ser una industria en donde se necesitan grandes plantaciones para su cultivo, en su proceso de extracción se generan diferentes residuos.

La extracción de aceite de palma y palmiste genera diferentes tipos de residuos, entre ellos los residuos sólidos como el raquis y el cuesco, también conocido como cascarilla de palma (Paucar, 2019). Esta cascarilla de palma, hoy en día, es utilizada para la decoración en jardinería, sin embargo, también va directamente a vertederos o quema agrícola, generando contaminación ambiental y desaprovechando su uso para generar nuevos productos. El cuesco es un residuo que, se produce principalmente en la extracción de aceite de palmiste, debido a que este producto se obtiene a partir de la almendra del fruto de palma que para su proceso de producción se presiona hasta extraer todo el aceite (Verité, 2016). Adicionalmente, se conoce que de la almendra de la palma el 41% será aceite, mientras que el 6% corresponde al residuo de cuesco por lo que en el 2022 se produjeron 68 mil toneladas de este residuo (Sánchez et al., 2017). A esta cascarilla de palma se le considera una biomasa del tipo lignocelulósica, por lo que, su composición se presta para trabajar como materia prima en diferentes procesos.

1.1.2. Carbonización hidrotérmica (HTC).

Existen diferentes métodos para obtener hidrocarbón (hydrochar) o productos similares, estos se conocen como procesos termoquímicos y son los mejores para esto. La carbonización hidrotérmica es uno de los procesos termoquímicos de conversión de biomasa bajo ciertos parámetros de presión y temperatura en el cual se utiliza agua como una de las materias primas, trabaja en un rango de temperatura entre 180 y 260 °C y puede utilizar biomasa lignocelulósica como una de sus materias primas. Químicamente, la biomasa es sometida a un proceso de hidrólisis donde la hemicelulosa, celulosa y lignina se descomponen parcialmente. Dichos productos de descomposición pasan por reacciones de deshidratación, descarboxilación y demetanación, para finalmente, formar el producto sólido a través de reacciones de polimerización y aromatización (Heidari et al., 2019). Este producto sólido se conoce como hydrochar, un material carbonoso, y que, bajo condiciones adecuadas de operación puede emplearse como un sustituto del carbón activado. Por otra parte, adicionalmente, se producen diferentes tipos de gases, como gas metano o dióxido de carbono, y una fase líquida llamada licor o agua del proceso. El cuesco de palma puede pasar por este proceso de carbonización hidrotérmica para la producción de hydrochar además de los subproductos mencionados anteriormente (Hammud et al., 2021).

La aplicación más común del hydrochar está en el área de energías renovables, ya que, se utiliza como un combustible sólido, pero además puede servir como un fertilizante para enmienda agrícola debido a las especies minerales que contiene. Otra de sus aplicaciones es la adsorción de gases como el dióxido de carbono que puede generar contaminación ambiental debido a que es un gas de efecto invernadero responsable del calentamiento global; asimismo, se puede utilizar para el tratamiento de aguas, ya que, funciona como un adsorbente para adsorber o degradar contaminantes presentes en el agua, como los colorantes (Fagnani et al., 2019).

1.1.3. Contaminación de agua por colorantes en la industria textil y su solución.

En la industria textil, el agua se utiliza para teñir, estampar, lavar la tela y realizar el mantenimiento de las máquinas como la limpieza, consumiendo alrededor de 40 litros de agua por kilogramo de tela teñida (Kant, 2012). La industria textil es la segunda más contaminante de agua, después de la agricultura, siendo causante del 18% de la contaminación industrial. En esta industria se utilizan tintes, que en su mayoría son hechos con diferentes químicos. Estos tintes, al entrar en contacto con el agua que se utiliza en el proceso, impiden la penetración de la luz en agua, provocando como consecuencias la reducción de la fotosíntesis y de concentraciones de oxígeno disuelto (Hassan & Carr, 2018). Estas consecuencias tienen un grave impacto ambiental, ya que esto afecta a las especies de animales y plantas que se encuentren en el cuerpo de agua. Debido a la contaminación de agua que, se genera por esta industria es necesario considerar un tratamiento en donde se degraden los contaminantes como los colorantes.

Los materiales adsorbentes son sustancias sólidas que se utilizan comúnmente para eliminar contaminantes que se encuentren en una fase líquida o gaseosa (Pandit et al., 2021). El producto que se desea obtener en este proyecto es un hydrochar activado que puede funcionar como un adsorbente. La contaminación de agua por metales o colorantes es un problema que se puede solucionar aplicando el adsorbente correcto, se ha comprobado que los adsorbentes hechos a partir de una biomasa crean un proceso de remoción de colorantes que es amigable con el medio ambiente, ya que son diferentes a los adsorbentes convencionales, ya que estas, generalmente, son sustancias sintéticas (Valladares Cisneros et al., 2019). Considerando que, actualmente se estudian procesos que ayuden al medio ambiente para la producción, por ejemplo, de los adsorbentes que se obtienen a partir de materia prima de origen vegetal, se puede considerar la utilización de residuos orgánicos, como el cuesco de palma, para su producción.

1.2. Justificación para la implementación del proyecto

Las pequeñas extractoras de aceite de palmiste presentan problemas ambientales por la mala disposición final de los residuos de cuesco (Ministerio del Ambiente, 2022). Las plantaciones perjudican al medio ambiente, además la quema de residuos generados luego de la extracción afecta tanto al suelo como al aire gravemente, además de que esto afecta la salud de las personas de igual manera. La quema agrícola genera gases que contaminan el aire, sin embargo, no es la única causa de contaminación por parte de esta industria (Raza et al., 2022). Otro problema ambiental es que, las empresas los llevan directamente a vertederos, esto hace que la mezcla de residuos orgánicos con los demás desechos genere gases contaminantes y ciertos lixiviados que se penetran en el suelo causando contaminación (Vera, 2016). La acumulación de cuesco como residuo en las pequeñas extractoras del Ecuador es tóxica para los organismos vivos de igual manera, ya que puede cambiar las condiciones climáticas. Al no tener una correcta disposición final de este residuo, es necesario darle un tratamiento o un nuevo uso. Además, los carbones activados han demostrado ser útiles adsorbentes de dióxido de carbono, ayudando a disminuir el problema de emisiones de gases de efecto invernadero (López, 2020). En este sentido, se puede confeccionar el proceso de carbonización hidrotérmica para obtener un hydrochar que pueda ser empleado como un sustituto del carbón activado.

Tomando en cuenta que, los residuos de cuesco no tienen una correcta disposición final, esto puede ser una oportunidad para valorizarlos y generar nuevos productos, de esta manera, se contribuye con la temática de la economía circular. El cuesco de palma posee propiedades de porosidad y área superficial adecuadas para ser un buen adsorbente (Jian et al., 2018). Por lo tanto, se puede decir que tendrá las características necesarias para competir en el mercado con productos que sean similares. Las características de esta cascarilla de palma son útiles para la obtención de un producto muy similar al carbón activado, luego del proceso de carbonización hidrotérmica (Lee et al., 2021). Por lo tanto, los residuos de cuesco de palma constituyen una

materia prima adecuada para utilizarla en una planta para la elaboración de un combustible o un adsorbente. Además, debido a que, el cuesco es un residuo de las extractoras de aceite se considera que el costo de materia prima será bajo.

Adicionalmente, se han considerado aspectos sociales es este proyecto, ya que, las personas que se encargan de la disposición final de estos residuos pueden mejorar su salud al no exponerse a los gases tóxicos que se deprenden en la quema y disposición final de relleno sanitario (Ministerio del Ambiente, 2022). De igual forma, en la planta de producción se necesitará operadores y supervisores, así se generarán plazas de trabajo.

1.3. Objetivos del proyecto

1.3.1. Objetivo general.

Diseñar y evaluar económicamente una planta de producción de un material adsorbente por carbonización hidrotérmica del cuesco de palma de aceite seguido de una activación con vapor de agua, además de un tratamiento de digestión anaerobia de los licores de HTC.

1.3.2. Objetivos específicos.

- 1) Comprobar que el proceso sirve para producir hydrochar.
- 2) Definir el proceso, equipos y condiciones de operación.
- 3) Realizar el análisis de seguridad FMEA de la planta y HAZOP para el equipo más peligroso del proceso.
- 4) Realizar la evaluación económica del proyecto.

1.4. Impactos esperados de la implementación de la planta de HTC

Se espera, principalmente, evitar que las pequeñas extractoras realicen quemas agrícolas o que envíen los residuos a vertederos para disminuir las emisiones de gases contaminantes y ayudar a disminuir los impactos ambientales que se generan en estos procedimientos. Adicionalmente, se espera utilizar los residuos de cuesco de palma como materia prima para el proceso de HTC para generar diferentes productos, adsorbente, un biogás compuesto principalmente por CH₄ y

CO₂, que funcione como fuente de energía renovable y un fertilizante que sirva para mejorar la calidad de los suelos, así se pueden obtener productos de valor agregado. Si bien el proyecto tiene como objetivo mejorar las condiciones actuales respecto al medio ambiente, hay otros impactos importantes a considerar.

Además, se espera disminuir los impactos negativos en la salud de las personas expuestas a la mala calidad de aire por la quema agrícola y la disposición final en general. La potencial implementación de este proceso permitirá abrir puestos de trabajo para las personas que viven en comunidades cercanas a la ubicación de la planta o darles un nuevo puesto de trabajo a los empleados que están a cargo del manejo final de estos residuos. De igual manera, considerar la seguridad que se tendrá dentro de la planta, verificando que se utilice una opción con un proceso termoquímico más seguro en comparación con la pirólisis, ya que este proceso utiliza temperaturas a partir de los 500 °C en adelante. Hacer el análisis HAZOP para crear una planta de producción segura tomando en cuenta los posibles riesgos que puede haber en cada uno de los equipos para salvaguardar la salud de los empleados y la producción.

Se espera evaluar el proyecto económicamente para que la planta de producción de un adsorbente, biogás y fertilizante a partir del cuesco de palma sea un proyecto rentable. Abrir puestos de trabajo para que las personas de las comunidades cercanas a las extractoras tengan la posibilidad de trabajar. Por lo tanto, se contempla la posibilidad de utilizar residuos de la industria de aceite de palmiste para el diseño de una planta que genere diferentes productos que tengan diferentes impactos positivos.

2. BASES DE DISEÑO

2.1. Descripción de materias primas para el proceso

Las materias primas necesarias para este proceso son el cuesco de palma y agua, para el proceso de HTC; vapor de agua, para la activación; bacterias metanogénicas y medio HS (hidro sulfito de medio sódico) que sirve como el medio de cultivo donde se reproducirán las bacterias, lo que ayuda a crear el inóculo, para la digestión anaerobia de los licores provenientes del proceso de HTC como se puede ver en la Tabla 1. El cuesco viene de las extractoras de aceite de palmiste en el Ecuador debido a que es un residuo del proceso, en su composición presenta 26% de hemicelulosa, 7% de celulosa y 54% de lignina (Ikumapayi & Akinlabi, 2018). El agua y vapor de agua son servicios auxiliares que se le proporcionarán a la planta. Las materias primas mencionadas anteriormente, bacterias y medio de cultivo, servirán para obtener el inóculo necesario para el proceso de digestión anaerobia, son productos que se utilizan a nivel industrial provenientes de Estados Unidos y China. Las hojas de seguridad para las materias primas se encuentran en el Anexo B5. Hojas de seguridad de materias primas. Finalmente, estas materias primas servirán para obtener tres diferentes productos, adsorbente, biogás y fertilizante.

Tabla 1. Tabla de materias primas para el proceso.

Materia prima	Cantidad [kg/batch]	Precio [\$/kg]	Costo anual [\$/año]	País proveedor
Cuesco	480	0,28	48.384,00	Ecuador
Agua	5.414,94	0,0012	2.417,23	Ecuador
Bacteria	262,52	32,00	1.680.128,00	China
Medio HS	65,63	201,56	2.645.676,56	Estados Unidos

2.2. Descripción de los productos del proceso

En este proyecto se ha considerado que se obtendrán tres diferentes productos, hydrochar activado (adsorbente), biogás y fertilizante. El hydrochar activado viene del proceso de carbonización hidrotérmica seguido por la activación física del hydrochar obtenido. Este producto se compone principalmente por carbono y su aplicación será como un adsorbente de colorantes (Hammud et al., 2021). El biogás y fertilizante se obtendrán del tratamiento de digestión anaerobia para los licores obtenidos del proceso de HTC. El biogás se compone principalmente por metano y dióxido de carbono, y que, servirá para producción de energía, mientras que, el digestato se compone por diferentes minerales y se utilizará como un fertilizante. Los productos mencionados anteriormente se obtendrán una vez que se ponga en marcha el proceso considerando todos los aspectos que influyan en su implementación.

2.3. Limitaciones y normas

Para el diseño de la planta que tiene como objetivo la valorización de los residuos de casco de palma es necesario considerar diferentes aspectos que pueden ser limitaciones para el desarrollo del proyecto, además de la normativa que se tendrá que cumplir.

2.3.1. Situación actual de residuos de palma en el Ecuador.

A pesar de la gran producción de aceite de palma en el Ecuador, desde el 2017 la tendencia no ha sido favorecedora. El precio internacional ha variado, el costo de producción ha aumentado y la pudrición del cogollo ha afectado las plantaciones de palma (Rosero, 2022). Estas condiciones nuevas sobre la industria de palma y sus productos en el Ecuador han llevado a que se tomen nuevas medidas en el país, e implementen nuevas normas.

La Ley Palma fue aprobada en el año 2020 por la Asamblea Nacional del Ecuador, como medida a las condiciones actuales de la industria de aceite de palma en el país. Esta ley fue creada para favorecer la producción, comercialización y exportación de la palma de aceite mediante la sustentabilidad en la industria (Rosero, 2022). Si bien es cierto, las nuevas

normativas y condiciones son importantes para determinar el alcance del proyecto, existen otras limitaciones para el mismo, que se presentan en la siguiente sección.

2.3.2. Aceptación de los productos considerando la normativa y ubicación.

Los productos como el biochar o hydrochar son productos prácticamente nuevos, que tienen características parecidas a las del carbón activado. La aplicación industrial de los hydrochar activados como adsorbentes no es conocida a nivel mundial, menos a nivel nacional. Por lo que, la aceptación de los compradores de este producto podría ser positiva o negativa. Es necesario evaluar la aceptación que tendrán los productos por parte de los clientes considerando aspectos como el precio, características y cumplimiento de las normativas actuales.

Es necesario tomar en cuenta todas las normas que tengan relación con el proyecto. En general se consideran normas propuestas por la Asamblea Nacional Constituyente, así como del Instituto Ecuatoriano de Normalización. Sin embargo, el proceso de HTC es relativamente nuevo, por lo que en el mundo solamente existen tres plantas en donde se lo utilice. Por este motivo, las normas consideradas para el proyecto se basan en las existentes para un producto similar, como el carbón activado, y se adjuntan en el Anexo B1. Resumen de las leyes consideradas para el proyecto De esta manera se logró definir el alcance del proyecto y las características tanto del proceso como de los productos.

Otro aspecto importante que se ha considerado es la ubicación. Se ha definido que la planta de carbonización hidrotérmica en el Ecuador será en Santo Domingo. Esta ciudad se caracteriza por tener condiciones climáticas adecuadas para la producción de palma africana, por lo tanto, extracción de aceite de palma y palmiste (Consortio de Gobiernos Autónomos Provinciales del Ecuador, 2019). Por lo tanto, en esta zona se encuentra la cantidad necesaria de residuos de cusco de palma necesarios para el proceso que se definirá en el siguiente capítulo.

2.4. Terminología especializada

- **Carbonización hidrotérmica:** Tecnología de conversión termoquímica de biomasa en presencia de agua que tiene una temperatura de reacción para agua en condiciones subcríticas y que provoca la descomposición parcial de la biomasa (Vallejo et al., 2021).
- **Activación:** Proceso que puede ser físico o químico que se utiliza para transformar el material y otorgarle propiedades adsorbentes incrementando su porosidad y grupos funcionales a la superficie que son afines al contaminante a adsorber. (Rincón et al., 2015).
- **Digestión anaerobia:** Proceso bioquímico en el que se degrada materia orgánica, y se obtiene biogás, mediante acción microbiana en ausencia de oxígeno (Adolfo Parra Huertas, 2015).
- **Inóculo:** Conjunto de microorganismos degradantes utilizados durante la activación anaerobia (Nakasima-López et al., 2017).

3. DISEÑO DEL PROCESO PARA ELABORAR ADSORBENTE, BIOGÁS Y FERTILIZANTE

3.1. Categorización general de procesos de producción de hydrochar y afines

Los procesos termoquímicos se utilizan para transformar biomasa y como producto obtienen materiales con propiedades similares a las del carbón activado. Principalmente se consideran dos de estos procesos, la pirólisis, que produce biochar y la carbonización hidrotérmica que produce hydrochar. Ambos procesos conocidos por el alto contenido de carbón en sus productos. Por lo que, es necesario tomar en cuenta cómo funciona cada proceso y cuáles son sus características.

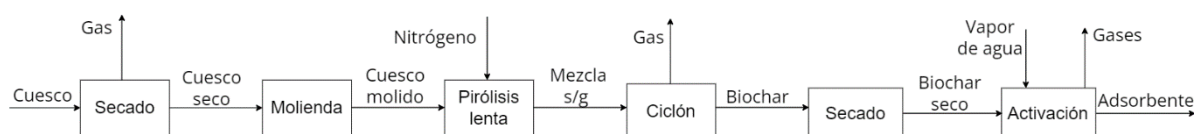


Figura 1. Diagrama de bloque para el proceso de pirólisis.

La Figura 1 muestra el diagrama de bloque para el proceso de pirólisis. Los recuadros representan operaciones unitarias y las flechas representan corrientes de materia prima y productos. El cuesco entrará a un pretratamiento de secado y molienda, el polvo de cuesco obtenido ingresará al proceso de pirólisis donde interviene gas de nitrógeno (Rodríguez Correa et al., 2019). La mezcla sólido-gaseosa pasará a un ciclón para separarla, el biochar se secará y se activará con vapor de agua para obtener un adsorbente. Este proceso requiere mayor pretratamiento, en comparación con el proceso de carbonización hidrotérmica que se presenta a continuación.

