

This file has been cleaned of potential threats.

If you confirm that the file is coming from a trusted source, you can send the following SHA-256 hash value to your admin for the original file.

23bbae0a2182eea7e395518371de8f5889cc029ec8f7e1edf0417b56ee968bfe

To view the reconstructed contents, please SCROLL DOWN to next page.



UNIVERSIDAD ESTATAL DE MILAGRO
VICERRECTORADO DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

MAESTRÍA EN MATEMÁTICAS
CON MENCIÓN EN MODELACIÓN MATEMÁTICA

Tema:

**MODELACIÓN DEL PROCESO DE VALORIZACIÓN DE LA BIOMASA
RESIDUAL LIGNOCELULÓSICA DEL BANANO BASADO EN LA
TECNOLOGÍA DE BIORREFINERÍA.**

AUTOR:

Ing. David Elías Dáger López.

Director TFM:

Dr. Miguel Ángel Reinoso Sánchez

Milagro, abril de 2022

ECUADOR

ACEPTACIÓN DEL TUTOR

Yo, **Dr. Miguel Ángel Reinoso Sánchez** en mi calidad de director del trabajo de titulación, elaborado por **David Elías Dáger López**, cuyo tema es “**Modelación del proceso de valorización de la biomasa residual lignocelulósica del banano basado en la tecnología de biorrefinería**”, que aporta a la Línea de Investigación **Desarrollo productivo**, previo a la obtención del Grado de **Magíster en Matemática** con Mención en Modelación Matemática.

Por la presente hago constar que he analizado el proyecto de grado presentado por el **Ing. David Elías Dáger López**, para optar al título de **Magister en Matemática** y que acepto tutoriar al estudiante, durante la etapa del desarrollo del trabajo hasta su presentación, evaluación y sustentación.

Milagro, 6 de diciembre de 2021.



Firmado electrónicamente por:
**MIGUEL ANGEL
REINOSO
SANCHEZ**

Nombre: Dr. Miguel Ángel Reinoso Sánchez, PhD.

Cédula: 0602914327

DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE LA INVESTIGACIÓN.

El autor de esta investigación declara ante el Comité Académico del Programa de Maestría en Matemática de la Universidad Estatal de Milagro, que el trabajo presentado es de mi propia autoría, no contiene material escrito de otra persona, salvo el que está referenciado debidamente en el texto; parte del presente documento o en su totalidad no ha sido aceptado para el otorgamiento de cualquier otro Título de una institución nacional o extranjera.

Milagro, a los 29 días del mes de abril de 2022 .

NOMBRE: ING. DÁGER LÓPEZ DAVID ELÍAS

CÉDULA: 0941150476

CERTIFICACIÓN DE LA DEFENSA

EL TRIBUNAL CALIFICADOR previo a la obtención del título de **Magister en Matemáticas** otorga al presente proyecto de investigación en las siguientes calificaciones:

TRABAJO DE TITULACIÓN	56.33
DEFENSA ORAL	40.00
PROMEDIO	96.33
EQUIVALENTE	Excelente



firmado electrónicamente por:
BYRON RAMIRO
ROMERO ROMERO

Msc. Romero Romero Byron Ramiro
PRESIDENTE DEL TRIBUNAL



firmado electrónicamente por:
MIGUEL ANGEL
REINOSO
SANCHEZ

Dr. Reinoso Sánchez Miguel Ángel
DIRECTOR TFM



firmado electrónicamente por:
ARISTIDES
REYES

Mgtr. Reyes Bacardi Arístides
SECRETARIO DEL TRIBUNAL

DEDICATORIA.

El presente proyecto de investigación está dedicado a:

Primero a Dios por dame vida y salud para desarrollar el presente proyecto y permitir que mis padres siempre esten a mi lado quienes han sido mi guía, fortaleza y siempre han estado conmigo hasta el día de hoy.

Segundo a mis padres ya mi familia, en especial a mi madre querida, por siempre estar conmigo dandome amor, paciencia, esfuerzo y sobre todo la confianza que ha depositado en mi persona para así llegar a cumplir un logro más en mi vida. Por eso te ofrezco mi trabajo de investigación por todo lo que me has dado mamá.

AGRADECIMIENTO

En agradecimiento a cada una de las personas que ayudaron y fueron apoyo indispensable para el desarrollo del presente proyecto tales como el Dr. Miguel Reinoso, y mi amigo el Ing. Manuel Fiallos que lo considero como mi Cotutor y un gran amigo que me apoyo durante el desarrollo de mi informe de investigación, y a los alumnos Nicoles Pluas, Domenica Durán, Andrés Zeas, Gabriel Quinto y Anthony Tubun quienes también estuvieron durante el proceso y recopilación de los datos, brindados su apoyo y tiempo para lograr obtener los resultados.

CESIÓN DE DERECHOS DE AUTOR

Sr. Dr.