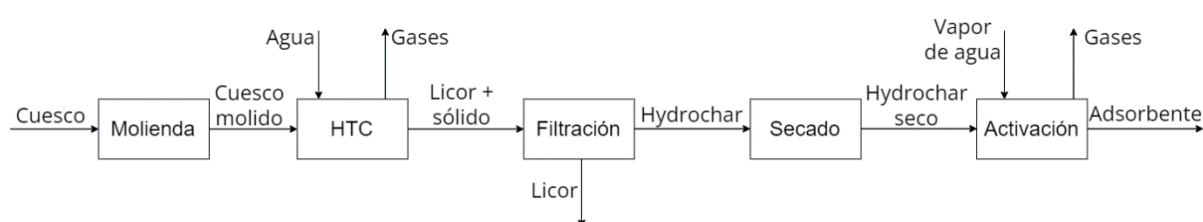


Figura 2. Diagrama de bloque para el proceso de HTC.

La Figura 2 muestra el diagrama de bloque para el proceso de carbonización hidrotérmica. Ingresando al pretratamiento de molienda, el cuesco molido pasa al proceso de carbonización hidrotérmica donde se utiliza agua para obtener diferentes gases y una mezcla sólido-líquido (Rodríguez Correa et al., 2019). Esta mezcla se separará en el proceso de filtración, el hydrochar se secará e irá al proceso de activación con vapor de agua para obtener el adsorbente. Este proceso no realiza el secado en el pretratamiento ya que no es necesario, por lo que se considera que utilizará menos energía.

3.2. Selección del proceso adecuado para obtener un adsorbente de colorantes, biogás y fertilizante

Una vez que se han considerado los procesos para obtener el producto deseado, es necesario seleccionar el mejor para su producción. Para esto se comparará ambos evaluando diferentes aspectos y se describirá a detalle el proceso con sus equipos.

3.2.1. Comparación de procesos.

Para seleccionar el proceso indicado a implementar en la planta de procesamiento de cuesco, es importante considerar las condiciones de operación además de las características del producto. La carbonización hidrotérmica y pirólisis son procesos que trabajan con diferentes condiciones de operación que se establecen según el producto que se desee obtener (Jian et al., 2018). Para esto, se realizó una tabla comparativa considerando los parámetros más importantes de cada proceso para producir el mejor adsorbente. Para darle una calificación a cada proceso se ha considerado una escala de 1 a 3 para cada parámetro. Siendo 3 el número que muestra las mejores condiciones para el proceso y 1 las peores. Esta tabla se encuentra adjunta en el Anexo B2. Comparación de los procesos. A causa de la evaluación realizada, se ha determinado que el mejor proceso para la obtención de un adsorbente es la carbonización hidrotérmica ya que obtuvo una calificación mayor con 25 puntos, mientras que el proceso de pirólisis obtuvo una puntuación de 13 puntos.

3.2.2. Diagrama de flujo.

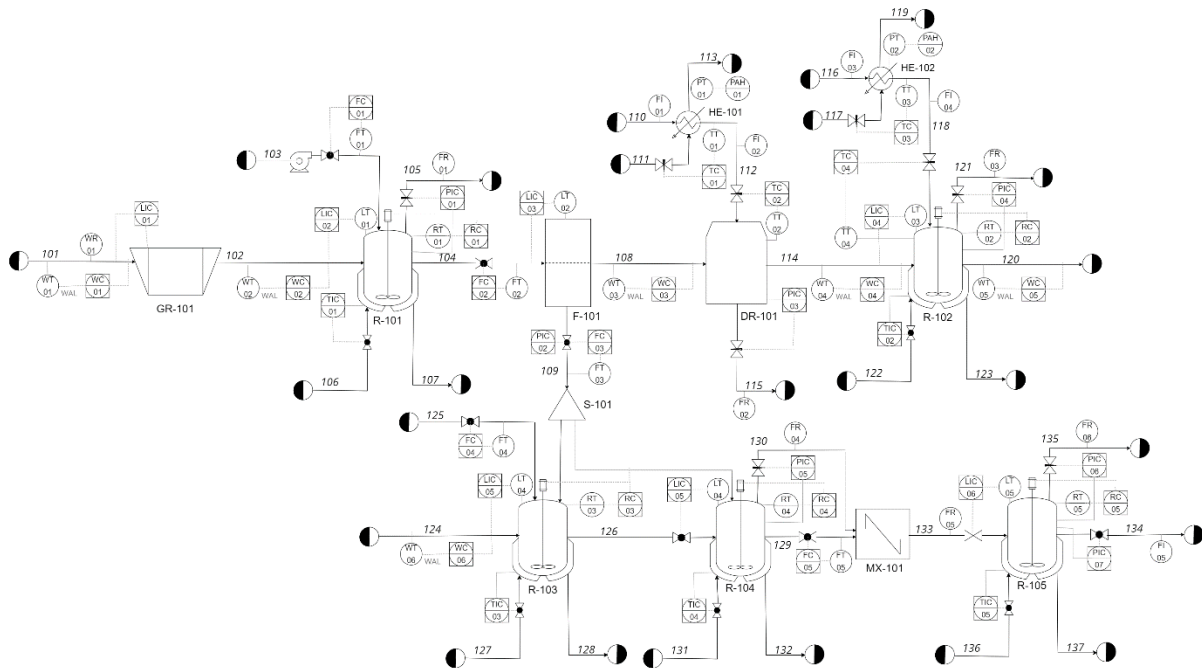


Figura 3. Diagrama de flujo para el proceso de la planta.

En la Figura 3 se muestra el diagrama de flujo para el proceso donde las líneas y flechas representan las corrientes del proceso y el número sobre ellas representan el código para determinar de qué se compone esa corriente. En el Anexo B3. Información sobre el diagrama de flujo, se adjuntan las tablas detallando los códigos de corrientes y equipos con su descripción. El proceso inicia con la alimentación de cuesco al molino para reducir su tamaño de partícula, el cuesco molido y agua ingresan al reactor batch de carbonización hidrotérmica en donde se tendrán temperatura y presión en estado subcrítico, es decir, por debajo del punto crítico del agua, con relación cuesco-agua de 1:10 (Heidari et al., 2019). El producto de este proceso pasará a un filtro para separar el hydrochar de los licores. El hydrochar húmedo se secará en un secador a una temperatura de 180°C, el hydrochar seco pasará al tanque de activación donde se utiliza vapor de agua a una relación hydrochar-vapor de 1:2 a una temperatura de 600°C (Azargohar & Dalai, 2008). Por otro lado, los licores se separarán para ingresar al reactor de inoculación donde adicionalmente ingresan bacterias metanogénicas e hidro sulfito de medio sódico como medio de cultivo. El inóculo pasará al proceso de digestión

anaerobia, ingresará al primer reactor de fermentación mezclándose con otra corriente de licor, En este reactor, se transformará la fructosa en ácido acético. Los productos de biogás y digestato se mezclarán e ingresarán al segundo reactor de fermentación. En este reactor el ácido acético se fermentará para producir metano y otros gases generando biogás y digestato, que se utiliza como fertilizante (Harun et al., 2019). Por lo tanto, se han determinado las corrientes y equipos que son necesarios para el proceso, como bombas, válvulas, entre otros. Adicionalmente se determinarán los balances de masa de este.

3.2.3. Balance de masa.

Para realizar los cálculos de balance de masa se considera un caudal de materia prima de 480 kg de cuesco, 5414 kg de agua, 262,52 kg de bacteria metanogénica y 65,53 kg de medio de cultivo por hora. Se determinó que se producirá 524,85 kg de hydrochar activado, 2597,45 kg de biogás y 10751,35 kg de fertilizante por hora respectivamente. Para los balances de masa de inoculación y fermentación se considera el programa SuperPro Designer. Para el proceso de molienda, carbonización hidrotérmica, filtración y secado se realizaron los balances de masa considerando los resultados obtenidos mediante experimentación en laboratorio. Por otro lado, para el proceso de activación se consideraron datos de bibliografía como la relación hydrochar-vapor de 1:2, rendimiento del 56,9% de hydrochar activado (Azargohar & Dalai, 2008). Así, se logró cuantificar cuánto de los productos se obtendrán considerando la cantidad de materia prima, los resultados se presentan en el Anexo A3. Balances de masa del proceso. Cabe mencionar que para el proceso de HTC y digestión anaerobia los datos se obtuvieron por dos métodos, que se presentan a continuación.

3.3. Recopilación de datos para el proceso de HTC y digestión anaerobia

Para el proceso de HTC se realizaron diferentes pruebas en el reactor de carbonización hidrotérmica del laboratorio de la USFQ. Para esto se consideraron diferentes condiciones de operación variando la temperatura. Se añadieron 30 gramos de cuesco molido anteriormente

en el laboratorio y 300 gramos de agua, ya que se determinó una relación cuesco-agua de 1:10 (Rodríguez Correa et al., 2019). Además, se determinó un tiempo de operación de 60 minutos. Las temperaturas consideradas fueron de 180, 200, 220 y 240 °C respectivamente. Posteriormente se realizó la filtración de los productos y el secado de hydrochar obtenido. Los datos recopilados en cada experimentación se encuentran en el Anexo B4. Recopilación de datos para el proceso. Adicionalmente se realizaron pruebas de adsorción de azul de metileno a cada hydrochar seco obtenido, añadiendo 50, 100 y 150 mg de hydrochar a 50 mL de solución de azul de metileno (Fan et al., 2017). Cabe mencionar que los ensayos realizados en el laboratorio se hicieron con un hydrochar sin activación, a pesar de esto se obtuvieron resultados interesantes de adsorción que pueden mejor con la activación considera para el proyecto. Como resultado, se obtuvo que las mejores condiciones para obtener el mejor adsorbente fueron a una temperatura de 240°C por 1 hora, generando 18,59 gramos de hydrochar seco y 278,1 gramos de licores, además de que las pruebas de adsorción de azul de metileno realizadas en el laboratorio demostraron que el hydrochar si funciona para retener colorantes ya que presenta una cantidad adsorbida de colorante de 6,20 miligramos de colorante adsorbido por gramos de adsorbente. Por lo tanto, este método ayudó a recopilar datos para este proceso; sin embargo, es necesario reunir datos del proceso de digestión anaerobia. A continuación, se presenta la gráfica de absorbancia vs. tiempo obtenida. Los datos recopilados de todos los ensayos de adsorción de azul de metileno se encuentran en el anexo.

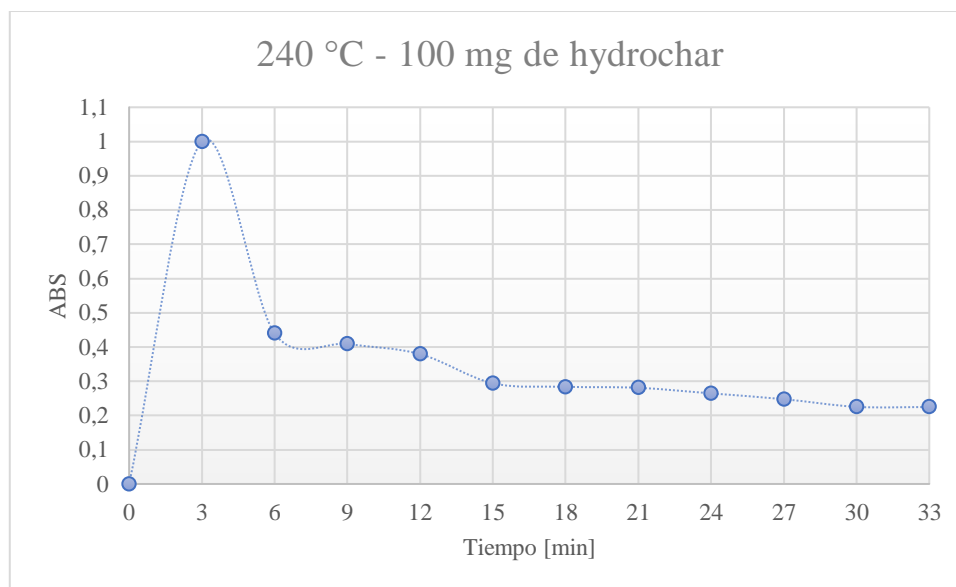
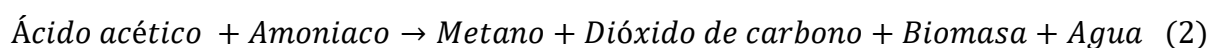
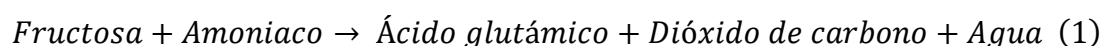


Figura 4. Gráfica de absorción de azul de metileno para la temperatura de 240 °C.

Para el proceso de digestión anaerobia de los licores provenientes del proceso de HTC se realizó una simulación en el programa SuperPro Designer. Para esto, se consideró la composición del licor, principalmente de ácido acético, ácido fórmico y fructosa (Hoekman et al., 2013). Además, se buscaron los números de registro de sustancias “CAS” de una de las bacterias metanogénicas más utilizadas en digestión anaerobia y del medio de cultivo, hidrosulfito de sodio. Adicionalmente se considera que se trabajará con una temperatura de 37°C y que una relación licor-inóculo es de 1:2 tomando en cuenta que para el inóculo se consideran los sólidos volátiles (SV) y en el licor la demanda química de oxígeno (DQO), entonces es relación 1 a 2 de DQO/SV (Murillo et al., 2022). Se consideró que la simulación de este proceso se llevará a cabo en dos digestores debido a las reacciones que se generan en este. Las reacciones que se han considerado para la digestión anaerobia son las siguientes (Doran, 2013):



Finalmente, esta simulación permitió determinar los datos necesarios para este proceso. Por lo tanto, los procesos seleccionados para la planta de producción son útiles para obtener los

productos mencionados anteriormente. A continuación, se adjunta imagen con la simulación de este proceso.

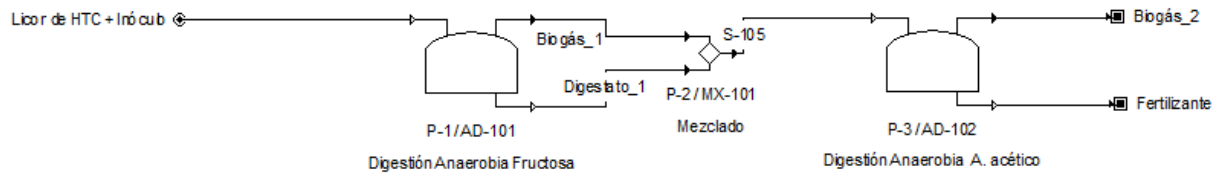


Figura 5. Diagrama de la simulación de digestión anaerobia para el proceso.

4. DISEÑO DE LA PLANTA DE CARBONIZACIÓN HIDROTÉRMICA DE CUESCO DE PALMA

4.1. Definición del caudal de producción

El caudal de producción de la planta se definió de acuerdo con la cantidad de materia prima disponible, principalmente del cuesco de palma. Considerando la producción de aceite de palmiste en el Ecuador en el año 2022 mencionada en el capítulo 1, se determina que de la nuez de palma el 41% en masa será aceite, mientras que el 6% en masa será cuesco (Sánchez et al., 2017). Por lo tanto, se ha determinado que la cantidad de cuesco de palma generada fue de 14 mil toneladas en el año. De esta cantidad se ha considerado que el caudal de materia prima de cuesco para la planta será el 10% de la producción de cuesco, por lo que será de 480 kg por hora.

4.2. Selección y dimensionamiento de equipos

Para la planta se han considerado diferentes equipos, un molino, cuatro tanques con agitación para los procesos de HTC, activación, inoculación y fermentación, además de equipos auxiliares como bomba, intercambiadores de calor, separador y mezclador. A continuación se detalla la metodología que se siguió para su dimensionamiento.

Para cada uno de los equipos se ha tomado en cuenta el material de su construcción según la materia que ingrese a cada equipo, para el caso del molino y la bomba se ha considerado acero-carbono, mientras que para todos los demás equipos se ha considerado acero inoxidable. El dimensionamiento de la mayoría de los equipos se determinó con la ayuda de simulación en SuperPro Designer, sin embargo, el dimensionamiento para los tanques de HTC y activación se realizó considerando sus condiciones de operación. Estos equipos necesitan de un agitador y una chaqueta de calentamiento debido a que se necesita de flujo turbulento y el tanque de activación debe mantener una temperatura de 500°C (Cancino Riquelme, 2011). La metodología utilizada para determinar el dimensionamiento estos equipos, se encuentra adjunta

en el Anexo A2. Dimensionamiento de equipos, además de los resultados de los demás equipos. La selección adecuada de los equipos es importante no solo para determinar la demanda energética y el análisis económico, sino también para que el proceso sea seguro.

4.3. Estimación de la demanda energética del proceso

Para realizar la estimación de la demanda energética del proceso se consideran los balances de energía para cada uno de los equipos de la planta. Estos se obtuvieron mediante la simulación en SuperPro Designer para la mayoría de los equipos utilizados. Sin embargo, para el reactor de HTC se consideró la energía de activación de la reacción y para el tanque de activación se consideró la energía que se utiliza en el proceso, estas energías se multiplicaron por el caudal de entrada respectivamente. La energía de activación de la reacción en el proceso de HTC considerada es de 4212 kJ/kg (Nizamuddin et al., 2015), mientras que, la energía que se utiliza en el proceso de activación es de 5680 kJ/kg (Azargohar & Dalai, 2008). La metodología detallada que se utilizó para determinar la demanda energética de estos equipos se encuentra en el Anexo A4. Demanda energética del proceso, además de los resultados obtenidos para los demás equipos del proceso. Así como se considera la demanda energética, otro aspecto importante a considerar en el diseño de una planta es la seguridad.

4.4. Análisis de seguridad FMEA y HAZOP

En el diseño de la planta, uno de los aspectos más importantes a considerar es la seguridad, no solo porque se debe cumplir con las normativas de seguridad, sino también para asegurar la salud de los trabajadores y el público en general. Por lo que, es necesario utilizar métodos que ayuden a definir los posibles riesgos que se puede tener en la planta (Towler et al., 2008). El análisis modal de fallos y efectos (FMEA) sirve para evaluar los posibles fallos en la planta y sus posibles soluciones o cambios. El estudio de operabilidad y riesgos (HAZOP) es mucho más detallado, se utiliza para determinar riesgos en cada uno de los equipos y sus corrientes de entrada y salida, proporcionando las soluciones y prevenciones a implementar para evitar

accidentes. Se realizó el análisis FMEA para todo el proceso, mientras que el análisis HAZOP se realizó únicamente para el tanque con agitación del proceso de activación ya que es la operación unitaria más peligrosa de la planta.

Para el análisis FMEA se determinaron las principales etapas del proceso para definir cuáles son los posibles fallos en el equipo. Para cada modo de fallo se determinaron sus consecuencias y causas, además del sistema de detección del fallo. Adicionalmente se establece un número de severidad (SEV) para cada consecuencia, un número de probabilidad de ocurrencia (OCC) para cada causa, un número de probabilidad de prevención (DET) para los sistemas de detección y se obtuvo el número de probabilidad de riesgo global al multiplicar los números mencionados anteriormente. La metodología y resultados obtenidos para este análisis se encuentran en el Para determinar los balances de energía de los reactores se consideraron las energías que se dieron en los procesos de HTC y activación, para esto se buscó en bibliografía y se realizaron aproximaciones debido a que el proceso de carbonización hidrotérmica tiene reacciones complejas, ya que se dan más de cinco reacciones por lo que este fue el método que ayudó a estimar el consumo de energía. Para el caso del proceso de HTC se determinó que la energía de activación de la reacción es de 4212 kJ/kg, este valor se encuentra en el capítulo 4. Por lo que esta energía se multiplicó por el caudal másico de entrada al reactor para calcular el consumo energético, dando como resultado 8100 kW en este reactor. Este proceso se realizó de igual manera para el tanque de activación considerando una energía de activación de 5680 kJ/kg, mencionada en el capítulo 4, esta energía al multiplicarse por el caudal de entrada al equipo dio como resultado un consumo de 7526,4 kW.

Anexo A5. Análisis de seguridad FMEA donde se explica la escala que se utilizó para otorgar los valores.

Tabla 2. Resumen de las etapas más peligrosas determinadas en el análisis FMEA.

Etapa del proceso	Desviación	RPN	Solución
Reactor de HTC	Fallo en la agitación en el reactor	280	Mantenimiento al equipo / Cálculo de tiempos de residencia
Reactor de activación	Fallo en la agitación en el reactor	280	Mantenimiento al equipo / Cálculo de tiempos de residencia
Reactor de inoculación	Fallo en la agitación en el reactor	280	Mantenimiento al equipo / Cálculo de tiempos de residencia
Reactores de fermentación	Fallo en la agitación en el reactor	280	Mantenimiento al equipo / Cálculo de tiempos de residencia
Molienda	Daños en el equipo	196	Realizar un control de calidad adecuado
Molienda	Pérdida de materia prima	196	Implementar medidores de presión
Reactor de HTC	Fallo en el flujo del reactor	196	Mantenimiento adecuado al equipo
Reactor de activación	Fallo en el flujo del reactor	196	Mantenimiento adecuado al equipo
Reactor de activación	Proceso de calentamiento ineficiente	160	Implementar una termocupla

Para el análisis HAZOP del equipo utilizado en el proceso de activación se consideró la intención del equipo, además de las intenciones de cada corriente de entrada y de salida, tomando en cuenta condiciones de operación. Para cada una de las corrientes de entrada y salida se definieron desviaciones, causas, consecuencias, salvaguardas, recomendaciones, la acción a tomar y el equipo responsable de esto en la planta. Adicionalmente, se otorgaron valores de probabilidad de ocurrencia y tipo de consecuencia para darle una valoración al riesgo. La metodología y resultados obtenidos para este análisis se encuentran en el Anexo A6. Análisis de seguridad HAZOP donde se explica la escala que se utilizó para otorgar los valores.

Tabla 3. Componentes del tanque de activación en donde se tiene una valorización de riesgo a nivel catastrófico determinados por el análisis HAZOP.

R-102 - Reactor de activación. Intención: Activar el hydrochar obtenido con vapor de agua.										
Componente	Desviación	Causa	Consecuencias	Salvaguarda	Recomendaciones	Acción	Responsable	Probabilidad	Tipo de consecuencia	Valoración de riesgo
112 - Entrada de hydrochar seco	Menos flujo	Fugas	Daños a la salud	Recubrimiento de las tuberías	Indicar lo necesario para el manejo de partículas de polvo por parte de los operarios	Implementar un protocolo de seguridad	Area de seguridad	P3	C4	I
			Contaminación ambiental							
R-102 - Reactor de activación	Menor temperatura	Menor flujo de vapor de agua en la entrada	Daños en el reactor	Alarmas de temperatura	Contar con equipo y capacitación para manejo de sustancias a alta temperatura	Capacitación constante de monitoreo de operación	Area de seguridad	P3	C4	I
				Indicadores de flujos de salida						
			Fugas	Diseño adecuado del equipo						
				Indicadores de temperatura y flujo en el sistema de enfriamiento						

5. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE HTC EN ECUADOR

5.1. Estimación de costos

La metodología detallada para la estimación de todos los costos necesarios para el análisis económico del proyecto se adjunta en el Anexo A7. Estimación de costos donde se presentan los resultados.

5.1.1. Estimación de costos de los equipos.

Para determinar los costos de los equipos se considera el dimensionamiento y características de cada uno en función de lo evaluado anteriormente. Para esto se ha definido el precio, país proveedor, un factor de localización según el país, la cantidad de equipos necesaria, el material de fabricación y un factor de acuerdo con el material seleccionado para cada uno de los equipos (Towler et al., 2008). El precio se multiplicó por los factores mencionados además de la cantidad para determinar el costo total de los equipos.

Adicionalmente, se calcularon los costos ISBL que tienen que ver con el costo e instalación de cada equipo. Para esto se han considerado tres métodos diferentes, el método de factor de Lang, el método del factor de Hang y el Método Factorial Detallado (MFD). Para el primero, se consideraron diferentes factores según el tipo de procesamiento, siendo un factor de 3 para sólidos, 5 para fluidos como líquidos o gases y 4 para una mezcla sólido-fluido. Por lo que, el total calculado para cada equipo se multiplicó por el factor que le corresponde. Para el segundo método, se tomó en cuenta un factor dependiendo del tipo de equipo como compresores, intercambiadores de calor, tanques a presión, entre otros. Esta información se detalla en la Tabla 6.3 del libro “CHEMICAL ENGINEERING DESIGN Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” citado anteriormente. Cada uno de estos factores se multiplicó por el costo total de equipos calculado anteriormente. Para el tercer método, se considera la Tabla 6.4 del mismo libro, donde se definen diferentes tipos de factores de tuberías,

material, civil, entre otros, dependiendo del tipo de proceso, sólido, fluidos o mixto sólido-fluido. Estos factores se determinaron para cada uno de los equipos y la suma de estos será el factor detallado de instalación que se multiplicará por el costo total del equipo calculado anteriormente.

Por lo tanto, los resultados de los costos ISBL para cada uno de los métodos fueron de 20.2 millones de dólares para el método de factor de Lang, 18.2 millones de dólares para el método de factor de Hang y 12.4 millones de dólares para el MFD.

5.1.2. Estimación de costos de producción.

Para la estimación de los costos de producción se considera la suma de los costos fijos más los costos variables.

Los costos fijos son la cantidad de dinero que tiene que pagar la empresa sin considerar la cantidad de producción de la planta. Para esto se han definido diferentes costos como el suelo de los trabajadores y supervisores, mantenimiento de la planta, los impuestos a pagar sobre la propiedad y el seguro, alquiler de tierra, permisos ambientales y un costo de “varios” que representa el costo de cualquier otro aspecto que se pueda considerar. Por lo que la suma total de todos estos costos fue de 1.7 millones de dólares aproximadamente.

En cuanto a los costos variables son la cantidad de dinero que puede no siempre ser constante, por lo que cambiará la cantidad de producción de la planta. Para esta estimación se ha considerado los costos totales de materias primas, los costos de consumo de energía eléctrica calculados a partir de los balances de energía y el costo del combustible que se necesita para producir la cantidad de vapor de agua para el proceso de activación, que en este caso es diésel. Por lo que la suma total de todos los costos mencionados anteriormente es de 68.6 millones de dólares aproximadamente. Finalmente, los costos de producción son la suma de los costos variables y fijos dando como resultado 70.3 millones de dólares aproximadamente. Cabe mencionar que estos costos ayudarán a estimar el capital de trabajo.

5.1.3. Estimación de inversión de capital fijo y capital de trabajo.

Una vez que se ha realizado el cálculo de costos ISBL, es posible proceder con la estimación de inversión de capital fijo que es el dinero necesario para la implementación del proyecto. Para esto se considera la sumatoria de los costos ISBL, costos OSBL, costos de ingeniería y construcción, y costos de imprevistos. Para calcular los costos OSBL que contemplan los costos de infraestructura de la planta se tomó el 20% de los costos ISBL. Para determinar los costos de ingeniería y construcción se tomó el 5% de los costos ISBL calculados anteriormente.

Por último, los costos en cuanto a imprevistos se calcularon tomando el 10% de la suma de los costos ISBL más los costos OSBL (Towler et al., 2008). Finalmente, se sumaron todos estos costos para obtener los resultados de inversión de capital fijo que para el método de factor de Lang es de 25.5 millones de dólares, para el método de factor de Hang es de 24.8 millones de dólares y para el MFD es de 17.05 millones de dólares, por lo que los siguientes cálculos y estimaciones se hicieron considerando este método.

En el caso de la estimación del capital de trabajo, se ha considerado un costo de materias primas para dos semanas de producción, un costo de producción de dos semanas para estimar el costo de los productos, un costo de producción de una semana para estimar el efectivo en caja, un costo de materias primas para cuatro semanas de producción para estimar el costo de créditos y un costo de repuestos considerando el 1,1% de la suma de los costos ISBL y OSBL. La suma de todos esto dio como resultado un costo de capital de trabajo de 4.3 millones de dólares.

5.2. Evaluación de la rentabilidad del proyecto

La metodología que se utilizó para determinar si el proceso es rentable se describe a mayor detalle en el Anexo A8. Evaluación de la rentabilidad del proyecto A continuación, se presentan los resultados más importantes de este proceso.

5.2.1. Definición de flujo de caja del proyecto.

El flujo de caja es la cantidad de dinero que se genera en el proyecto tanto de entrada como de salida a lo largo de los años. Para su cálculo se consideran los ingresos y egresos que genera la empresa cada año, ya que la resta de los ingresos menos los egresos dan como resultado el flujo de caja. Este se utiliza para estimar qué tan viable será la implementación del proyecto.

Para el cálculo de los ingresos netos del proyecto se calculan los ingresos brutos a partir de los costos de producción y el precio de los productos ya que los ingresos netos serán la resta de los ingresos brutos menos el 12% de impuestos. Esto se realizó para cada uno de los productos en un tiempo de cinco años, finalmente se realizó la sumatoria de cada uno de los ingresos netos obtenidos para cada año según el producto, obteniendo los ingresos netos de la planta.

Adicionalmente, se determinó el flujo acumulado en un tiempo de quince años. Para esto se consideró que el flujo de caja y el flujo de caja acumulado para el primer año será el mismo, a partir del segundo año el flujo de caja acumulado será la suma del flujo de caja acumulado del año anterior más el flujo de caja del año a calcular.

Finalmente, los resultados obtenidos se pueden observar en la siguiente figura. Estos resultados ayudarán a determinar el valor actual neto, la tasa interna de retorno y el tiempo de recuperación de la inversión. Cabe recalcar que cuando se tienen flujos de caja negativos esto quiere decir que la cantidad de salida de efectivo es mucho mayor que la cantidad de entrada, mientras que para los valores positivos es al revés. Adicionalmente, en la figura se puede ver que en los primeros ocho años los flujos de caja serán negativos, sin embargo, a partir del noveno año estos empiezan a ser positivos, por lo que el tiempo de recuperación es de nueve años, aproximadamente.

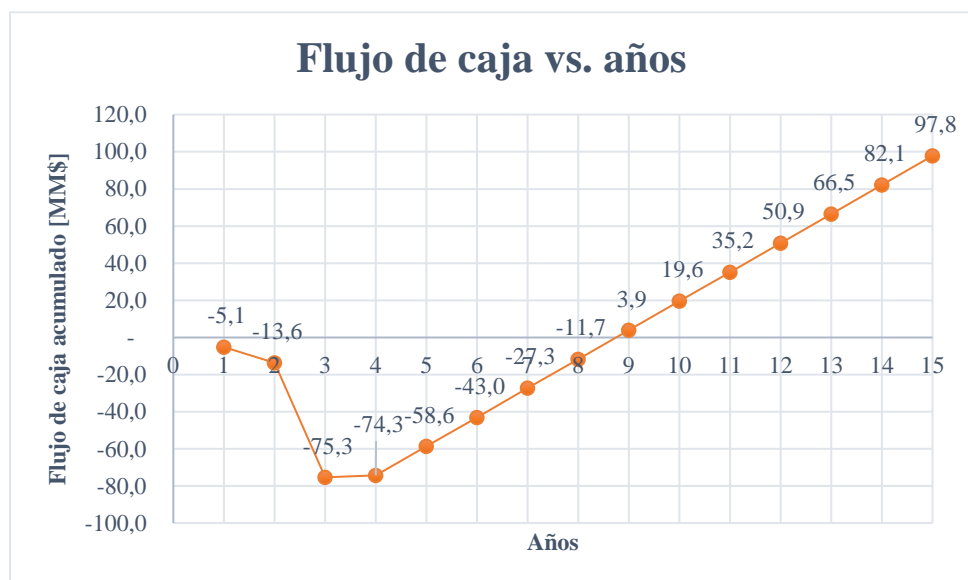


Figura 6. Curva de flujo de caja acumulado a lo largo de los años.

5.2.2. Cálculo de los indicadores de rentabilidad del proyecto.

Para este proyecto se han calculado como indicadores de rentabilidad el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR) y el periodo de recuperación de la inversión (PRI).

Tabla 4. Resumen de resultados de los indicadores de rentabilidad.

VAN	116 millones de dólares
TIR	60%
PRI	8,7 años

En el caso del VAN, se utiliza para saber la rentabilidad del negocio ya que es la suma de todos los flujos de caja del proyecto en el futuro. Para calcularlo se considera los flujos de caja y un factor de descuento que se basa en el interés mínimo de aceptable de rendimiento (TMAR) también conocido como tasa de descuento (Baca Urbina, 2010). Una vez definidos ambos, su producto dará el valor actual que se determina para cada uno de los años estimados, la sumatoria de todos los valores encontrados será el VAN del proyecto. Adicionalmente cabe recalcar que los valores obtenidos de VAN para un proyecto se evalúan de la siguiente manera. Un valor positivo significa que los ingresos de efectivo son mayores que los egresos, por lo

tanto, se tiene una buena inversión porque habrá ganancias. En el caso de un valor negativo se considera una situación opuesta a la antes mencionada. Sin embargo, si el valor del VAN es igual a cero no existirán pérdidas ni ganancias en el proyecto. Como resultado para este proyecto se considera un valor actual neto de 116 millones de dólares, por lo que existirán ganancias en este.

Una vez que se ha determinado el VAN es posible calcular la TIR que es una medida que ayuda a determinar si las inversiones para el proyecto serán potencialmente rentables, es el TMAR al cuál el VAN de todos los flujos de caja será igual a cero. Cuan mayor sea la TIR mejor será la opción de invertir en el proyecto, se considera esto siempre y cuando la TIR tenga un valor mayor a la TMAR, en ese caso se puede decir que el proyecto es rentable. Para este proyecto se determinó el VAN con una TMAR del 20% y se tuvo como resultado una TIR del 60%, por lo que se puede decir que el proyecto será rentable.

Otro indicador importante para el proyecto es el PRI debido a que estima el tiempo que se tarda el proyecto en recuperar el costo de la inversión. Este es un indicador importante ya que a los inversionistas les interesa saber cuándo tendrán su dinero de vuelta (Towler et al., 2008). Por lo tanto, mientras menor sea el tiempo de recuperación más atrayente será el proyecto para los inversionistas. En este proyecto se ha determinado un PRI de 8,7 años, esto se debe a la alta cantidad de dinero que se necesita para la implementación del proyecto ya que los equipos de la planta de producción de adsorbente, biogás y fertilizante son costosos.

5.2.3. Análisis de flexibilidad.

Para esta sección se han considerado dos diferentes escenarios, el primero variando únicamente el precio de venta de los productos hasta obtener un VAN igual a cero y el segundo escenario variando los precios de las materias primas hasta obtener un VAN igual a cero. Esto se realiza con el objetivo de determinar cuál es el precio mínimo de venta de los productos, además del precio máximo de compra de materias primas.

Para el caso del primer escenario, se variaron los precios de los productos, de 4 \$/kg de adsorbente, 1,11 \$/kg de biogás y 6 \$/kg de fertilizante a 14,6 \$/kg de adsorbente, 5,45 \$/kg de biogás y 23,15 \$/kg de fertilizante. Esto quiere decir que mis precios máximos de venta al público tienen que ser menores a los precios nuevos mencionados, ya que este es el límite de precios al que puedo llegar para que mi proyecto sea rentable determinando así que mi valor actual neto será mayor a cero, lo que significa que el proyecto seguirá siendo rentable.

Por otro lado, considerando el escenario número dos donde se cambian los precios de las materias, se variaron los precios como se puede ver en la tabla a continuación.

Tabla 5. Precios determinados de materia prima con sus cambios.

Materia prima	1er. Precio [\$/kg]	2do. Precio [\$/kg]
Cuesco de palma	0,28	4,50
Agua	0,00124	0,01984
Bacteria metanogénica	32,00	498,50
Medio de cultivo HS	201,56	3.124,25
Costo de diésel	0,75	12,00

En esta tabla se muestra el 1er precio donde se pueden ver los precios establecidos, mientras que el 2do precio corresponde al cambio que se ha hecho para el análisis de flexibilidad, mostrando los precios máximos para la adquisición de materias primas para que el valor actual neto sea cero, por lo que es el límite de precios que se estaría dispuesto a pagar para asegurar que el proyecto sea rentable.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Una vez que, se ha diseñado el proceso, la planta y realizado el análisis económico para una planta de producción de un material adsorbente por carbonización hidrotérmica del cuesco de palma de aceite seguido de una activación con vapor de agua, además de un tratamiento de digestión anaerobia de los licores de HTC para obtener biogás y fertilizante se puede decir de manera general que es posible implementar esta planta en el Ecuador, ya que, a pesar de las limitaciones de los últimos años, sí se está generando grandes cantidades de cuesco de palma por las pequeñas extractoras, sobre todo en la costa del país. Al tener disponibilidad de materias primas, y que, su costo sea conveniente para el proyecto, se concluye que es posible desarrollar el proyecto en Santo Domingo, lugar donde se encuentra principalmente la materia prima. Esta evaluación se hizo al considerar cada uno de los pasos en el diseño de todo el proyecto, principalmente el análisis económico que mostró que el proyecto a pesar de su largo tiempo de recuperación de inversión si será rentable, luego de determinar e interpretar los indicadores de rentabilidad.