Fabricio Guevara Viejo.

Rector de la Universidad Estatal de Milagro

Presente.

Mediante el presente documento, libre y voluntariamente procedo a hacer entrega de la Cesión de Derechos del Autor de Trabajo realizado como requisito previo a la obtención de mi Título de Cuarto Nivel cuyo tema fue **Modelación del proceso de valorización de la biomasa residual lignocelulósica del banano basado en la tecnología de biorrefinería.**” y que corresponde al Vicerrectorado de Investigación y Postgrado.

Milagro, 29 de abril de 2022.

NOMBRE: ING. DÁGER LÓPEZ DAVID ELÍAS

CÉDULA: 0941150476

Índice General

ACEPTACIÓN DEL TUTOR.....	ii
DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE LA INVESTIGACIÓN.	iii
CERTIFICACIÓN DE LA DEFENSA.....	iv
DEDICATORIA.	v
AGRADECIMIENTO	vi
CESIÓN DE DERECHOS DE AUTOR	vii
Índice de figuras.	x
Glosario de términos.....	xi
Resumen.....	xii
Abstract	xiii
CAPÍTULO 1	1
1. Introducción.....	1
1.1. Situación problemática	4
1.2. Formulación del Problema.....	5
2. Objetivos	6
2.1. Objetivo general.....	6
2.2. Objetivos específicos.....	6
3. Planteamiento hipotético	6
4. Marco teórico.....	7
4.1. Antecedentes de la investigación (estado del arte).....	7
4.2. Bases teóricas.....	10
CAPÍTULO 2	26
5. Materiales y métodos	26
5.1. Modelación de Biorreactor.	26
5.2. Ampliación del biorreactor.....	28
5.3. Procesos metabólicos.....	30
5.4. Estequiometría de los cultivos celulares.....	31
5.5. Termodinámica de los cultivos celulares	33
5.6. Microbial Kinetics	34
5.7. Procesos físicos	35
5.8. Mezcla y consumo de energía.....	35
5.9. Transferencia de calor.....	38
5.10. Transferencia de masa.	44

5.11. Modelo Matemático.	46
CAPÍTULO 3	51
6. Resultados y discusión	51
CAPÍTULO 4	59
7. Conclusiones y recomendaciones	59
8. Referencias bibliográficas.	60
9. Anexos.....	65

Índice de figuras.

Figura 1 Partes de la planta de banano.....	2
Figura 2 Situación de la Problemática en las Haciendas.....	5
Figura 3 Biorrefinería a partir de residuos lignocelulósicos.	11
Figura 4 <i>Biorrefinería Verde</i>	14
Figura 5 <i>Esquema de Biorrefinería que produce azúcar, etanol, electricidad y otros productos a partir de la biomasa</i>	16
Figura 6 <i>Un sistema que contiene materia través de corrientes de entradas y salidas</i>	20
Figura 7. <i>Gráfica del sistema de Ecuaciones Diferenciales en Matlab</i>	47
Figura 8 <i>Diagrama de Flujo de la NanoCelulosa Bacterial</i>	52
Figura 9 <i>Ampliación del primer bloque del diagrama de flujo</i>	52
Figura 10 <i>Gráfica Volumen vs Grados Brix</i>	57

Glosario de términos

Biorrefinería: Las biorrefinerías, al igual que ocurre con las refinerías de petróleo, consisten en una estructura enfocada hacia la producción de diversas formas de energía (entre las que se encuentran los combustibles) y productos químicos derivados, de modo que se parte de biomasa (residuos agrícolas, agroindustriales, residuos orgánicos municipales, etc.) en lugar de petróleo.

Kombucha: El té de kombucha es una infusión fermentada hecha con té, azúcar, bacterias y levadura. Aunque a veces se lo llama «té de hongos de kombucha», la kombucha no es un hongo sino una colonia de bacterias y levaduras.

Musáceas: (nombre científico Musáceae) son una familia de plantas monocotiledóneas conocidas por sus frutos (bananas).

Nanocelulosa Bacterial: (NCB) es un biopolímero biocompatible secretado de forma natural por varias cepas bacterianas que ha recibido mucha atención en aplicaciones biomédicas debido a la variedad de características útiles que presenta

Resumen

Este trabajo trata de determinar un modelo matemático que describa la elaboración de una nanocelulosa bacteriana (NCB) a partir del residuo del banano empleando la tecnología de biorrefinería a través de un biorreactor.

La obtención de NCB parte de un procedimiento que busca darle a un residuo una finalidad útil sustituyendo otros materiales que, de otra manera, se habrían fabricado para cumplir con el fin de producir algo “una valorización” a la biomasa residual del banano (raquis y hoja) que en muchos casos es un desperdicio en las haciendas de Milagro o es utilizado como abono. Se procesa el raquis y hoja de banano mediante hidrólisis enzimática, donde intervienen etapas como trituración, fermentación, centrifugado, hidrolizado, entre otras. La NCB se la puede utilizar como materia prima para la fabricación de papel, cartón o plástico, constituyéndose en una propuesta ecológica y biodegradable que aporte a la bioeconomía circular de nuestro país.