Luego de realizar la experimentación en el laboratorio de la USFQ, donde se utilizó el reactor batch de carbonización hidrotérmica bajo cuatro diferentes condiciones de operación, se pudo concluir que el proceso de carbonización hidrotérmica funciona para obtener los productos mencionados anteriormente, hydrochar, licores y gases. De igual manera, después de realizar las pruebas de adsorción de azul de metileno al añadir una cantidad determinada del hydrochar a una solución de agua destilada con este colorante, se logró comprobar que, el hydrochar obtenido de este proceso sí puede adsorber este colorante, incluso sin necesidad de activarlo, por lo que se espera que pueda adsorber otros tipos de colorantes. Esto se puede concluir luego de haber medido este parámetro con ayuda de un colorímetro y realizando las curvas de absorbancia versus tiempo. Adicionalmente, todas las pruebas realizadas para el análisis de este proyecto ayudaron a determinar que las mejores condiciones de operación para obtener un

adsorbente de colorantes serán a una temperatura de 240°C durante 1 hora de operación en el reactor de HTC.

Una vez que, se comprobó que el proceso si funciona para obtener el producto deseado, se logró identificar si este era el mejor proceso para esto, obteniendo información que ayudó a determinar que si lo es. Por lo que, una vez seleccionado este proceso se diseñó el mismo considerando todas las operaciones unitarias necesarias, además de definir que la materia prima necesita un pretratamiento de molienda, y que el hydrochar se puede activar físicamente con vapor de agua, ya que, esto ayuda a que mejore sus propiedades como un adsorbente ya que incrementa su porosidad y, por ende, el área superficial. De igual manera, se tomó en cuenta el posible tratamiento para uno de los subproductos obtenidos en el proceso de HTC, con la digestión anaerobia de los licores y esto permitió obtener dos productos nuevos, el biogás y fertilizante. Una vez considerados todos los procesos de la planta se definieron las condiciones de operación de los demás procesos ya que las condiciones para el proceso de HTC se determinaron de manera experimental. Todo esto ayudó a definir la base para posteriormente realizar el diseño de la planta, en donde se diseñó cada equipo considerando sus dimensiones y material, siendo el acero inoxidable el material utilizado en la mayoría de los equipos de la planta.

Una vez que se diseñó la planta por completo fue posible realizar dos análisis de seguridad, se realizó el análisis FMEA para toda la planta considerando los posibles modos de fallo, mientras que se realizó el análisis de seguridad HAZOP para el equipo más peligroso de la planta que en este caso fue el tanque de activación por sus elevadas condiciones de operación de temperatura y presión, considerando las causas, efectos y soluciones a tomar a según las consecuencias que se podrían dar. Esto ayudó a determinar los cambios e implementaciones de equipos controladores que se necesitan en la planta para asegurar el proceso, además de considerar que las operaciones más delicadas del proceso son la carbonización hidrotérmica y

la activación, por lo que es necesario tener un correcto mantenimiento de los equipos que se utilizan y seguir todas las salvaguardas y recomendaciones para garantizar la seguridad no solo del proceso, sino también de los empleados.

Luego de considerar todos los costos de equipos, implementación de equipos, materias primas, capital de trabajo, inversión de capital fijo, costos de energía y costos de labor de operación se pudo reconocer que el proyecto será rentable luego de aproximadamente nueve años donde se recuperará la inversión de capital fijo. A pesar de que, es un tiempo muy largo de recuperación el proyecto si muestra ser rentable debido a que su valor actual neto es de 116 millones de dólares y tiene una tasa interna de retorno de 60%, lo que quiere decir que luego de evaluar la situación de la empresa a lo largo de los años, el proyecto si será rentable, ya que el valor actual neto es mayor a cero, y la tasa interna de retorno es mayor al interés mínimo de rendimiento que es de 20%. Por lo tanto, a pesar del alto valor de inversión de capital fijo, es proyecto es rentable, lo que quiere decir que su implementación en el Ecuador es posible.

Finalmente, como recomendaciones para trabajos a futuro se sugiere investigar mucho más acerca del proceso de carbonización hidrotérmica a nivel industrial, ya que desde el año 2017 se ha empezado a implementar en las industrias, en solo 3 países en el mundo, Suiza, España, y México. Por lo que, es necesario investigar lo que pasaría bajo otras condiciones de operación, utilizando otros equipos, y considerando, sobre todo, qué es lo que podría pasar si se utilizan otras biomásas diferentes al cuesco de palma. Además, se sugiere optimizar la planta de producción diseñada en este trabajo y realizar un análisis económico mucho más detallado, para determinar cómo sería realmente la implementación de la planta y si se puede abaratar costos cambiando diferentes aspectos considerados en el diseño del proceso y de la planta, como materiales, proveedores, entre otros.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Adolfo Parra Huertas, R. (2015). *Anaerobic digestión: biotechnological mechanisms in waste water treatments and their application in food industry Digestão anaeróbica: mecanismos biotecnológicos no tratamento de águas residuais e sua aplicação na indústria alimentícia* (Vol. 10, Número 2).
- Asamblea Nacional Constituyente. (2008). CONSTITUCIÓN DE LA REPÚBLICA DEL ECUADOR. En *Registro Oficial* (Vol. 449, Número 20). www.lexis.com.ec
- Azargohar, R., & Dalai, A. K. (2008). Steam and KOH activation of biochar: Experimental and modeling studies. *Microporous and Mesoporous Materials*, 110(2–3), 413–421. <https://doi.org/10.1016/j.micromeso.2007.06.047>
- Baca Urbina, G. (2010). *Evaluación de proyectos* (Sexta edición). McGRAW-HILL.
- Cancino Riquelme, H. (2011). *DISEÑO DE REACTOR, PRODUCCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO DE CÁSCARAS DE NUEZ PARA USO EN SEPARACIÓN DE CIANUROS METÁLICOS*. PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO.
- Consortio de Gobiernos Autónomos Provinciales del Ecuador. (2019). *PROYECTO ACCIÓN PROVINCIAL FRENTE AL CAMBIO CLIMÁTICO ESTRATEGIA DE CAMBIO CLIMÁTICO DE LA PROVINCIA DE SANTO DOMINGO DE LOS TSÁCHILAS CON ENFOQUE DE GÉNERO*.
- Doran, P. M. (2013). *Bioprocess engineering principles*. Academic Press.
- Fagnani, H. M. C., da Silva, C. T. P., Pereira, M. M., Rinaldi, A. W., Arroyo, P. A., & de Barros, M. A. S. D. (2019). CO₂ adsorption in hydrochar produced from waste biomass. *SN Applied Sciences*, 1(9). <https://doi.org/10.1007/s42452-019-1055-6>
- Fan, S., Wang, Y., Wang, Z., Tang, J., Tang, J., & Li, X. (2017). Removal of methylene blue from aqueous solution by sewage sludge-derived biochar: Adsorption kinetics, equilibrium, thermodynamics and mechanism. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 5(1), 601–611. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2016.12.019>
- Hammud, H. H., Karnati, R. K., Al Shafee, M., Fawaz, Y., & Holail, H. (2021). Activated hydrochar from palm leaves as efficient lead adsorbent. *Chemical Engineering Communications*, 208(2), 197–209. <https://doi.org/10.1080/00986445.2019.1702975>
- Harun, N., Othman, N. A., Zaki, N. A., Rasul, N. A. M., Samah, R. A., & Hashim, H. (2019). Simulation of Anaerobic Digestion for Biogas Production from Food Waste Using SuperPro Designer. En *Materials Today: Proceedings* (Vol. 19). www.sciencedirect.com/www.materialstoday.com/proceedings2214-7853
- Hassan, M. M., & Carr, C. M. (2018). A critical review on recent advancements of the removal of reactive dyes from dyehouse effluent by ion-exchange adsorbents. En *Chemosphere* (Vol. 209, pp. 201–219). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2018.06.043>
- Heidari, M., Dutta, A., Acharya, B., & Mahmud, S. (2019). A review of the current knowledge and challenges of hydrothermal carbonization for biomass conversion. En *Journal of the Energy Institute* (Vol. 92, Número 6, pp. 1779–1799). Elsevier B.V. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2018.12.003>
- Hoekman, S. K., Broch, A., Robbins, C., Zielinska, B., & Felix, L. (2013). Hydrothermal carbonization (HTC) of selected woody and herbaceous biomass feedstocks. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 3(2), 113–126. <https://doi.org/10.1007/s13399-012-0066-y>
- Ikumapayi, O. M., & Akinlabi, E. T. (2018). Composition, characteristics and socioeconomic benefits of palm kernel shell exploitation-an overview. En *Journal of Environmental Science and Technology* (Vol. 11, Número 5, pp. 220–232). Asian Network for Scientific Information. <https://doi.org/10.3923/jest.2018.220.232>

- INEN. (2013). *PRODUCTOS QUÍMICOS INDUSTRIALES. CARBÓN ACTIVADO PARA USO INDUSTRIAL. DETERMINACIÓN DE LAS CENIZAS TOTALES*.
- Jian, X., Zhuang, X., Li, B., Xu, X., Wei, Z., Song, Y., & Jiang, E. (2018). Comparison of characterization and adsorption of biochars produced from hydrothermal carbonization and pyrolysis. *Environmental Technology and Innovation*, 10, 27–35. <https://doi.org/10.1016/j.eti.2018.01.004>
- Kant, R. (2012). Textile dyeing industry an environmental hazard. *Natural Science*, 04(01), 22–26. <https://doi.org/10.4236/ns.2012.41004>
- Kong, S. H., Chin, C. Y. J., Yek, P. N. Y., Wong, C. C., Wong, C. S., Cheong, K. Y., Liew, R. K., & Lam, S. S. (2022). Removal of heavy metals using activated carbon from microwave steam activation of palm kernel shell. *Environmental Advances*, 9. <https://doi.org/10.1016/j.envadv.2022.100272>
- Lee, C. L., Chin, K. L., H'ng, P. S., Rashid, U., Maminski, M., & Khoo, P. S. (2021). Effect of pretreatment conditions on the chemical–structural characteristics of coconut and palm kernel shell: A potentially valuable precursor for eco-efficient activated carbon production. *Environmental Technology and Innovation*, 21. <https://doi.org/10.1016/j.eti.2020.101309>
- López, M. (2020, febrero 24). *Residuos de palma africana combatirían el calentamiento global*. Periódico UNAL / Medio Ambiente.
- Ministerio de Comercio Exterior. (2017). *INFORME SOBRE EL SECTOR PALMICULTOR ECUATORIANO*.
- Ministerio del Ambiente, A. y T. E. (2022). *MAE monitorea cumplimiento de normas ambientales de Extractora de aceite de palma en Los Ríos*. <https://www.ambiente.gob.ec/mae-monitorea-cumplimiento-de-normas-ambientales-de-extractora-de-aceite-de-palma-en-los-rios/>
- Murillo, H. A., Pagés-Díaz, J., Díaz-Robles, L. A., Vallejo, F., & Huiliñir, C. (2022). Valorization of oat husk by hydrothermal carbonization: Optimization of process parameters and anaerobic digestion of spent liquors. *Bioresource Technology*, 343. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.126112>
- Nakasima-López, M., Taboada-González, P., Aguilar-Virgen, Q., & Velázquez-Limón, N. (2017). Adaptación de Inóculos Durante el Arranque de la Digestión Anaerobia con Residuos Sólidos Orgánicos. *Informacion Tecnologica*, 28(1), 199–208. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642017000100020>
- Nizamuddin, S., Jayakumar, N. S., Sahu, J. N., Ganesan, P., Bhutto, A. W., & Mubarak, N. M. (2015). Hydrothermal carbonization of oil palm shell. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 32(9), 1789–1797. <https://doi.org/10.1007/s11814-014-0376-9>
- Pandit, P., Singha, K., Maity, S., Maiti, S., & Kane, P. (2021). Treatment of textile wastewater by agricultural waste biomasses. En *Sustainable Technologies for Textile Wastewater Treatments* (pp. 137–156). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/b978-0-323-85829-8.00007-9>
- Paucar, W. (2019). “*CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DEL CUESCO Y FIBRA OBTENIDOS DEL PROCESAMIENTO DE PALMA AFRICANA PARA UN APROVECHAMIENTO EFICIENTE DE LA ENERGÍATÉRMICA EN CALDERAS*”.
- Producción Agrícola Mundial. (2023, febrero 26). *Producción Mundial Aceite de Palma 2022/2023*. <http://www.produccionagricolamundial.com/cultivos/aceitedepalma.aspx>
- Raza, M. H., Abid, M., Faisal, M., Yan, T., Akhtar, S., & Mehedi Adnan, K. M. (2022). Environmental and Health Impacts of Crop Residue Burning: Scope of Sustainable Crop Residue Management Practices. *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 19(8). <https://doi.org/10.3390/ijerph19084753>

- Rincón, J. M., Rincón, S., Guevara, P., Ballén, D., Morales, J. C., & Monroy, N. (2015). Producción de carbón activado mediante métodos físicos a partir de carbón de El Cerrejón y su aplicación en el tratamiento de aguas residuales provenientes de tintorerías. *Revista de la Academia Colombiana de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales*, 39(51), 171. <https://doi.org/10.18257/raccefyn.138>
- Rodriguez Correa, C., Hehr, T., Voglhuber-Slavinsky, A., Rauscher, Y., & Kruse, A. (2019). Pyrolysis vs. hydrothermal carbonization: Understanding the effect of biomass structural components and inorganic compounds on the char properties. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 140, 137–147. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2019.03.007>
- Rosero, S. (2022, junio 29). *IMPACTS AND BENEFITS OF OIL PALM IN ECUADOR*. PROAmazonía Specialist in Sustainable Palm.
- Sánchez, R., Duran, H., Aguiar, L., Uribe, N., & Rojas, A. (2017). Modelo para la gasificación del cuesco de palma aceitera. *Ingenium*, 81–100.
- Towler, G., Sinnott, R., Boston, A. •, Heidelberg, •, London, •, San, P. •, San, D., Singapore, F. •, & Tokyo, S. •. (2008). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. <http://elsevier.com>
- Valladares Cisneros, M. G., Aranda Figueroa, M. G., & Romero Domínguez, R. J. (2019). Adsorbentes de origen vegetal y su aplicación en la remoción amigable de colorantes presentes en agua. *Inventio*, 15(37). <https://doi.org/10.30973/inventio/2019.15.37/7>
- Vallejo, F., Diaz-Robles, L. A., Gonzalez, P., & Poblete, J. (2021). ENERGY EFFICIENCY EVALUATION OF A CONTINUOUS TREATMENT OF AGROFORESTRY WASTE BIOMASS BY HYDROTHERMAL CARBONIZATION. *Maderas: Ciencia y Tecnología*, 23, 1–10. <https://doi.org/10.4067/S0718-221X2021000100415>
- Vera, M. (2016). “GESTIÓN DE UN SISTEMA DE CONTROL PARA LA UTILIZACIÓN DEL CUESCO DE LA PALMA AFRICANA COMO PARTE DE LOS ARIDOS EN LA FABRICACIÓN DE HORMIGÓN COMPACTADO.”
- Verité. (2016). *Labor and Human Rights Risk Analysis of Ecuador’s Palm Oil Sector*.

ANEXO A. METODOLOGÍAS, CÁLCULOS Y RESULTADOS

Anexo A1. Objetivos específicos, actividades y metodologías

Tabla 6. Tabla de actividades y metodologías para los objetivos específicos del proyecto.

Objetivos Específicos	Actividades	Metodologías
Definir el proceso, equipos y condiciones de operación.	Revisar la Constitución de la República del Ecuador.	Buscar la Constitución de la República del Ecuador.
		Leer los artículos que tengan que ver con los impactos al medio ambiente por las industrias.
		Hacer un resumen con la información importante sobre cada uno de los artículos.
		Analizar cuáles leyes de la Constitución aplican para esta industria.
	Revisar el Código Orgánico del Ambiente.	Buscar el Código Orgánico del Ambiente del Ecuador.
		Determinar la información que sea referente al tema del proyecto.
		Hacer un resumen con toda la información importante.
	Revisar las Políticas de Gestión Ambiental del Ecuador.	Revisar los acuerdos ministeriales hechos por el Ministerio del Ambiente, Agua y Transición Ecológica.
		Buscar las nuevas normativas que se han incorporado en el Ecuador para cuidar al medio ambiente.
		Hacer un resumen con toda la información referente la industria de aceite de palma.
	Definir la cantidad de materia prima necesaria para el proceso.	Buscar cuánto de cuesco de palma se produce luego de la extracción de aceite.
		Buscar el número de empresas que producen aceite de palma en el Ecuador.
		Definir una base de cálculo según la cantidad de cuesco existente en el país.
	Determinar el proceso que se llevará a cabo para la producción de hydrochar.	Buscar procesos que se han realizado para los diferentes productos establecidos.
Comparar la información encontrada y definir el mejor proceso a utilizar.		

		Definir las condiciones de operación para cada equipo según la bibliografía.
	Definir la ubicación de la planta de producción.	Investigar en qué lugar del Ecuador se produce la mayor cantidad de residuos de cuesco de palma.
		Buscar terrenos disponibles en la zona cerca a dónde se tienen los residuos.
		Escoger la mejor opción de terreno considerando la ubicación y precio.
Comprobar que el proceso sirve para producir hydrochar.	Realizar una simulación en SuperPro Designer.	Determinar si el proceso será Batch o Continuo.
		Buscar si en el programa existen todos los compuestos necesarios para el proceso.
		Crear los compuestos necesarios para realizar la simulación.
		Definir todas las operaciones unitarias necesarias para el proceso.
		Definir todas las condiciones de operación para cada equipo del proceso.
		Definir todas las corrientes de entrada y salida del proceso.
		Realizar la simulación y corregir los errores que se puedan presentar.
	Realizar una experimentación del reactor de carbonización hidrotérmica en el laboratorio.	Conseguir el cuesco de palma y definir la cantidad a utilizar.
		Definir las condiciones de operación del reactor.
		Pesar la materia prima y el hydrochar (producto) obtenido.
Realizar un balance de masa del reactor para saber de manera experimental cuánto se obtiene al final.		
Realizar la evaluación económica del proyecto.	Estimar la magnitud.	Calcular los costos ISBL de clase 5.
		Calcular el costo ISBL por el método de recuento de etapas.
	Estimar el presupuesto.	Estimar los costos de los equipos del proceso.
		Realizar la estimación unitaria y total de los costos de equipos Ce.
		Realizar las apreciaciones con el factor de Lang.
		Tomar en cuenta la Tabla 6.5 del libro de Sinnott & Towler.

	Realizar la estimación de componentes de costos del proyecto.	Utilizar el costo ISBL para los cálculos de inversión de capital fijo.
		Calcular los costos OSBL.
		Considerar costos de ingeniería y construcción.
		Tomar en cuenta un valor aproximado para imprevistos.
		Determinar los costos de materia prima y reactivos necesarios.
		Establecer los costos necesarios para servicios auxiliares.
		Considerar costos adicionales.
	Estimar los ingresos del proyecto.	Determinar los precios de productos iguales.
		Calcular el margen de producto bruto.
		Restar los costos variables y fijos de producción anuales de la ganancia bruta.
		Calcular el beneficio bruto anual.
		Calcular el beneficio neto.
		Considerar la tasa de interés establecida en el Banco Central del Ecuador.
	Analizar la recuperación de inversión.	Determinar el flujo de caja del proyecto.
		Determinar el valor temporal del dinero (VAN).
Calcular la tasa interna de retorno (TIR) evaluando que sea un número mayor o igual a cero.		
Realizar el análisis de seguridad HAZOP para el proceso.	Definir todos los equipos del proceso.	Hacer una lista de los equipos del proceso y para qué se utilizan.
	Definir las corrientes de los equipos.	Para cada equipo hacer una lista de las corrientes de entrada y salida con su intención.
		Para cada corriente evaluar los posibles cambios que se puedan dar según las condiciones de operación.
		Evaluar las causas de cada cambio y sus respectivas consecuencias y acciones.
	Modificar el diagrama de proceso realizado anteriormente.	Comparar el diagrama hecho con los cambios evaluados para la seguridad.
		Implementar los controles necesarios y alarmas según el equipo y corriente.

Anexo A2. Dimensionamiento de equipos

Para el dimensionamiento de los equipos a utilizar en la planta de producción se consideran los balances de masa que se pueden ver en el siguiente anexo. Se siguieron dos procedimientos para determinar las capacidades de los equipos y posteriormente el costo de estos. Los equipos de HTC y activación fueron dimensionados utilizando los balances de masa, donde se considera la cantidad de masa de entrada a cada equipo y las densidades de sus componentes para determinar así el volumen. Una vez que se determinó el volumen de cada equipo se buscó en catálogo el precio considerando que cumpla con la capacidad indicada, además de que tenga agitador y chaqueta de calentamiento.

- Reactor de HTC:

Se considera la fórmula de densidad igual a masa sobre volumen en la cual se despeja el volumen para obtener la siguiente ecuación, considerando que se deberá realizar una sumatoria para cada uno de los compuestos.

$$V_{1HTC} = \sum \frac{m_i}{\rho_i} \quad (3)$$

$$V_{1HTC} = \frac{m_{carbono}}{\rho_{carbono}} + \frac{m_{hidrógeno}}{\rho_{hidrógeno}} + \frac{m_{nitrógeno}}{\rho_{nitrógeno}} + \frac{m_{oxígeno}}{\rho_{oxígeno}} \quad (4)$$

Una vez que se determinó el volumen 1 del reactor es necesario considerar un factor de seguridad para determinar el volumen final del reactor, para esto se ha considerado un factor de 0.15 que se multiplicó por el volumen 1 de este reactor.

Finalmente, se consideró que el reactor necesitará un agitador y chaqueta de calentamiento y enfriamiento para cumplir con los requerimientos que se tiene en el proceso.

- Tanque de activación:

Se considera la fórmula de densidad igual a masa sobre volumen en la cual se despeja el volumen para obtener la siguiente ecuación, considerando que se deberá realizar una sumatoria para cada uno de los compuestos.

$$V_{1actv} = \sum \frac{m_l}{\rho_l} \quad (5)$$

$$V_{1actv} = \frac{m_{carbono}}{\rho_{carbono}} + \frac{m_{hidrógeno}}{\rho_{hidrógeno}} + \frac{m_{nitrógeno}}{\rho_{nitrógeno}} + \frac{m_{oxígeno}}{\rho_{oxígeno}} \quad (6)$$

Una vez que se determinó el volumen 1 del tanque es necesario considerar un factor de seguridad para determinar el volumen final del tanque, para esto se ha considerado un factor de 0.15 que se multiplicó por el volumen 1 de este tanque.

Finalmente, se consideró que el tanque necesitará un agitador y chaqueta de calentamiento y enfriamiento para cumplir con los requerimientos que se tiene en el proceso.

En cuanto a los demás equipos a utilizar en la planta, su dimensionamiento fue calculado mediante el programa SuperPro Designer después de realizar una simulación de los procesos. Para esta simulación se consideraron los componentes que ingresarán a cada proceso, además de las condiciones de operación como temperatura y presión para cada uno, los flujos másicos de entrada y en el caso de que uno de los componentes no estaba disponible en el programa, se creó el componente necesario buscando el CAS number de cada uno, que es el número que ayuda a identificar el compuesto. A continuación, se adjuntan imágenes de la simulación, además de una tabla donde se resumen las capacidades de cada uno de los equipos. Cabe recalcar que el programa ayuda a considerar un costo estimado de cada uno de los equipos simulados.

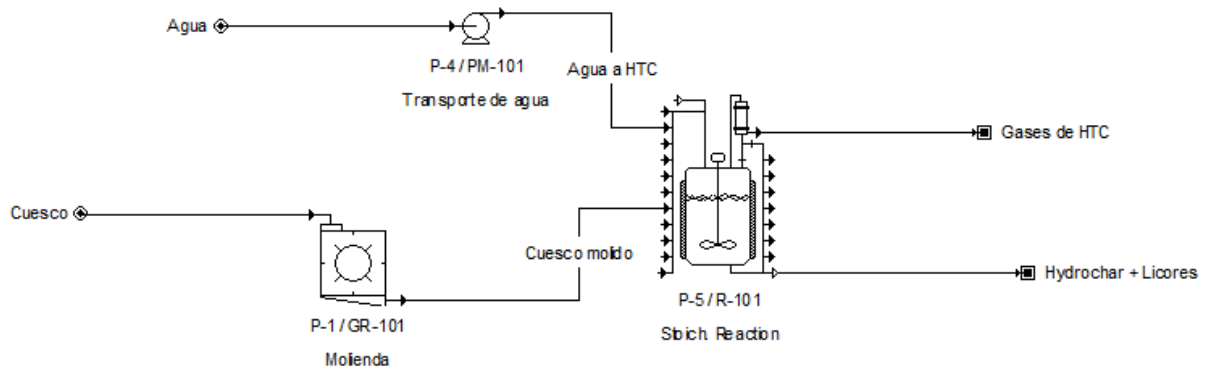


Figura 7. Simulación SuperPro Designer del proceso de molienda.

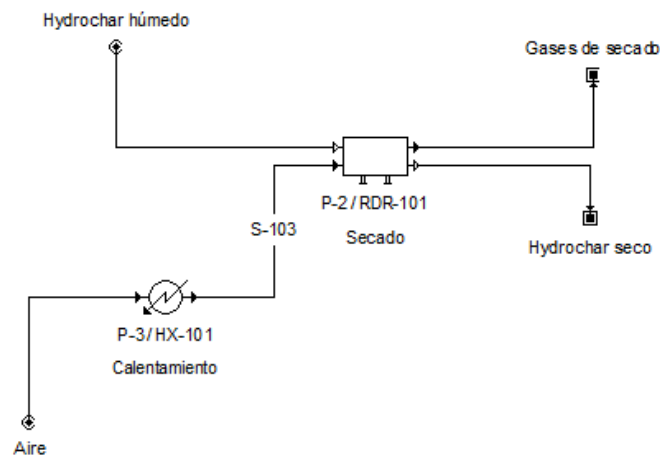


Figura 8. Simulación SuperPro Designer del proceso de secado.

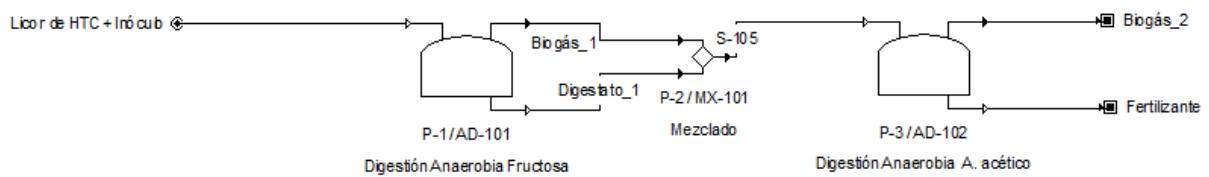


Figura 9. Simulación SuperPro Designer del proceso de digestión anaerobia.

Tabla 7. Tabla de las capacidades de los equipos simulados.

Equipo	Capacidad	Unidades
Molino	480	kg/batch
Filtro	10,32	m ²
Secador	11,58	m ²
Tanque de digestión 1	9764,73	L

Tanque de digestión 2	9924,39	L
Bomba	4825,02	L/h
Intercambiador de calor	0,05	m ²
Mezclador	4449,6	kg/batch

Anexo A3. Balances de masa del proceso

Para realizar los balances de masa del proceso se consideró el caudal de producción de cuesco de palma que se mencionó anteriormente para determinar el caudal de entrada que irá al primer proceso, de molienda. La información de los procesos de molienda, filtración, secado y digestión anaerobia se configuró en el simulador para que el programa calcule los balances de masa de cada uno de los equipos utilizados en los procesos. Además, para realizar los balances de masa de los equipos de HTC y activación se consideraron los datos obtenidos a escala laboratorio e información bibliográfica como el rendimiento y composiciones. Para el caso del reactor de HTC, los balances de masa se obtuvieron del proceso realizado a escala laboratorio y luego se escalaron considerando la cantidad de cuesco de palma que se utilizará en el proceso a escala industrial. Por otro lado, para el tanque de activación se consideraron los caudales de salida del secador, ya que será uno de los caudales de entrada al equipo, además, para determinar el caudal de entrada de vapor de agua se consideró una relación hydrochar-agua de 1:2 y un rendimiento de 56,9% (Azargohar & Dalai, 2008). De igual manera, las composiciones de hydrochar seco que entra al tanque fueron de 59,5% de carbono, 34,8 % de oxígeno, 5% de hidrógeno, entre otros (Kong et al., 2022).

Las información obtenida tanto para los balances de masa recopilados en el simulador y los balances de masa hechos con ayuda de información bibliográfica se presentan en las siguientes tablas, donde se tienen los resultados para cada proceso.

Tabla 8. Resultados de balances de masa para el proceso de molienda.

1. Molienda					
Entrada			Salida		
Caudal másico de cuesco [kg/batch]	480		Caudal másico de cuesco molido [kg/batch]	480	
Caudal [kg/batch]	Composición [%]		Caudal [kg/batch]	Composición [%]	
Carbono [kg/batch]	242,4	50,5	Carbono [kg/batch]	242,4	50,5
Hidrógeno [kg/batch]	33,12	6,9	Hidrógeno [kg/batch]	33,12	6,9
Nitrógeno [kg/batch]	14,88	3,1	Nitrógeno [kg/batch]	14,88	3,1
Azufre [kg/batch]	0,048	0,01	Azufre [kg/batch]	0,048	0,01
Oxígeno [kg/batch]	189,12	39,4	Oxígeno [kg/batch]	189,12	39,4

Tabla 9. Resultados de balances de masa para el proceso de HTC.

2. Carbonización Hidrotérmica					
Entrada			Salida		
1. Caudal másico de cuesco molido [kg/batch]	480		1. Flujo másico hydrochar/licor [kg/batch]	5003,86	
Flujo [kg/batch]	Composición [%]		2. Flujo másico gases HTC [kg/batch]	276,14	
Carbono [kg/batch]	242,4	50,5	Flujo [kg/batch]	Composición [%]	
Hidrógeno [kg/batch]	33,12	6,9	CO2 [kg/batch]	276,144	100
Nitrógeno [kg/batch]	14,88	3,1			
Azufre [kg/batch]	0,048	0,01			
Oxígeno [kg/batch]	189,12	39,4			
2. Flujo másico de agua [kg/batch]	4800				
Flujo [kg/batch]	Composición [%]				
Agua [kg/batch]	4800	100			

Tabla 10. Resultados de balances de masa para el proceso de filtración.

3. Filtración					
Entrada			Salida		
Flujo másico hydrochar/licor [kg/batch]	5003,86		1. Flujo másico hydrochar húmedo [kg/batch]	554,26	
			2. Flujo másico licores [kg/batch]	4449,60	
			Flujo [kg/batch]	Composición [%]	
			Ácido acético [kg/batch]	1267,69	28,49
			Ácido fórmico [kg/batch]	662,99	14,9
			Furfurales [kg/batch]	331,50	7,45
			Carbono [kg/batch]	1762,04	39,6
			Fructosa [kg/batch]	425,38	9,56

Tabla 11. Resultados de balances de masa para el proceso de secado.

4. Secado					
Entrada			Salida		
1. Flujo másico hydrochar húmedo [kg/batch]	554,26		1. Flujo másico hydrochar seco [kg/batch]	307,47	
2. Flujo másico aire [kg/batch]	4622,62		Flujo [kg/batch]	Composición [%]	
			Carbono [kg/batch]	182,94	59,5
			Hidrógeno [kg/batch]	15,37	5
			Nitrógeno [kg/batch]	1,54	0,5
			Azufre [kg/batch]	0,61	0,2
			Oxígeno [kg/batch]	107,00	34,8
			2. Flujo másico gases de secado [kg/batch]	4869,41	

Tabla 12. Resultados de balances de masa para el proceso de activación.

5. Activación					
Entrada			Salida		
1. Flujo másico hydrochar seco [kg/batch]		307,47	1. Flujo másico hydrochar activado [kg/batch]		524,85
Flujo [kg/batch]		Composición [%]	Flujo [kg/batch]		Composición [%]
Carbono [kg/batch]	182,94	59,5	Carbono [kg/batch]	324,358097	61,8
Hidrógeno [kg/batch]	15,37	5	Hidrógeno [kg/batch]	20,9940516	4
Nitrógeno [kg/batch]	1,54	0,5	Nitrógeno [kg/batch]	2,09940516	0,4
Azufre [kg/batch]	0,61	0,2	Azufre [kg/batch]	0	0
Oxígeno [kg/batch]	107,00	34,8	Oxígeno [kg/batch]	177,399736	33,8
2. Flujo másico vapor de agua [kg/batch]		614,94	2. Flujo másico gases activación [kg/batch]		397,56
Flujo [kg/batch]		Composición [%]			
Agua [kg/batch]	614,94	100			

Tabla 13. Resultados de balances de masa para el proceso de digestión anaerobia.

6. Digestión Anaerobia - Primera parte					
Entrada			Salida		
1. Flujo másico licores [kg/batch]		4449,60	1. Flujo másico biogás [kg/batch]		1922,23
Flujo [kg/batch]		Composición [%]	Flujo [kg/batch]		Composición [%]
Ácido acético [kg/batch]	911,72	20,49	Dióxido de carbono [kg/batch]	598,20	31,12
Amoniaco [kg/batch]	177,98	4	Metano [kg/batch]	1324,03	68,88
Biomasa [kg/batch]	177,98	4	2. Flujo másico digestato [kg/batch]		11426,57
Dioxido de carbono [kg/batch]	836,52	18,8	Flujo [kg/batch]		Composición [%]
Ácido fórmico [kg/batch]	662,99	14,9	Ácido acético [kg/batch]	2735,52	23,94
Fructosa [kg/batch]	756,88	17,01	Amoniaco [kg/batch]	53,70	0,47
Metano [kg/batch]	836,52	18,8	Biomasa [kg/batch]	609,04	5,33
Agua [kg/batch]	88,99	2	Dióxido de carbono [kg/batch]	2391,58	20,93
2. Flujo másico inóculo [kg/batch]		8899,2	Ácido fórmico [kg/batch]	1989,37	17,41
			Fructosa [kg/batch]	1106,09	9,68
			Metano [kg/batch]	1985,94	17,38
			Agua [kg/batch]	555,33	4,86

Tabla 14. Resultados de balances de masa para el proceso de digestión anaerobia.

6. Digestión Anaerobia - Segunda parte					
Entrada			Salida		
1. Flujo másico mezcla [kg/batch]		13348,80	1. Flujo másico biogás [kg/batch]		2597,45
Flujo [kg/batch]		Composición [%]	Flujo [kg/batch]		Composición [%]
Ácido acético [kg/batch]	2735,17	20,49	Dióxido de carbono [kg/batch]	604,17	23,26
Amoniaco [kg/batch]	17,80	0,4	Metano [kg/batch]	1993,28	76,74
Biomasa [kg/batch]	202,90	4,56	2. Flujo másico digestato [kg/batch]		10751,35
Dioxido de carbono [kg/batch]	996,71	22,4	Flujo [kg/batch]		Composición [%]
Ácido fórmico [kg/batch]	662,99	14,9	Ácido acético [kg/batch]	2705,04	25,16
Fructosa [kg/batch]	368,87	8,29	Amoniaco [kg/batch]	1,08	0,01
Metano [kg/batch]	1103,50	24,8	Biomasa [kg/batch]	625,73	5,82
Agua [kg/batch]	185,10	4,16	Dióxido de carbono [kg/batch]	2416,90	22,48
			Ácido fórmico [kg/batch]	1989,00	18,5
			Fructosa [kg/batch]	1117,07	10,39
			Metano [kg/batch]	1327,79	12,35
			Agua [kg/batch]	568,75	5,29

Anexo A4. Demanda energética del proceso

Para determinar la demanda energética del proceso se realizaron los balances de energía para todos equipos de la planta. En el caso de los equipos realizados en el simulador, este ya da como resultado los balances de energía para cada equipo, sin embargo, fue necesario determinar los balances para los equipos de HTC y de activación. A continuación, se detalla

una tabla con el resumen de los balances de energía obtenidos en el programa SuperPro Designer y la metodología utilizada para los balances de los equipos mencionados.

Tabla 15. Tabla de los balances de energía obtenidos en SuperPro Designer.

Equipo	Energía	Unidades
Molino	58,6	kW
Filtro	0	-
Secador	49,42	kW
Tanque de digestión 1	89,55	kW
Tanque de digestión 2	97,65	kW
Bomba	0,19	kW
Intercambiador de calor	80,4	kW
Mezclador	0	-

Para determinar los balances de energía de los reactores se consideraron las energías que se dieron en los procesos de HTC y activación, para esto se buscó en bibliografía y se realizaron aproximaciones debido a que el proceso de carbonización hidrotérmica tiene reacciones complejas, ya que se dan más de cinco reacciones por lo que este fue el método que ayudó a estimar el consumo de energía. Para el caso del proceso de HTC se determinó que la energía de activación de la reacción es de 4212 kJ/kg, este valor se encuentra en el capítulo 4. Por lo que esta energía se multiplicó por el caudal másico de entrada al reactor para calcular el consumo energético, dando como resultado 8100 kW en este reactor. Este proceso se realizó de igual manera para el tanque de activación considerando una energía de activación de 5680 kJ/kg, mencionada en el capítulo 4, esta energía al multiplicarse por el caudal de entrada al equipo dio como resultado un consumo de 7526,4 kW.