El modelo matemático que describe el proceso, emplear un sistema de ecuaciones de balance de materia de forma diferencial en un sistema de régimen estacionario, en el cual no existe ni acumulación ni reacción por parte de los procesos, dicho modelo guarda relación con el diagrama de flujo que caracteriza el proceso y se lo puede programar en BioSTEAM, que es un software que se emplea en la tecnología de biorrefinerías.

Una vez validado e implementado el programa, se determinó que el proceso de obtención de NCB es de bajo costo y tiene un alto potencial de tránsito a una producción a nivel industrial.

Palabras claves: Kombucha, Biorrefinería, Nanocelulosa Bacteriana (NCB), Balance de materia.

Abstract

This work attempts to determine a mathematical model that describes the elaboration of a bacterial nanocellulose (NCB) from banana waste using biorefinery technology through a bioreactor.

The production of NCB is based on a process that seeks to give a waste product a useful purpose by substituting other materials that would otherwise have been manufactured in order to produce something "a valorization" of the residual banana biomass (rachis and leaf), which in many cases is a waste product on the Milagro farms or is used as fertilizer. Banana rachis and leaves are processed through enzymatic hydrolysis, which involves stages such as shredding, fermentation, centrifugation, hydrolyzing, among others. The NCB can be used as raw material for the manufacture of paper, cardboard or plastic, constituting an ecological and biodegradable proposal that contributes to the circular bioeconomy of our country.

The mathematical model that describes the process uses a system of material balance equations in a differential way in a permanent regime system, in which there is neither accumulation nor reaction on the part of the processes. This model is related to the flow diagram that characterizes the process and can be programmed in BioSTEAM, which is a software used in biorefinery technology.

Once the program was validated and implemented, it was determined that the process for obtaining NCB is low cost and has a high potential for transition to industrial production.

Keywords: Kombucha, Biorefinery, Bacterial NanoCellulose, Matter balance

CAPÍTULO 1

Introducción.

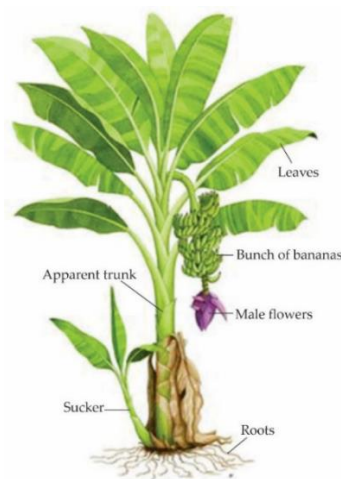
El banano es uno de los cultivos de mayor importancia a nivel mundial en términos de volumen de producción y comercio (FAO, 2019). Siendo el cuarto cultivo alimentario más importante del mundo, después del arroz, el trigo y el maíz (FAO, 2017; Salazar, 2019). Este sector agrícola ha sido un pilar importante para la economía de América latina desde 1950 hasta la actualidad (FAO, 2004). En el año 2019, entre Latinoamérica y el Caribe exportaron 15,1 millones de toneladas de banano, dominando la economía mundial de este alimento (FAOSTAT, 2019). Por tanto, el banano es de gran importancia para la economía de la región y la seguridad alimentaria (Acaro Chamba & Córdova Montoya, 2021). Sin embargo, los actuales sistemas de producción de alimentos no podrán garantizar la seguridad alimentaria en los próximos años y, deben reevaluarse y adaptarse a modelos económicos más sostenibles, basados en los principios de la economía circular (Velasco-Muñoz et al., 2021; Wadhwa et al., 2015).

Ecuador es el mayor exportador de banano del mundo. Su producción es importante para las economías de muchos países en desarrollo. Los bananos contribuyen a la seguridad alimentaria. Ecuador con el 35% del mercado mundial, seguido de Colombia (13%), Costa Rica (13%), Filipinas (11%) y Guatemala (11%). A nivel mundial, los principales países importadores son Estados Unidos, Alemania, Bélgica y Japón (AEBE, 2012a).

En 2020, Ecuador exportó 104 731.409 cajas de bananos, donde la capacidad estándar fue de 18.14 kg, un 9,92% más, en comparación con el año pasado en el mismo período (Acaro Chamba & Córdova Montoya, 2021). En 2011, el volumen de exportación de Ecuador representó el 2,5% del PIB total y el 23% de las exportaciones privadas del país (AEBE, 2012c). Lo que convierte al banano en el producto de exportación número uno en el sector privado del país y uno de los principales contribuyentes no petroleros al Producto Interno Bruto (PIB) (Altendorf, 2019; FAO, 2020). Sin embargo, durante la cadena de valor del banano se generan residuos los cuales son poco valorizados y que generan un impacto ambiental (Bessou et al., 2013; Elbehri et al., 2020; Romero Bonilla et al., 2015).