Anexo A5. Análisis de seguridad FMEA

Tabla 16. Tabla del análisis FMEA para la planta de producción.

Etapa del proceso	Modo de fallo	Consecuencias	SEV	Causas	OCC	Sistemas de detección	DET	RPN
GR-101 - Molienda	Entrada de material extraño al molino	Fisuras en el equipo	7	Colisión de rocas contra el equipo	4	Control de calidad	7	196
		Pérdida de materia prima	7	Se genera un flujo mezclado con impurezas	7	Medidor de presión	4	196
		Lanzamiento de materia prima	10	Movimiento a alta velocidad del equipo	1	Medidor de presión	4	40
R-101 - Reactor de Carbonización Hidrotérmica	Mal funcionamiento de la bomba de agua	Fugas de material	10	Fisuras en el equipo por alta presión	4	Indicador de presión y alarma	4	160
		Cantidad insuficiente de agua	10	Falta de presión en el equipo	4	Indicador de presión y alarma	4	160
	Mayor presión en el reactor	Sobrepaso de la capacidad máxima de volumen	4	Incremento de la temperatura	7	Termocupla	4	112
		Fugas en el reactor	7	La presión en las paredes genera fisuras	1	Medidor de flujo en la corriente de salida	7	49
	Menor agitación en el reactor	Zonas muertas en el reactor	4	Acumulación de material en los bordes	7	Cálculo de tiempos de residencia	10	280
		Bypassing del flujo en el reactor	4	Daño por desgaste en el agitador	7	Mantenimiento del equipo	7	196
F-101- Filtración	Saturación del filtro	Ruptura del equipo	7	Presión excesiva por el peso de la torta	4	Medidor de presión	4	112
		Suspender este proceso	4	Taponamiento del equipo	7	Medidor de presión	4	112
DR-101 - Secado	Falla en la regulación de temperatura	Aumento de la presión del equipo	7	Mayor flujo de aire caliente	4	Indicador de presión	1	28
		Proceso de secado ineficiente	7	Menor flujo de aire caliente	4	Termocupla	4	112
R-102 - Reactor de activación	Mal funcionamiento del intercambiador de calor	Fugas de material	10	Fisuras en el equipo por alta presión	4	Indicador de presión y alarma	4	160
		Proceso de calentamiento ineficiente	7	Menor flujo de vapor de agua al reactor	4	Termocupla	4	112
	Mayor presión en el reactor	Sobrepaso de la capacidad máxima de volumen	4	Incremento de la temperatura	7	Termocupla	4	112
		Fugas en el reactor	7	La presión en las paredes genera fisuras	1	Medidor de flujo en la corriente de salida	7	49
	Menor agitación en el reactor	Zonas muertas en el reactor	4	Acumulación de material en los bordes	7	Cálculo de tiempos de residencia	10	280
		Bypassing del flujo en el reactor	4	Daño por desgaste en el agitador	7	Mantenimiento del equipo	7	196
R-103 - Reactor de inoculación	Incremento de temperatura	Muerte del microorganismo	7	Cambio de las condiciones óptimas de la bacteria	4	Termocupla	4	112
		Incremento en la presión del equipo	4	Posible generación de gases comprimidos en el reactor	1	Medidor de presión	4	16
	Fallo en el agitador del reactor	Muerte del microorganismo	10	Daño en el agitador, agitación descontrolada	4	Tacómetro	4	160
		Zonas muertas en el reactor	4	Acumulación de material en los bordes	7	Cálculo de tiempos de residencia	10	280
R-104 y R-105 - Reactores de fermentación	Incremento de temperatura	Muerte del microorganismo	7	Cambio de las condiciones óptimas de la bacteria	4	Termocupla	4	112
		Incremento en la presión del equipo	4	Posible generación de gases comprimidos en el reactor	1	Medidor de presión	4	16
	Fallo en el agitador del reactor	Muerte del microorganismo	10	Daño en el agitador, agitación descontrolada	4	Tacómetro	4	160
		Zonas muertas en el reactor	4	Acumulación de material en los bordes	7	Cálculo de tiempos de residencia	10	280

Anexo A6. Análisis de seguridad HAZOP

Para adjuntar toda la tabla de análisis HAZOP se adjuntará la tabla en dos partes. La primera parte tendrá el análisis para las entradas y salidas del equipo y la segunda el análisis para el equipo.

Tabla 17. Análisis de seguridad HAZOP de las corrientes de entrada y salida del tanque de activación.

R-102 - Reactor de activación. Intención: Activar el hidrochar obtenido con vapor de agua.										
Componente	Desviación	Causa	Consecuencias	Salvaguarda	Recomendaciones	Acción	Responsable	Probabilidad	Tipo de consecuencia	Valoración de riesgo
112 - Entrada de hidrochar seco. Intención: Transferir hidrochar seco a temperatura de 105°C.	Menos flujo	Obstrucciones	Colapso de la tuberías	Asegurar la calidad en el pretratamiento	Sistema de limpieza de la tubería	Implementar un control de calidad en la salida del molino	Diseño	P3	C2	III
			Mantenimiento							
		Mala limpieza	Derrames	Válvula de alivio	Revisión constante del estado de los equipos	Operación				
			Aumento de presión Desbalance en la reacción							
	Fugas	Daños a la salud Contaminación ambiental	Recubrimiento de las tuberías	Indicar lo necesario para el manejo de partículas de polvo por parte de los operarios	Implementar un protocolo de seguridad	Area de seguridad	P3	C4	I	
	Más flujo	Más nivel en el secador	Pérdida de hidrochar seco	Indicador de flujo máximo	Implementar un sistema automatizado para regular el flujo con una alarma	Verificar el correcto funcionamiento del sistema de control de flujo	Mantenimiento	P2	C2	IV
			Desbordamiento del reactor			Dar el mantenimiento adecuado a los equipos	Operación			
		Daño de una válvula Incremento del caudal								
	Otra composición	Materia prima de mala calidad Contaminación en la tubería	Menor producción Problemas en el reactor	Indicador de composición	Sistema de control	Implementar un control de calidad en la salida del molino	Mantenimiento Control	P2	C3	III
116 - Entrada de vapor de agua. Intención: Transferir vapor de agua a temperatura de 250°C.	Menos presión	Mayor apertura de válvulas	Daños a al tubería	Indicador de presión	Tener los límites de operación	Dar el mantenimiento adecuado a los equipos	Mantenimiento	P3	C3	II
		Menor Flujo	Derrames		Tener un control del sistema de flujo	Tener el protocolo adecuado en caso de derrame	Operación			
	Más presión	Obstrucción Mayor Flujo	Daños en la tubería	Válvula de alivio	Tener los límites de operación	Instalar un indicador de presión	Area de seguridad	P3	C3	II
			Derrames		Tener un control del sistema de flujo	Dar el mantenimiento adecuado a los equipos	Mantenimiento Operación Diseño			
	Más Flujo	Bomba descalbrada	Desbalance en la reacción	Indicador de flujo	Mantenimiento constante de los equipos	Establecer una válvula de cierre mecánica cuando el indicador de flujo supera el maximo de operación	Diseño	P4	C2	II
		Daño de la válvula de control	Bajar la calidad del producto	Recubrimiento de las tuberías	Tener válvulas y elementos de repuesto	Mantenimiento	Operación			
	Menos Flujo	Mal funcionamiento de la bomba	Desbalance en la reacción	Indicador de nivel mínimo	Hacer un monitorio de los equipos	Implementar un sistema limpieza y secado	Diseño	P2	C2	IV
			Obstrucción	Paro en el reactor	Mantenimiento de los equipos	Dar mantenimiento cuando sea necesario	Operación			
		Paro en procesos previos	Implementar un sistema de control automático de flujo		Mantenimiento					
	Fugas	Puede ocasionar daño a los operadores	Monitoreo de las tuberías	Verificar si los sistemas están en óptimas condiciones antes de la operación	Tener el protocolo de seguridad adecuado	Implementar un sistema de apagado automático	Area de seguridad	P2	C3	III
	118 - Salida de hidrochar activado. Intención: Transferir hidrochar activado a 25°C.	Más flujo	Falla eléctrica	Puede haber desbordamiento	Sensor de peso en la bandas de transporte	Dar mantenimiento	Mecanismo de paro al detectar sobre peso	Operaciones Diseño Mantenimiento	P4	C1
Falla mecánica			Daños en el equipo							
Acumulación			Sobre carga de peso en la banda de transporte							
Menos flujo		Obstrucciones	Dañar el equipo	Sensor de peso en la bandas de transporte	Dar mantenimiento Tener un sistema automatizado para que se mantenga el peso de operación adecuado	Mecanismo de paro al detectar sobre peso	Operaciones Mantenimiento	P4	C1	IV
Otra composición	Mala materia prima	Forma de otra composición en el pretratamiento	Control de calidad de la materia prima	Implementar un sistema de control de calidad previo	Controles periodicos por lotes	Control de calidad	P1	C2	IV	
119 - Salida de gases. Intención: Transferir gases del reactor de activación a 100°C.	Menos flujo	Obstrucción en tuberías	Menor salida de gases	Indicador de flujo	Monitoreo del flujo	Control constante de los parámetros de operación	Operación Mantenimiento	P3	C2	III
			Paro en procesos previos			Dar mantenimiento a los sistemas				
		Fugas o derrames	Limpieza y mantenimiento de tuberías							
	Mas Flujo	Daños del equipo	Derrames	Indicador de flujo	Monitoreo del flujo	Mantenimiento	Operación Mantenimiento	P2	C1	IV
		Daños de la válvula de control	Incumplimiento de las condiciones de operación		Tener repuestos por si algún equipo está dañado	Implementar bypass Diseño				
	Mas Presión	Obstrucción en tuberías	Daño en tuberías y fugas	Indicador de presión	Revisar las condiciones de operación	Dar mantenimiento a los sistemas	Mantenimiento Operación	P3	C1	IV
		Aumento del flujo	Daño en válvulas y equipo			Implementar una revisión de las tuberías				
	Menos Presión	Disminuye el flujo Desgaste de la tubería	Menos abasto de salida	Indicador de presión	Revisar las condiciones de válvulas	Dar mantenimiento a los sistemas	Mantenimiento Operación	P3	C1	IV
Revisar las tuberías										

Tabla 18. Análisis de seguridad HAZOP del tanque de activación y su chaqueta.

R-102 - Reactor de activación. Intención: Activar el hydrochar obtenido con vapor de agua.	Más temperatura	Falla en el sistema de refrigeración	Subproductos indeseados	Indicador de temperatura	Monitoreo constante de indicadores de presión y temperatura	Implementar sistema automático de paro de alimentación	Mantenimiento	P2	C2	IV			
		Falla eléctrica	Menor producción	Sistema de refrigeración de emergencia	Monitoreo de flujo de gases	Mantenimiento periódico de equipos y tuberías	Operación						
		Mayor flujo de vapor de agua en la entrada	Fugas de gases	Alarmas de temperatura	Contar con equipo y capacitación para manejo de sustancias a alta temperatura	Capacitación constante de monitoreo de operación	Diseño				P2	C3	III
				Indicador de presión del reactor									
				Indicadores de flujos de salida									
		Daños a los operadores	Diseño adecuado del equipo	Area de seguridad	P2	C4	II						
	Menos temperatura		Falla eléctrica	Menor producción	Sistema de refrigeración de emergencia	Monitoreo constante de indicadores en sistema de enfriamiento	Operación	P3	C1	IV			
	Menor flujo de vapor de agua en la entrada	Daños en el reactor	Alarmas de temperatura	Contar con equipo y capacitación para manejo de sustancias a alta temperatura	Capacitación constante de monitoreo de operación	Area de seguridad	P3	C4	I				
			Indicadores de flujos de salida										
			Diseño adecuado del equipo										
	Fugas	Indicadores de temperatura y flujo en el sistema de enfriamiento											
		Menos agitación	Fisuras en los agitadores	Obstrucción de tuberías	Indicador de nivel del reactor	Monitorear indicadores de nivel, y flujos en el reactor	Mantenimiento del equipo	Operación	P4	C2	II		
	Aumento en el nivel dentro del reactor	Acumulación de sólidos en el reactor											
		Daños en el filtro y reactor											
	Más presión	Aumento en producción de subproductos gases	Explosiones	Válvula de alivio	Monitoreo constante de indicadores de presión	Control constante de condiciones de operación	Operación	P1	C3	IV			
			Obstrucción en salida de gases	Disco de ruptura									
			Aumento en temperatura	Daños en el reactor							Indicador de presión		
	Más flujo	Apertura de válvula	Aumento de presión	Indicador de flujo máximo	Controles en la tubería	Dar mantenimiento a los equipos	Area de seguridad	P3	C3	II			
Daños en la tubería													
Rupturas													
Menor flujo	Menor apertura de la válvula	Pérdidas de presión	Indicador de flujo mínimo	Monitoreo constante de indicadores de presión	Dar mantenimiento	Operación	P3	C3	II				
		Pérdidas de producción											
		Daños al reactor											
Chaqueta de enfriamiento del reactor	Más Voltaje	Sobrecarga del sistema eléctrico	Incendios	Fusibles	Dar mantenimiento constante a los sistemas	Instalar sistemas de fusibles	Mantenimiento	P2	C4	II			
		Cortocircuitos	Explosiones		Revisión de los conexiones y cables	Tener un protocolo de seguridad	Area de seguridad						
	Menos Temperatura	Problema de regulación de temperatura	Desbalance de la reacción	Sensor de temperatura	Control eficaz de los equipos	Incorporar un sistema adicional por el cual se pueda regular la temperatura	Diseño	P2	C4	II			
		Daño del equipo	Menor rendimiento en la reacción		Tener en consideración las lecturas del sensor de temperatura	Dar mantenimiento de los equipos	Mantenimiento						
	Más Temperatura	Problema de regulación de temperatura	Se pueden ocasionar explosiones	Sensor de temperatura	Tener en consideración las lecturas del sensor de temperatura	Implementar un sistema de refrigeración adicional	Mantenimiento	P2	C4	II			
		Daño del equipo	Desbalance de la reacción			Implementar un apagado de emergencia	Operación						
		Menor flujo de refrigerante											

Anexo A7. Estimación de costos

En primer lugar, se estiman los costos de los equipos, estos costos se obtuvieron de la simulación, además de catálogos.

Tabla 19. Costos relacionados con los equipos.

COSTOS DE EQUIPOS							
Equipo	Precio [S]	País proveedor	Factor localización	Cantidad	Material	Factor material	Total [S]
Molino	85.000,00	China	1,9	1	Acero - carbono	1	161.500,00
Bomba	10.000,00	China	1,9	1	Acero - carbono	1	19.000,00
Reactor HTC	763.000,00	China	1,9	1	Acero inoxidable	1,3	1.884.610,00
Filtro	27.000,00	China	1,9	1	Acero inoxidable	1,3	66.690,00
Intercambiador de calor	9.000,00	China	1,9	2	Acero inoxidable	1,3	44.460,00
Secador	138.000,00	China	1,9	1	Acero inoxidable	1,3	340.860,00
Reactor de activación	763.000,00	China	1,9	1	Acero inoxidable	1,3	1.884.610,00
Reactor de inoculación	81.216,00	China	1,9	1	Acero inoxidable	1,3	200.603,52
Mezclador / Separador	588,00	China	1,9	2	Acero inoxidable	1,3	2.904,72
Reactor de fermentación	81.134,00	China	1,9	2	Acero inoxidable	1,3	400.801,96
						Total [S]	5.006.040,20

Tabla 20. Costos ISBL calculados con diferentes factores.

COSTOS ISBL		
Factor de Lang [\$]	Factor de Hang [\$]	Factor Detallado [\$]
484.500,00	403.750,00	242.250,00
95.000,00	76.000,00	32.300,00
7.538.440,00	7.538.440,00	4.975.370,40
266.760,00	166.725,00	146.718,00
222.300,00	155.610,00	86.252,40
1.022.580,00	852.150,00	511.290,00
7.538.440,00	7.538.440,00	4.975.370,40
1.003.017,60	501.508,80	489.472,59
14.523,60	7.261,80	5.635,16
2.004.009,80	1.002.004,90	977.956,78
20.189.571,00	18.241.890,50	12.442.615,73

Cabe mencionar que para el análisis de costos ISBL por el método de factor detallado, los factores utilizados se basaron en información del libro mencionado anteriormente en la sección de costos del capítulo 5. A continuación se adjuntan las tablas con la información.

Tabla 21. Información sobre los factores a considerar para el MFD.

Factor Detallado				
Factor	Información	Fluidos	Mixto	Sólidos
fer	Erección del equipo	0,3	0,5	0,6
fp	Tuberías	0,8	0,6	0,2
fel	Eléctrico	0,2	0,2	0,15
fi	Instrumentación y control	0,3	0,3	0,2
fc	Civil	0,3	0,3	0,2
fs	Estructuras y edificios	0,2	0,2	0,1
fl	Pintura y revestimiento	0,1	0,1	0,05
fm	Material	Depende del material		
fp	Tuberías acero inoxidable	1,04		

Tabla 22. Factores calculados para el MFD.

Factor Detallado Equipos	
Molino	1,5
Bomba	1,7
Reactor HTC	2,64
Filtro	2,2
Intercambiador de calor	1,94
Secador	1,5
Reactor de activación	2,64
Digestor 1	2,44
Mezclador	1,94
Digestor 2	2,44

De igual manera, se consideran los factores considerados para el cálculo de los costos según el método con factor de Lang y con factor de Hang.

Una vez determinados los costos ISBL para cada uno de los métodos utilizados es posible determinar la inversión de capital fijo para el proyecto, de acuerdo con el método antes mencionado. Para esto, se considera que los costos OSBL serán el 20% de los costos ISBL y

los costos de ingeniería y construcción serán el 5% de los costos ISBL, además, se consideran costos por imprevistos que serán el 10% de la suma de los costos ISBL más los costos OSBL.

Tabla 23. Cálculos de inversión del capital fijo para el proyecto.

INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO			
Costos	Factor de Lang [\$]	Factor de Hang [\$]	Factor Detallado [\$]
ISBL	17.204.304,30	16.749.257,15	12.442.615,73
OSBL	5.161.291,29	5.024.777,15	2.488.523,15
Ingeniería y Construcción	860.215,22	837.462,86	622.130,79
Imprevistos	2.236.559,56	2.177.403,43	1.493.113,89
Total [\$]	25.462.370,36	24.788.900,58	17.046.383,55

Se puede ver que la menor inversión de capital fijo se obtiene mediante el MFD, por lo tanto, esta información será la que se utilizará para determinar los demás costos.