En este sentido, el sistema de producción actual del banano genera gran cantidad de residuos lignocelulósicos, entre los cuales se incluyen el raquis, la hoja, el pseudotallo y la cáscara de banano, ver Figura 1. Esta biomasa residual es poco valorizada, generando problemas ambientales (Abril González, 2016; Gabhane et al., 2014; Palacios Bau, 2017; Romero Bonilla et al., 2015). La bioeconomía circular considera estos residuos como una fuente potencial para la producción de biofertilizantes, bioenergía, biomateriales y moléculas de interés industrial (Fiallos-Cárdenas et al., 2021; Gonçalves Filho et al., 2013; Linzmeyer et al., 2019; Uchôa et al., 2021). Además, el uso de esta biomasa residual para la producción de distintos bioproductos puede impulsar el desarrollo de nuevas empresas y cadenas de valor de base biológica (Baruah et al., 2018; Cristobal-Sarramian & Atzmuller, 2018; Puglia et al., 2021). Este enfoque es consistente con los objetivos planteados en la Agenda de Desarrollo 2030, entre los cuales se incluyen eliminar el uso de energía y recursos fósiles (D'Amato et al., 2020; Geissdoerfer et al., 2017). Una de las preocupaciones sobre el calentamiento global y la dependencia excesiva de combustibles fósiles como el petróleo ha aumentado en la búsqueda de otras fuentes de energía menos agresivas para el medio ambiente.

Figura 1 *Partes de la planta de banano*



Nota: Tomado de Altendorf, (2019)

En América Latina y el Caribe la bioeconomía circular tiene el potencial para lograr el desarrollo agrícola y rural con un enfoque de sostenibilidad; por ejemplo, (i) creando nuevas oportunidades para la agricultura, la cual no solo estaría dedicada a producir banano u otro alimento, sino también biomasa para usos múltiples (Wadhwa et al., 2015); (ii) el desarrollo de nuevas cadenas de valor a partir de la valoración de la biomasa residual del banano, por ejemplo para la producción de bioinsumos necesarios en la agricultura como biofertilizantes, bioenergía, bioempaques, entre otros; y (iii) la posibilidad del desarrollo de empresas fundamentadas en los conceptos de bioeconomía circular, que brinden oportunidades de empleos y de desarrollo empresarial (Velasco-Muñoz et al., 2021; Wadhwa et al., 2015).

Pero para lograr una transición de un modelo lineal a un modelo circular, primero se deben analizar los mecanismos para configurar estos nuevos principios a la realidad ambiental, social, cultural y económica de los países de la región. En este sentido, el Análisis de Ciclo de Vida (ACV), es una metodología que investiga y evalúa los impactos potenciales sobre el ambiente de un producto o servicio durante todas las etapas de su existencia (D'Amato et al., 2020; Okoko et al., 2017). Por otro lado, el Análisis Técnico-Económico (ATE) es un método para evaluar la viabilidad técnica y económica de un proceso, producto o servicio (Ginni et al., 2021; Martínez-Ruano et al., 2018). Los resultados obtenidos por estas metodologías proporcionan una base científica para la toma de decisiones que permitan promover un modelo bioeconómico circular sostenible.

Por otro lado, las propiedades únicas de la nanocelulosa bacteriana (NCB) como biopolímero y sus potenciales aplicaciones han sido ampliamente reportadas en la literatura. La explotación comercial de la NCB se ha limitado en gran medida a dos segmentos de mercado opuestos (i) el segmento alimentario que suele estar asociado a grandes volúmenes de producción y bajos márgenes de beneficio, por ejemplo, la "nata de coco", ampliamente conocida como un producto alimentario obtenido por métodos de "fermentación tradicional", y (ii) en el otro extremo del espectro, las aplicaciones médicas del NCB incluyen sobre todo su uso como apósitos para heridas. Se han dedicado muchos esfuerzos de la producción de NCB mediante la optimización de los procesos previos y posteriores, incluyendo la evaluación de varias composiciones de cultivo, sistemas de fermentación, ingeniería genética y procesos de modificación postproducción procesos de modificación posterior a la producción.

La literatura científica propaga la idea de que la producción tecnológica de NCB es extremadamente costosa. Sin embargo, en base a la búsqueda bibliográfica, no se ha encontrado información sobre los aspectos económicos y financieros de una producción tecnológica avanzada de NCB a partir de la biomasa residual del banano (raquis y hoja).

Este proyecto analizó el potencial tecno-económico de una biorrefinería a escala piloto productora de NCB y Kombucha a partir de la hoja y raquis de banano.