Además, se consideran los costos de producción considerando los precios de las materias primas necesarias para el proceso.

Tabla 24. Costos de producción de la planta.

COSTOS DE PRODUCCIÓN				
Materia prima	Precio [\$/kg]	Cantidad por hora [kg/h]	Cantidad al año [kg/año]	Costo anual [\$/año]
Cusco de palma	0,28	480,00	172.800,00	48.384,00
Agua	0,00124	5.414,94	1.949.378,40	2.417,23
Bacteria metanogénica	32,00	262,52	52.504,00	1.680.128,00
Medio de cultivo HS	201,56	65,63	13.126,00	2.645.676,56
			Total [\$/año]	4.494.255,59

Adicionalmente, se consideraron los costos de energía eléctrica, estos se calcularon utilizando los balances de energía del anexo A4.

Tabla 25. Costos de energía eléctrica de la planta.

COSTOS DE ENERGÍA ELÉCTRICA		
Total consumo de energía [kW-h]	Precio Ecuador [\$/kW-h]	Costo anual [\$/año]
11.411,47	0,78	64.086.815,52

De igual manera, se consideraron los costos de labor de operación y costos de capital de trabajo considerando un costo de materias primas y producción para dos semanas.

Tabla 26. Costos de labor de operación.

COSTOS DE LABOR DE OPERACIÓN			
Turno	# de trabajadores	Sueldo anual [\$/p.p]	Sueldos total [\$/año]
1	25	7.020,00	175.500,00
2	25	7.410,00	185.250,00
3	25	7.800,00	195.000,00
		Total [\$/año]	555.750,00

Tabla 27. Costos de capital de trabajo.

COSTOS DE CAPITAL DE TRABAJO	
Materias primas	60.582,52
Productos	2.462.843,54
Efectivo en caja	1.641.895,69
Créditos	30.291,26
Repuestos	164.242,53
Total [\$]	4.359.855,54

Una vez que se han determinado todos estos costos, es posible clasificarlos en costos variables y costos fijos para finalmente sumarlos y definir los costos totales de producción.

Tabla 28. Costos fijos del proyecto.

COSTOS FIJOS	
Trabajadores	555.750,00
Supervisión	138.937,50
Mantenimiento	511.391,51
Impuestos propiedad/seguro	170.463,84
Alquiler de tierra	139.357,30
Varios	85.231,92
Permisos ambientales	136.371,07
Total	\$ 1.737.503,12

Tabla 29. Costos variables y costos totales de producción.

COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN	
COSTOS VARIABLES	
Materias primas	4.376.605,79
Energía eléctrica	64.086.815,52
Costo de diésel para producir vapor	166.033,80
Total	\$ 68.629.455,11
C TOTAL DE PRODUCCIÓN	\$ 70.366.958,23

Finalmente se realiza una estimación de ingresos para cada uno de los productos que se obtendrán en este proyecto, para determinar los ingresos netos que servirán para calcular, posteriormente, el flujo de caja. Para esto se considera la cantidad de productos que se obtendrán considerando la producción.

Tabla 30. Producción de cada uno de los productos.

PRODUCCIÓN					
Producto	Cantidad [kg/h]	Unidades por hora	Cantidad [kg/año]	Presentación	PVP [\$]
Adsorbente	524,85	20	144000	sacos de 25 kg	100,00
Biogás	2597,45	19	136800	cilindros de 45 kg	49,95
Fertilizante	10751,35	17	122400	envases de 200 kg	1200,00
Total [kg/año]			403200		

Tabla 31. Estimación de ingresos.

ESTIMACIÓN DE INGRESOS	
Adsorbente - saco de 25 kg	\$ 14.400.000,00
Ingresos brutos	\$ -9.055.652,74
Ingresos netos	\$ -7.968.974,42
Biogás - cilindro de 45 kg	\$ 6.833.160,00
Ingresos brutos	\$ -16.622.492,74
Ingresos netos	\$ -14.627.793,62
Fertilizante - envase de 200 kg	\$ 146.880.000,00
Ingresos brutos	\$ 123.424.347,26
Ingresos netos	\$ 108.613.425,58

Tabla 32. Producción en un tiempo de cinco años.

PRODUCCIÓN EN EL TIEMPO					
	Tiempo [año]	Cantidad [kg/año]	Venta [\$]	Ingresos brutos [\$]	Ingresos netos [\$]
Adsorbente	1	0	0	0	0
	2	0	0	0	0
	3	43200	4.320.000,00	-19.135.652,74	-18.048.974,42
	4	108000	10.800.000,00	-12.655.652,74	-11.568.974,42
	5	144000	14.400.000,00	-9.055.652,74	-7.968.974,42
	Biogás	1	0	0	0
2		0	0	0	0
3		41040	2.049.948,00	-21.405.704,74	-19.411.005,62
4		102600	5.124.870,00	-18.330.782,74	-16.336.083,62
5		136800	6.833.160,00	-16.622.492,74	-14.627.793,62
Fertilizante		1	0	0	0
	2	0	0	0	0
	3	36720	44.064.000,00	20.608.347,26	5.797.425,58
	4	91800	110.160.000,00	86.704.347,26	71.893.425,58
	5	122400	146.880.000,00	123.424.347,26	108.613.425,58

Tabla 33. Ingresos netos totales.

TOTAL DE INGRESOS NETOS	
Tiempo [año]	Ingresos netos [\$]
1	0
2	0
3	-31.662.554,45
4	43.988.367,55
5	86.016.657,55

Anexo A8. Evaluación de la rentabilidad del proyecto

Para evaluar si el proyecto será rentable es necesario calcular el flujo de caja con la diferencia de ingresos menos egresos. Los egresos se calculan para cada año considerando los valores de inversión de capital fijo, costos fijos, costos variable y costos de capital de trabajo. A continuación, se presenta la tabla donde se calculó los flujos de caja y flujos de caja acumulados en un tiempo de quince años.

Tabla 34. Cálculos de egresos y flujos de caja en un tiempo de 15 años.

Tiempo [año]	Egresos [\$]	Ingresos [\$]	Flujo de caja [\$]	Flujo acumulado [\$]	Flujo acumulado [M\$]
1	5.113.915,06	0	-5.113.915,06	-5.113.915,06	-5,1
2	8.523.191,77	0	-8.523.191,77	-13.637.106,84	-13,6
3	30.095.471,91	-31.662.554,45	-61.758.026,35	-75.395.133,19	-75,3
4	42.915.176,19	43.988.367,55	1.073.191,36	-74.321.941,83	-74,3
5	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	-58.672.242,51	-58,7
6	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	-43.022.543,18	-43,0
7	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	-27.372.843,86	-27,4
8	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	-11.723.144,54	-11,7
9	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	3.926.554,78	3,9
10	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	19.576.254,10	19,6
11	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	35.225.953,42	35,2
12	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	50.875.652,74	50,9
13	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	66.525.352,06	66,5
14	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	82.175.051,39	82,1
15	70.366.958,23	86.016.657,55	15.649.699,32	97.824.750,71	97,8

A continuación, se presentan los resultados para los cálculos realizados que sirven para determinar el valor actual neto, en donde se ha considerado un TMAR de 20%.

Tabla 35. Resultados del cálculo del VAN utilizando un TMAR del 20%

Tiempo [año]	Beneficio bruto [MM\$]	Depreciación	Ingresos gravables	Impuestos pagados	Flujo de caja	Factor de descuento	Valor actual
0	0	0	0	0	-16,3	1	-16,3
1	0	1,63	-1,63	0	0	0,833333333	0
2	0	1,63	-1,63	-0,5705	0,5705	0,694444444	0,39618056
3	-31,6	1,63	-33,23	-0,5705	-31,0295	0,578703704	-17,956887
4	44,01	1,63	42,38	-11,6305	55,6405	0,482253086	26,8328029
5	86,04	1,63	84,41	14,833	71,207	0,401877572	28,6164963
6	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,334897977	18,9205635
7	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,279081647	15,7671363
8	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,232568039	13,1392802
9	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,193806699	10,9494002
10	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,161505583	9,12450016
11	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,134587986	7,60375014
12	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,112156655	6,33645845
13	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,093463879	5,28038204
14	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,077886566	4,40031837
15	86,04	1,63	84,41	29,5435	56,4965	0,064905472	3,66693197
						VAN	116,777314
						TMAR	0,2

Una vez determinado el valor actual neto, es posible determinar la tasa interna de retorno, ya que será el porcentaje en el que el VAN sea igual a cero. Para esto se utilizó la función Goal Seek de Excel en donde se encuentra este valor. Dando como resultado que se tendrá un TIR del 60%.

Tabla 36. Resultados del cálculo de TIR.

VAN	0,00051296
TIR	0,6075836

ANEXO B. MISCELÁNEOS

Anexo B1. Resumen de las leyes consideradas para el proyecto

- Capítulo 2. Derechos del buen vivir, sección II. “Ambiente sano. Art. 14.- Se reconoce el derecho de la población a vivir en un ambiente sano y ecológicamente equilibrado, que garantice la sostenibilidad y el buen vivir, *sumak kawsay*.” (p.24) (Asamblea Nacional Constituyente, 2008).
- Capítulo 7. Derechos de la naturaleza. “Art. 73.- El Estado aplicará medidas de precaución y restricción para las actividades que puedan conducir a la extinción de especies, la destrucción de ecosistemas o la alteración permanente de los ciclos naturales.” (p.52) (Asamblea Nacional Constituyente, 2008).
- Capítulo 2. Biodiversidad y recursos naturales Sección I. Naturaleza y ambiente. “Art. 396.- El Estado adoptará las políticas y medidas oportunas que eviten los impactos ambientales negativos, cuando exista certidumbre de daño. En caso de duda sobre el impacto ambiental de alguna acción u omisión, aunque no exista evidencia científica del daño, el Estado adoptará medidas protectoras eficaces y oportunas.” (Asamblea Nacional Constituyente, 2008).
- Norma Técnica Ecuatoriana. NTE INEN 1987:2013. Productos Químicos Industriales. Carbón Activado para uso Industrial. Determinación de Cenizas Totales (INEN, 2013).

Anexo B2. Comparación de los procesos

Para determinar el mejor proceso a implementar en este proyecto se realizó una comparación entre los procesos de carbonización hidrotérmica y pirólisis. En este anexo se muestra una tabla comparativa donde se consideran los parámetros más importantes de cada proceso con el fin de identificar el mejor proceso para producir un adsorbente. Para realizar la tabla comparativa se han considerado parámetros tanto del proceso como propiedades del producto obtenido, en este caso considera como aplicación que sea un adsorbente producido en cada uno. Esto, considerando que el producto principal del proyecto es un adsorbente. Para darle una calificación a cada proceso se ha considerado una escala de 1 a 3 para cada parámetro. Siendo 3 el número que muestra las mejores condiciones para el proyecto y 1 las peores. El proceso que mayor calificación obtuvo fue el de carbonización hidrotérmica con 20 puntos, mientras que la pirólisis obtuvo 13 puntos. Por lo tanto, el proceso seleccionado es de mayor puntaje, que se puede ver en el recuadro de color naranja. Adicionalmente, cabe recalcar que la información en los recuadros verdes pertenece al proceso de carbonización hidrotérmica, mientras que para el proceso de pirólisis se utilizó el color azul.

Tabla 37. Comparación entre el proceso de carbonización hidrotérmica (HTC) y el de pirólisis.

Parámetros	Proceso de Carbonización Hidrotérmica	Proceso de Pirólisis	Calificación HTC	Calificación pirólisis
Operaciones Unitarias del proceso	Molienda, reacción de HTC, filtración y secado	Secado, molienda, reacción de pirólisis, ciclón	2	2
Temperatura [°C]	220-280	350-800	3	1
Tiempo total de operación [h]	25	40	2	1
Materias primas	Biomasa y agua	Biomasa y nitrógeno	3	2
Máquinas y equipos	Reactor, filtro, horno	Horno, molino y reactor	2	2
HHV [MJ/kg]	20-22	27-31	2	3

Adsorción de azul de metileno [mg/g]	9-9.7	3.3-4	3	1
Adsorción de cobre [mg/g]	62.9-72.5	22-52.3	3	1
		Total	20	13

Anexo B3. Información sobre el diagrama de flujo

En este anexo se adjuntan las tablas de equipos y corrientes, para entender de mejor manera cómo está estructurado el diagrama de flujo del proyecto.

Tabla 38. Equipos utilizados en la planta.

Código del equipo	Nombre del equipo	Descripción de su uso	Condiciones de operación	Referencia
DR-101	Secador	Secar el hydrochar activado.	T = 105 °C P = 1 bar	Simulación SuperPro Designer.
F-101	Filtro	Filtrar el hydrochar.	T = 25°C P = 1 atm	Simulación SuperPro Designer.
GR-101	Molino	Moler el cuesco de palma.	T = 25°C P = 1 atm	Simulación SuperPro Designer.
HE-101	Intercambiador de calor	Calentamiento de aire.	T = 90°C	Simulación SuperPro Designer.
HE-102	Intercambiador de calor	Calentamiento de aire.	T = 90°C	Simulación SuperPro Designer.
MX-101	Mezclador	Mezclar las corrientes 130 y 129.	T = 36 °C P = 1 bar	Simulación SuperPro Designer.
R-101	Reactor	Carbonización Hidrotérmica.	T = 240°C P = 1 MPa RPM = 60	(Heidari et al., 2019)
R-102	Tanque	Activación del hydrochar.	T = 600 °C	(Azargohar & Dalai, 2008)
R-103	Reactor	Inoculación.	T = 36°C P = 1 bar	Simulación SuperPro Designer.
R-104	Reactor	Digestión anaerobia, primera reacción.	T = 36°C P = 1 bar	Simulación SuperPro Designer.
R-105	Reactor	Digestión anaerobia, segunda reacción.	T = 36°C P = 1 bar	Simulación SuperPro Designer.
S-101	Separador	Separar la corriente 109 en dos.	T = 25°C P = 1 atm	Simulación SuperPro Designer.

Tabla 39. Descripción de las corrientes del diagrama de flujo.

Código de la corriente	Descripción
101	Alimentación de cuesco de palma.
102	Cuesco de palma molido.
103	Alimentación de agua.
104	Mezcla de hydrochar y licor.
105	Salida de mezcla de gases de R-101.
106	Entrada de agua.
107	Salida de agua.
108	Hydrochar.
109	Licor de R-101.
110	Aire.
111	Entrada de vapor de agua a HE-101.
112	Aire caliente.
113	Salida de vapor de agua a HE-101.
114	Hydrochar seco.
115	Salida de aire húmedo.
116	Agua.
117	Entrada de vapor de agua a HE-102.
118	Vapor de agua.
119	Salida de vapor de agua a HE-102.
120	Adsorbente.
121	Gases del tanque R-102.
122	Entrada de agua.
123	Salida de agua.
124	Bacteria metanogénica.
125	Medio de cultivo HS.
126	Inóculo.
127	Entrada de agua.
128	Salida de agua.
129	Digestato del reactor R-104.
130	Gases del reactor R-104.
131	Entrada de agua.
132	Salida de agua.
133	Mezcla de gases y digestato.
134	Fertilizante.
135	Biogás.
136	Entrada de agua.
137	Salida de agua.

Anexo B4. Recopilación de datos para el proceso

Para determinar que el proceso funciona para obtener el producto deseado se realizaron pruebas en el laboratorio de la universidad con la ayuda del reactor de HTC, se consideraron cuatro

diferentes temperaturas, a 180, 200, 220 y 240°C y se obtuvieron diferentes tipos de hydrochar. Adicionalmente, se hicieron pruebas de la absorción de azul de metileno para determinar si efectivamente estos hydrochar pueden adsorber colorantes. Se realizaron algunos ensayos utilizando una solución de azul de metileno, para esta solución se utilizó 1250 microlitros de azul de metileno con una concentración de 2 milimolar y se aforó en un balón de 50 mL. A esta solución se le añadieron 50, 100 y 150 mg de hydrochar a diferentes temperaturas y se extrajeron muestras que fueron filtradas cada 3 minutos. Finalmente, para medir la absorbancia se utilizó un colorímetro en el programa 93 para medir azul de metileno. A continuación, se presentan los resultados obtenidos donde se normalizaron los datos para conseguir las curvas de absorbancia.

Tabla 40. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 180°C.

m_{Li} [g]	278,1	masa del licor
m_{hc} [g]	18,59	masa de hydrochar seco
pH	3,7	
uS/cm	984,2	micro S
Yield [%]	61,9667	

Tabla 41. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 200°C.

m_{Li} [g]	267,7	masa del licor
m_{hc} [g]	19,69	masa de hydrochar seco
pH	3,44	
uS/cm	1323	micro S
Yield [%]	65,6333	

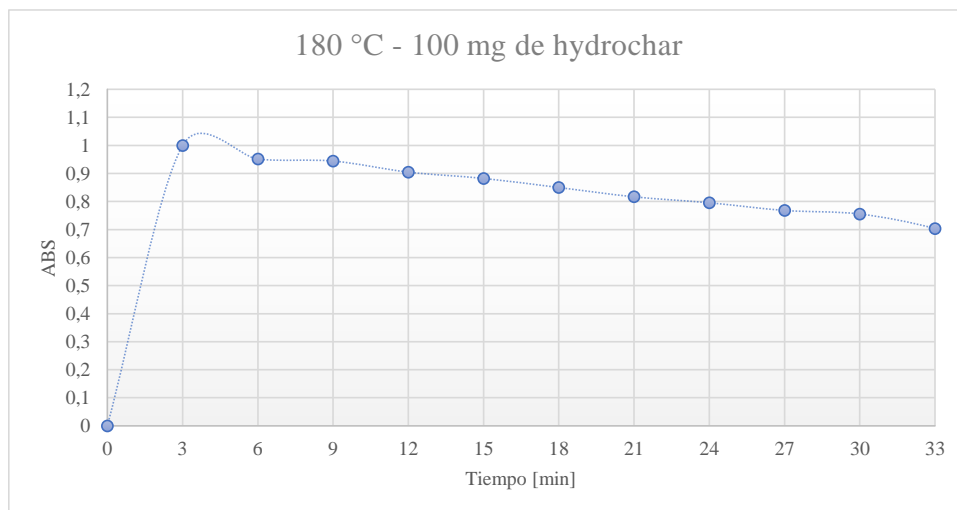
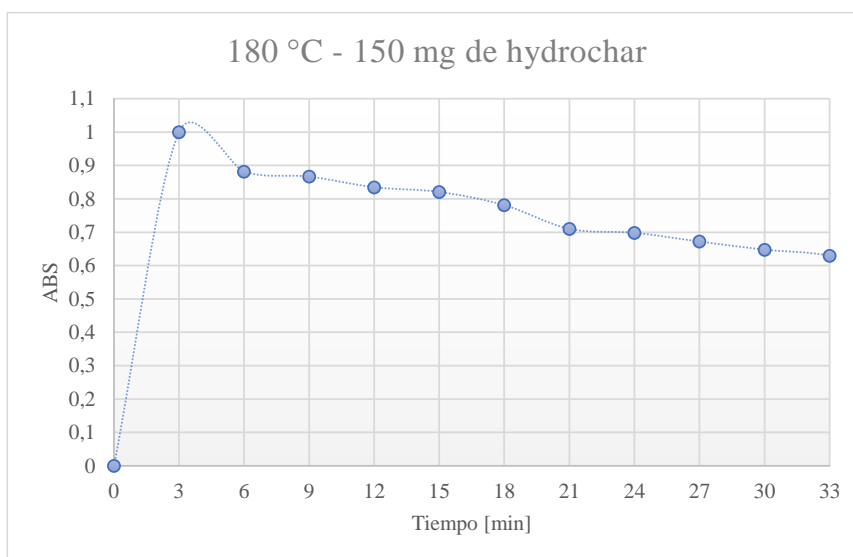
Tabla 42. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 220°C.

m_{Li} [g]	255,66	masa del licor
m_{hc} [g]	17,09	masa de hydrochar seco
pH	3,33	
uS/cm	1421	micro S
Yield [%]	56,9667	

Tabla 43. Resultados de la experimentación de HTC a una temperatura de 240°C.

m_{Li} [g]	247,43	masa del licor
m_{hc} [g]	16,54	masa de hydrochar seco
pH	3,29	
uS/cm	1454	micro S
Yield [%]	55,1333	

A continuación, se presentan las gráficas de absorción obtenidas de la experimentación.