1.1. Situación problemática

Las agroindustrias se han dado cuenta lentamente de que la valorización de los residuos de biomasa, ya sea usándolos como materia prima para el desarrollo de productos de alto valor (Olofsson & Börjesson, 2018; Velasco-Muñoz et al., 2021; Wadhwa et al., 2015) o invirtiendo en procesos de recirculación que hacen uso de estos residuos para obtener ingresos a largo plazo (Baruah et al., 2018; Uchôa et al., 2021), siendo beneficioso desde una perspectiva ambiental, además puede ayudar a minimizar las pérdidas económicas o incluso aumentar el valor neto de las empresas.

El tratamiento inadecuado de estos residuos de biomasa tiene un impacto negativo en el medio ambiente, principalmente generando gases de efecto invernadero, contaminando las fuentes de agua y causando problemas ecológicos (Svanes & Aronsson, 2013). Las tecnologías de biorrefinería surgen como alternativas adecuadas para mitigar estos impactos, ya que pueden ayudar a reducir el volumen de residuos, pero también a producir bienes de alto valor a partir de residuos de biomasa revalorizados con fines de economía circular (Luo et al., 2010; Venkata Mohan et al., 2016).

La valorización de residuos convierte los sustratos poliméricos en productos útiles, como productos químicos, materiales y combustibles, a menudo mediante extracción, conversión química o degradación. Históricamente, la utilización de biomasa complejas abrió el camino en la producción de pulpa y papel, o la producción biotecnológica de furfural, etanol o ácidos orgánicos de cadena corta desde el siglo XIX. Sin embargo, no fue hasta la década de 1990 cuando el término “biorrefinería” se generalizó en la industria, una vez que la biomasa comenzó a utilizarse como fuente

de productos de mayor valor (Hingsamer & Jungmeier, 2019; McCormick & Kautto, 2013).

Figura 2 *Situación de la Problemática en las Haciendas.*



Fuente: (Autor, 2022)

1.2. Formulación del Problema.

La planta del banano suele ser cultivado en todo el mundo, principalmente. Esto es razonable considerando el potencial de producción de las plantaciones en nuestro país. Los ingresos que genera el banano son muy importantes para la economía de Ecuador, colocándonos en el segundo lugar en países exportadores de productos. Hay más de 82.329 parcelas de tierra dedicadas a este cultivo. Normalmente los frutos, se utilizan para la comercialización y el consumo, mientras que otras partes de la planta, como las hojas, los pseudotallos y el raquis.

El aprovechamiento de los residuos del banano se está convirtiendo en una alternativa viable producir este residuo con alto contenido de celulosa y almidón en los bioplásticos se degradan más rápidamente cuando se utilizan como Abono (fertilizante) en el suelo para que pueda reemplazar los plásticos tradicionales que afectan a la biodiversidad.

Objetivos

2.1. Objetivo general.

Analizar el proceso de cambio de la biomasa residual lignocelulósica del banano mediante la tecnología de biorrefinería para obtener el modelo matemático del cambio que permita determinar su potencial de beneficio.

2.2. Objetivos específicos.

1. Identificar las variables representativas que intervienen en el proceso de valorización de la biomasa residual.
2. Establecer las interrelaciones que existe entre las variables representativas que caracterizan el proceso de valorización de la biomasa residual mediante modelación matemática.
3. Realizar el análisis tecno-económico del proceso de valorización de la biomasa residual lignocelulósica del banano basado en la tecnología de biorrefinería.

Planteamiento hipotético

La mayoría de los agricultores en el Ecuador por lo general bota el desperdicio una vez que cosechan el banano Así que se realiza la siguiente hipótesis toman ese residuo como materia prima para la elaboración de la nanocelulosa bacterial para así obtener un Bioproducto a partir de su elaboración.

Se requiere analizar una serie de variables tales como si va a ser factible tomar esa materia prima para elaboración el costo de transporte para recaudar dicha materia prima la cantidad mínima que se necesita para encontrar el punto de equilibrio y que el proyecto sea factible, todo ya es en el sitio de la planta del banano entonces recolectar las hojas y pseudotallo del banano y se complica un poco lo que nos sucede con el raquis ya que al momento de empacar el banano todo quedamos entonado cerca de las piscinas de producción y empacado del banano Por lo cual facilita la transportación del raquis

Entonces lo que se intenta demostrar es qué tan factible es utilizar el residuo del cultivo del banano para usarlo como materia prima

Marco teórico

4.1. Antecedentes de la investigación (estado del arte).

Las industrias convencionales proporcionan una cantidad significativa de residuos y productos adicionales, que forman recursos renovables para desarrollar biorrefinerías integradas en la integración de la producción de bioquímicos y polímeros, así como bioenergía. BIOTECNOLOGÍA BLANCA desempeña un papel fundamental en la creación de más propensos a combinar el uso de los recursos renovables con la producción anual o existente o la producción existente. Según el departamento de energía de los Estados Unidos, “una biorrefinería es una instalación que integra la conversión de biomasa, procesos y equipos para producir combustibles, energía y productos químicos a partir de biomasa. El concepto de biorrefinería es análogo a las refinerías de petróleo actuales, que producen múltiples combustibles y productos a partir del petróleo”.

El propósito del concepto de biorrefinería es el comienzo de la combinación de materias primas regenerativas que se manejarán con la combinación de tecnología para lograr una multiplicidad de productos, con sistemas sistemáticos disponibles y estable que sea sostenible en el tiempo.

Uno de los requisitos previo para seleccionar la combinación de la materia prima renovable es la baja carga logística ligada con la producción y disponibilidad en las diferentes materias primas a una distancia competitiva entre los costos desde la ubicación de la instalación de la refinación. Esta es la razón por la que la explotación de los flujos de residuos y subproductos existentes en instalaciones industriales convencionales constituye un escenario atractivo ya que no implica cargas logísticas significativas.

La velocidad a la que se genera conocimiento sobre posibles bioconversiones microbianas es abrumadora. Cualquier flujo de

subproductos industriales que se produzca en cantidades significativas ahora se considera un recurso valioso en lugar de un flujo de desecho. Estos recursos se evalúan como materias primas de fermentación para la producción de diversos productos intracelulares o extracelulares, como productos químicos de plataforma (es decir, productos metabólicos C2-C6 seleccionados), aceite unicelular y polímeros de base biológica. Las enzimas y los microorganismos se utilizan para la producción de productos finales o productos químicos intermedios que se utilizan en diversos sectores industriales. Las posibilidades se han ampliado gracias a los avances tecnológicos en la utilización de microorganismos modificados metabólicamente que producen en exceso sustancias químicas útiles industrialmente. El objetivo es mejorar la conversión general, eliminar productos secundarios, reducir costos y finalmente crear una ruta eficiente y sostenible para la utilización de subproductos.

Sin embargo, las fuerzas económicas que atraen la inversión de capital para la implementación industrial de un proceso innovador no son las únicas fuerzas aplicadas durante la difusión de nuevas tecnologías en la economía. Esto explica en parte la lentitud con la que la industria adopta la biotecnología blanca. La factibilidad técnica y económica son condiciones necesarias (pero no suficientes) para convertir cualquier invención en una práctica industrial. La ingeniería básica y sólida facilita el proceso de transformación de una invención en innovación. Dada la plétora de biotransformaciones disponibles, el objetivo es desarrollar herramientas de ingeniería para evaluar sus características técnicas y económicas con suficiente precisión en escalas de tiempo aceptables. Esto excluye la enumeración y evaluación exhaustivas de todas las rutas disponibles. Esto no es de ninguna manera un desafío reciente. El problema de la selección de tecnología se encuentra entre los problemas más importantes, más difíciles y mejor estudiados en la ingeniería de sistemas. La selección de tecnología es parte del problema de planificación de capacidad estratégica a largo plazo. (Bonatsos et al., 2016)

Los métodos cuantitativos, como los métodos de programación matemática, se utilizan tradicionalmente en la toma de decisiones relacionadas con la planificación de la capacidad, especialmente a nivel táctico y operativo. Sin embargo, es el nivel estratégico en el que el uso de métodos cuantitativos podría tener un mayor impacto, ya que las decisiones en este nivel asignan recursos sustanciales de manera

irreversible. Las razones que dificultan la incorporación de métodos de programación matemática en la planificación estratégica de bioprocesos son las complejidades del bioproceso subyacente, la incertidumbre de la demanda del mercado de los productos potenciales y el alto grado de flexibilidad del mercado requerido tanto en materia prima como en productos finales. (por ejemplo, se pueden usar numerosas materias primas para producir la misma molécula objetivo y se pueden usar numerosas moléculas objetivo para satisfacer la misma necesidad industrial o de mercado) (Bonatsos et al., 2016).

El objetivo del presente trabajo es proponer una metodología de programación matemática que pueda ser utilizada para ayudar a los tomadores de decisiones a tomar decisiones relacionadas con la planificación estratégica (a largo plazo) de la valorización de recursos renovables a través de la biotecnología blanca. La novedad del trabajo presentado es que incorpora detalles significativos del diseño un modelo matemático y además se hace uso de un modelo relativamente preciso para la estimación del coste de fabricación de los bioprocesos alternativos. (Bonatsos et al., 2016)

La selección de las tecnologías más prometedoras para la valorización de los recursos renovables en el marco de la biorrefinería se basa, por tanto, en un modelo económico relativamente preciso que permite la evaluación y clasificación eficiente de las alternativas. Así se evita la enumeración completa y la evaluación detallada de bioprocesos alternativos y se pueden aislar rápidamente soluciones prometedoras. Se lleva a cabo un estudio de caso para probar este concepto. Los recursos utilizados fueron los residuos del banano.