**Figura 10.** Gráfica de la curva de absorción a 180°C con 100 mg.**Figura 11.** Gráfica de la curva de absorción a 180°C con 150 mg.

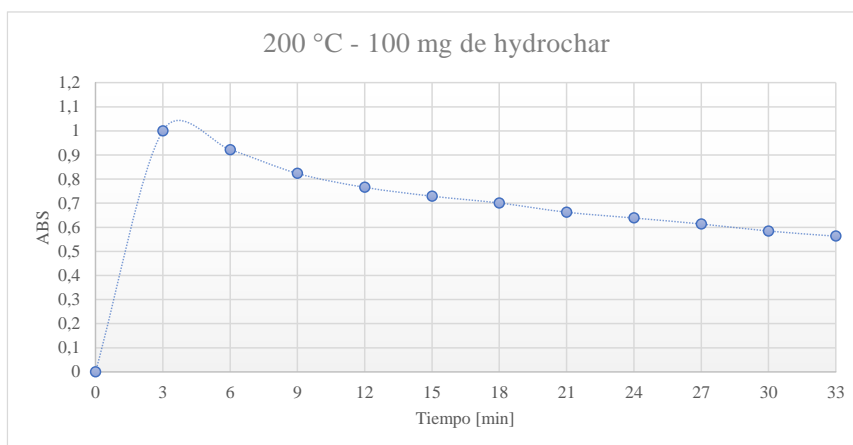


Figura 12. Gráfica de la curva de absorción a 200°C con 100 mg.

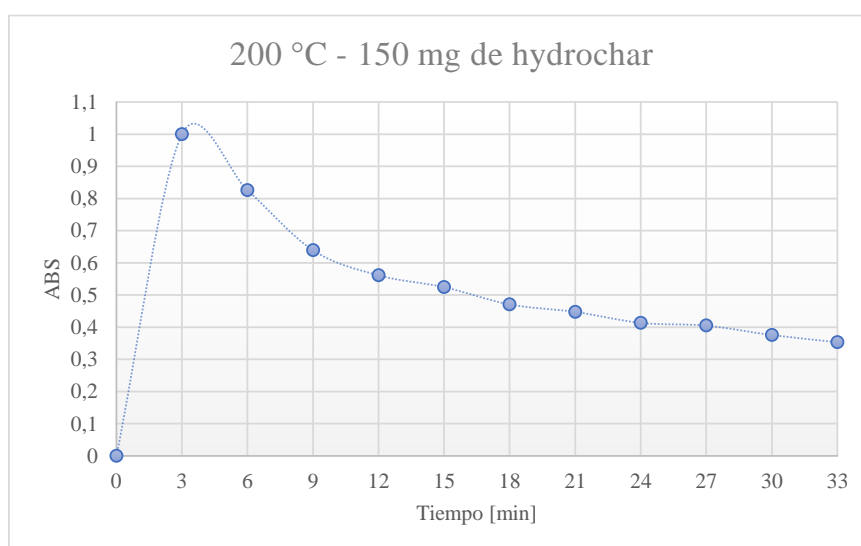


Figura 13. Gráfica de la curva de absorción a 200°C con 150 mg.

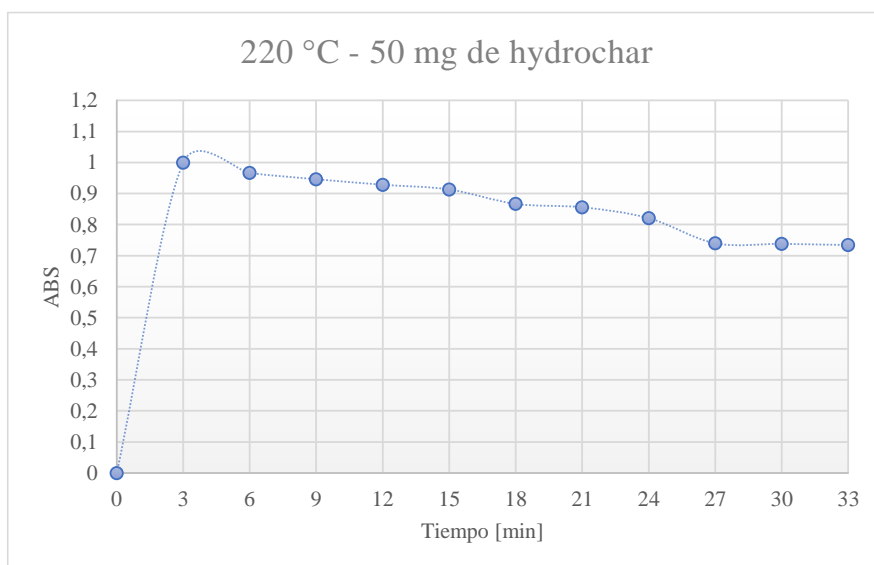


Figura 14. Gráfica de la curva de absorción a 220°C con 50 mg.

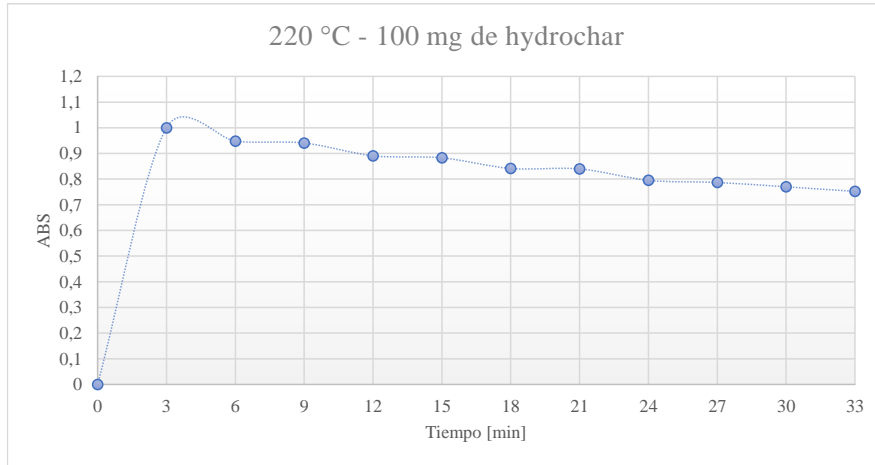


Figura 15. Gráfica de la curva de absorción a 220°C con 100 mg.

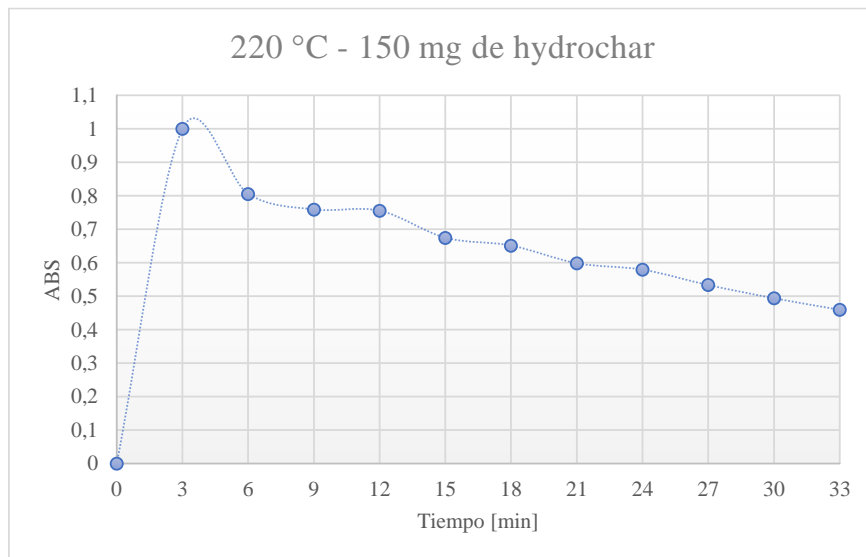


Figura 16. Gráfica de la curva de absorción a 220°C con 150 mg.

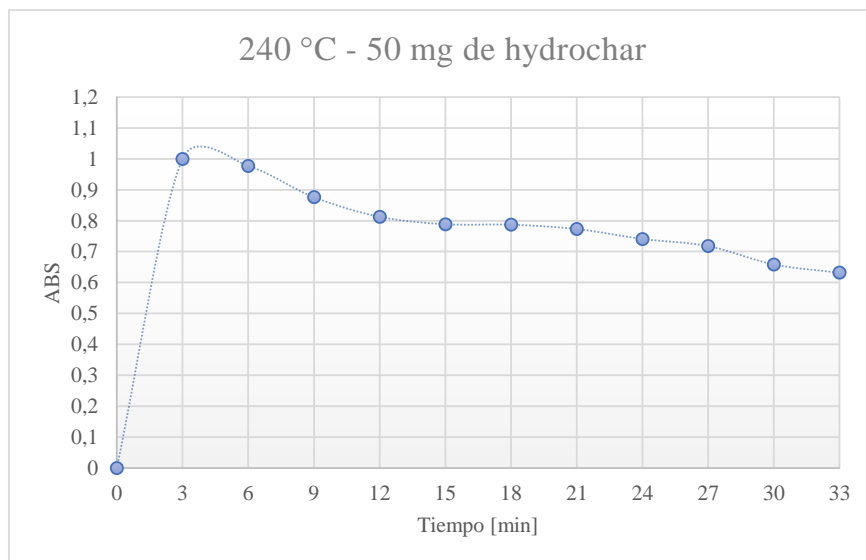


Figura 17. Gráfica de la curva de absorción a 240°C con 50 mg.

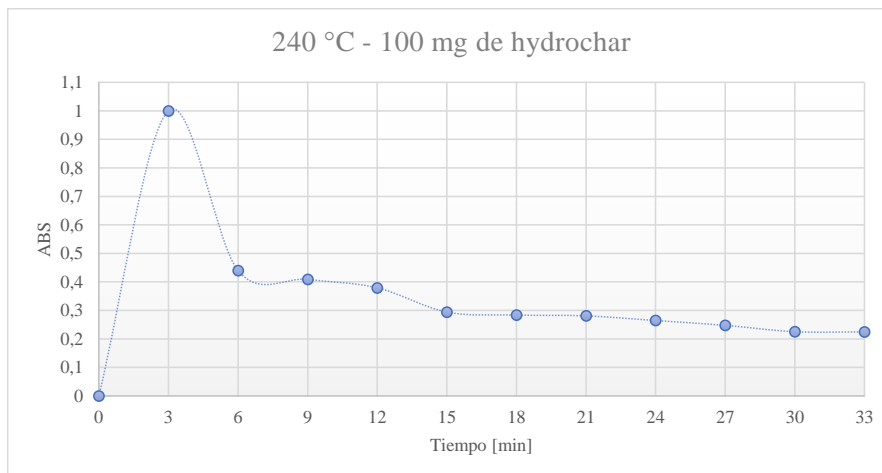


Figura 18. Gráfica de la curva de absorción a 240°C con 100 mg.

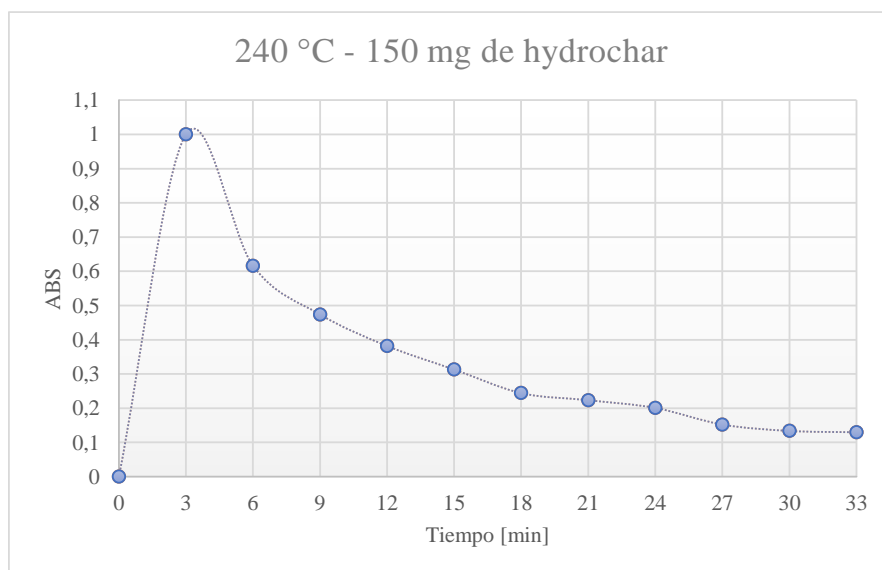


Figura 19. Gráfica de la curva de absorción a 240°C con 150 mg.

A continuación, se considera la tabla con la cantidad adsorbida de colorante en miligramos de colorante adsorbido por gramos de adsorbente.

Tabla 44. Resultados de los ensayos de adsorción de azul de metileno.

T [°C]	$m_{\text{hydrochar}}$ [mg]	q_e [mg/g]
180	100	1,56
180	150	1,87
200	100	2,33
200	150	3,45
220	50	1,42
220	100	1,32
220	150	2,88
240	50	5,89
240	100	6,2
240	150	4,64

Por lo tanto, las mejores condiciones de operación para obtener un adsorbente son a 240°C, esto se puede ver por el cambio de color que se tuvo bajo estas condiciones al añadir 150 mg de este hydrochar. Sin embargo, se determinó que el mejor adsorbente será a condiciones de 240°C añadiendo 100 mg de hydrochar a la solución de azul de metileno dando como resultado una absorbancia de 6,19 mientras que para 240°C añadiendo 150 mg el resultado es de 4,64.



Figura 20. Imagen de la recolección de muestras para la adsorción de azul de metileno.

Adicionalmente, se considera la simulación realizada en el programa SuperPro Designer. Para recopilar datos de balances de masa y costos de los equipos, además del consumo de energía. A continuación, se presentan diferentes imágenes de las configuraciones del programa en donde se encuentra esta información, se han considerado diferentes equipos al azar, sin embargo, esta información se encuentra para todos los equipos y procesos simulados.



Figura 21. Presión del equipo de secado.

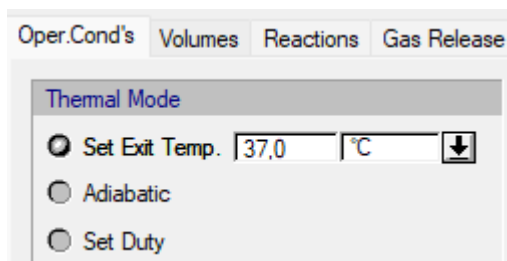


Figura 22. Temperatura del equipo de digestión anaerobia.

Composition, etc.		Physical State	Env. Properties	Comments
Stream Contents				
<input checked="" type="radio"/> Total <input type="radio"/> Liquid/Solid <input type="radio"/> Vapor				
Composition Data				
	Component	Flowrate (kg/h)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)
1	Carb. Dioxide	201,43090	23,2649	0,172099
2	Methane	664,38480	76,7351	0,567640

Figura 23. Tabla de información de la corriente de salida del biogás.

3. STREAM DETAILS

Stream Name	Licor de HTC + Inóculo	Biogás_1	Digestato_1	S-105
Source	INPUT	P-1	P-1	P-2
Destination	P-1	P-2	P-2	P-3
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperature (°C)	25,00	37,00	37,00	37,00
Pressure (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01
Density (g/L)	2,23	0,79	2,47	1,89
Total Enthalpy (kW-h)	189,69	24,26	145,35	169,61
Specific Enthalpy (kcal/kg)	36,68	32,57	32,84	32,80
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0,56	0,44	0,54	0,53
Component Flowrates (kg/h)				
Acetic-Acid	911,72	0,00	911,72	911,72
Ammonia	177,98	0,00	17,80	17,80
Biomass	177,98	0,00	202,99	202,99
Carb. Dioxide	836,52	199,34	797,37	996,71
Formic Acid	662,99	0,00	662,99	662,99
Fructosa	756,88	0,00	368,70	368,70
Methane	836,52	441,40	662,10	1.103,50
Water	88,99	0,00	185,18	185,18
TOTAL (kg/h)	4.449,60	640,74	3.808,86	4.449,60
TOTAL (L/h)	1.998.839,18	815.492,42	1.540.214,28	2.355.706,70

Figura 24. Tabla de resumen de las corrientes del proceso de digestión anaerobia.

Anexo B5. Hojas de seguridad de materias primas

Se adjuntan los enlaces para la revisión de las MSDS de cada materia prima, para el caso del cuesco no se encontró la hoja de seguridad de este producto específico, sin embargo, se presenta la hoja de seguridad de la nuez completa de palma.

- Nuez de palma: <https://www.camdengrey.com/mm5/graphics/00000001/palm-kernel-sds.pdf>
- Agua: <https://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC26750.pdf>
- Medio de cultivo HS:
<https://www.sigmaaldrich.com/deepweb/assets/sigmaaldrich/product/documents/184/231/h7907dat.pdf>