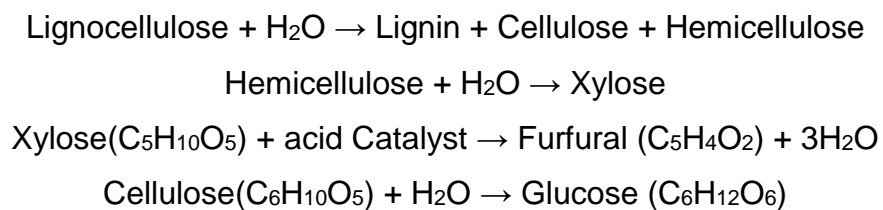
La metodología de programación matemática sistemática propuesta se valida a través de una evaluación tecno-económica del escenario de mezcla tecnológica más prometedor.

4.2. Bases teóricas.

Entre las potenciales biorrefinerías industriales que emplean como materia prima la lignocelulosa, se encuentran: banano, paja, caña, hierba, madera, papel, residuos, entre otras, así como sobre el futuro de base biológica en el mercado de productos (Reith, et al., 2009).

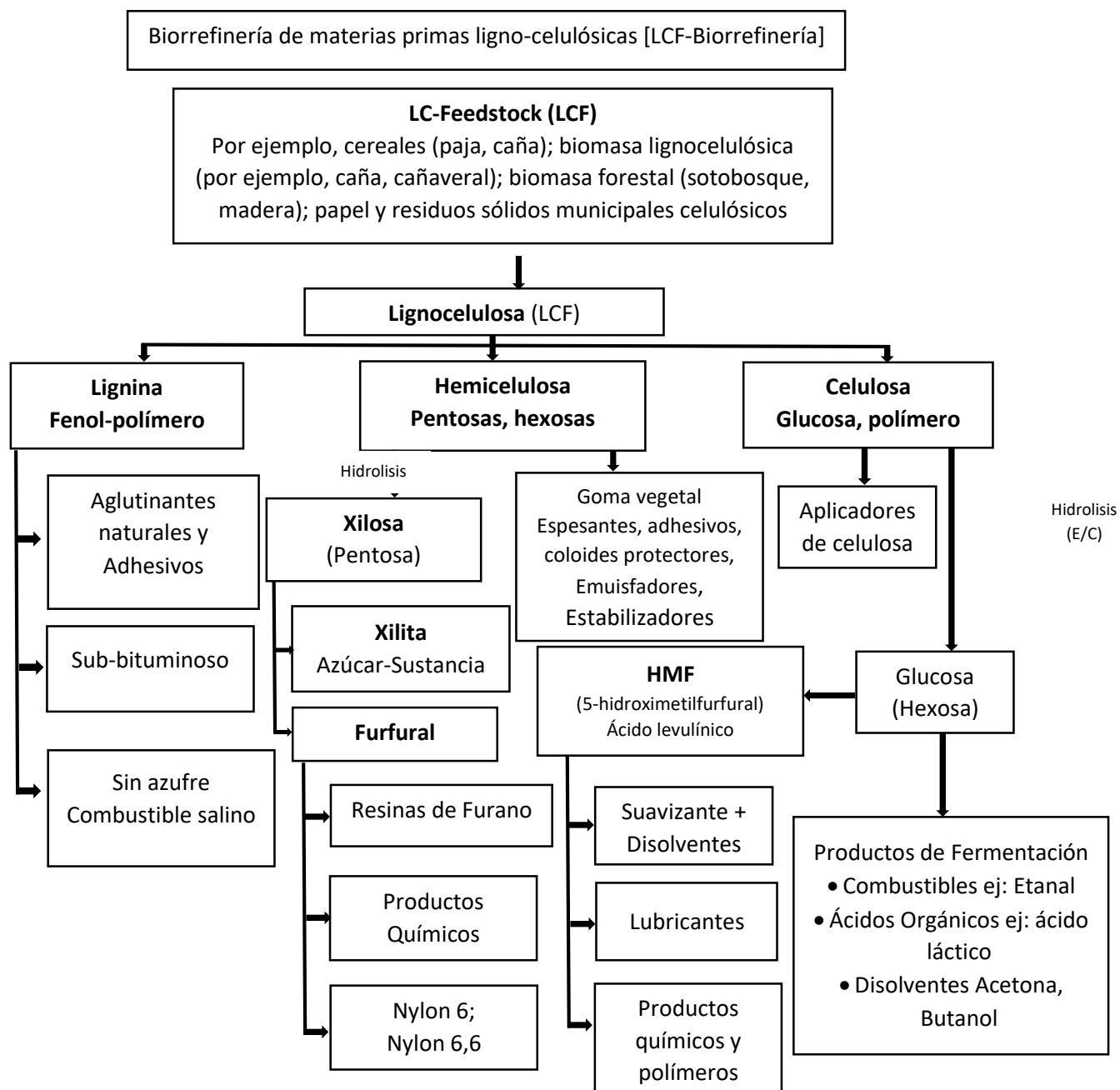
Los materiales de lignocelulosa consisten en tres fracciones químicas primarios o precursores de: a) Hemicelulosa/ poliosas, un azúcar-polímero de pentosas predominantemente; b) celulosa, un polímero de glucosa; y c) la lignina, un polímero de fenoles.

Según Sociales & Pe, (2020) la Ecuación general de la conversión de la materia prima lignocelulósica, es la siguiente:



Cabe hacer notar, que obviamente no hay enzimas naturales para dividir la lignina, formado naturalmente en monómeros básicos, por lo que no resulta fácil como si es posible para los hidratos de carbono o proteínas poliméricas, también formados naturalmente. Un proceso que resulta atractivo para el nylon proceso de la biomasa, es la ya mencionada hidrólisis de la celulosa a glucosa y la producción de etanol, tal como me muestra en la Ilustración I.(Sociales & Pe, 2020).

Figura 3 Biorrefinería a partir de residuos lignocelulósicos.



Ciertas levaduras dan una desproporción de la glucosa-molécula durante su generación de etanol a la glucosa, que prácticamente desplaza su capacidad de reducción entero en el etanol y hace que sea obtenible en 90% de rendimiento (w/w; con respecto al volumen de negocios). En particular, *furfural* e *hidroximetilfurfural* son productos interesantes. *Furfural*, es el material de partida para la producción de *Nylon 6,6* y *Nylon 6*. La última de estas plantas de producción se cerró en 1961 en los EE.UU., debido a razones económicas (la baja de los premios artificial de petróleo). Sin embargo, el mercado de Nylon 6 es enorme. No obstante, todavía hay algunas

partes no satisfactorias dentro de la biorrefinería, como la utilización de la lignina como combustible, adhesivo o aglutinante, debido a que la estructura de la lignina contiene cantidades considerables de hidrocarburos mono-aromático, que, si se aísla de una manera económicamente eficiente, podría añadir un aumento de valor significativo a los procesos primarios (Sociales & Pe, 2020).

La biorrefinería de residuos de cultivos.-

Existen varios productos como materias primas para la biorrefinería de residuos de cultivos de naturaleza húmeda, como son los cereales, tales como centeno, trigo, cebada, así como maíz. El primer paso, es la separación mecánica en el maíz y paja, que se obtienen en casi la misma cantidad. La paja, representa una materia prima y puede además ser procesada en un régimen de Biorrefinería. Por un lado, existe la posibilidad de separación en celulosa, hemicelulosa, lignina y su posterior conversión dentro de las líneas de productos separados que se muestran en la biorrefinería. Además, por otro, la paja es un material de partida para la producción de gas de síntesis a través de tecnologías de pirólisis. El gas de síntesis, es el material básico para la síntesis de combustibles y metanol. De igual manera, el maíz puede ser convertido en almidón o directamente utilizado después de la molienda a comida, como se observa en la Figura 4 El procesamiento adicional puede llevarse a cabo en cuatro direcciones: a) Fraccionamiento, b) plastificación, c) modificación química, o d) la conversión biotecnológica a través de la glucosa. La comida, puede ser tratada y terminada por extrusión en aglutinantes, adhesivos y de relleno.

El almidón, se puede acabar por medio de plastificación (co- y mezclar polimerización, la composición con otros polímeros); modificación química (eterificación en carboxi-metil almidón; división de aminación reductora en etileno diamina; esterificación y re-esterificación en ésteres de ácidos grasos a través de almidón acético, la división hidrogenante en sorbitol, etilenglicol, propilenglicol, glicerina); y, la conversión biotecnológica a poli-3- hidroxibutírico. (Sociales & Pe, 2020)

De igual manera, Kaparaju, et al. (2009), investigó dentro de un marco de biorrefinería, la producción de bioetanol, biohidrógeno y biogás a partir de paja de

trigo. Inicialmente, esta última se liberó hidrotermalmente a una fracción de fibra rica en celulosa y una fracción líquida rica en hemicelulosa (hidrolizado).

La hidrólisis enzimática y la fermentación subsiguiente de celulosa produjeron 0,41 g-etanol / g-glucosa, mientras que la fermentación oscura del hidrolizado produjo 178,0 ml-H₂ / g-azúcares. (Sociales & Pe, 2020)

Los efluentes de los procesos de bioetanol y biohidrógeno se utilizaron además para producir metano con rendimientos de 0.324 y 0.381 m³/kg de sólidos volátiles (VS) agregados, respectivamente. Además, Kaparaju, et al. (2009) mostró que el uso de paja de trigo para la producción de biogás o la producción de múltiples combustibles eran los procesos energéticamente más eficientes en comparación con la producción de monocombustibles como el bioetanol cuando se fermentan azúcares C6 solos. (Sociales & Pe, 2020)

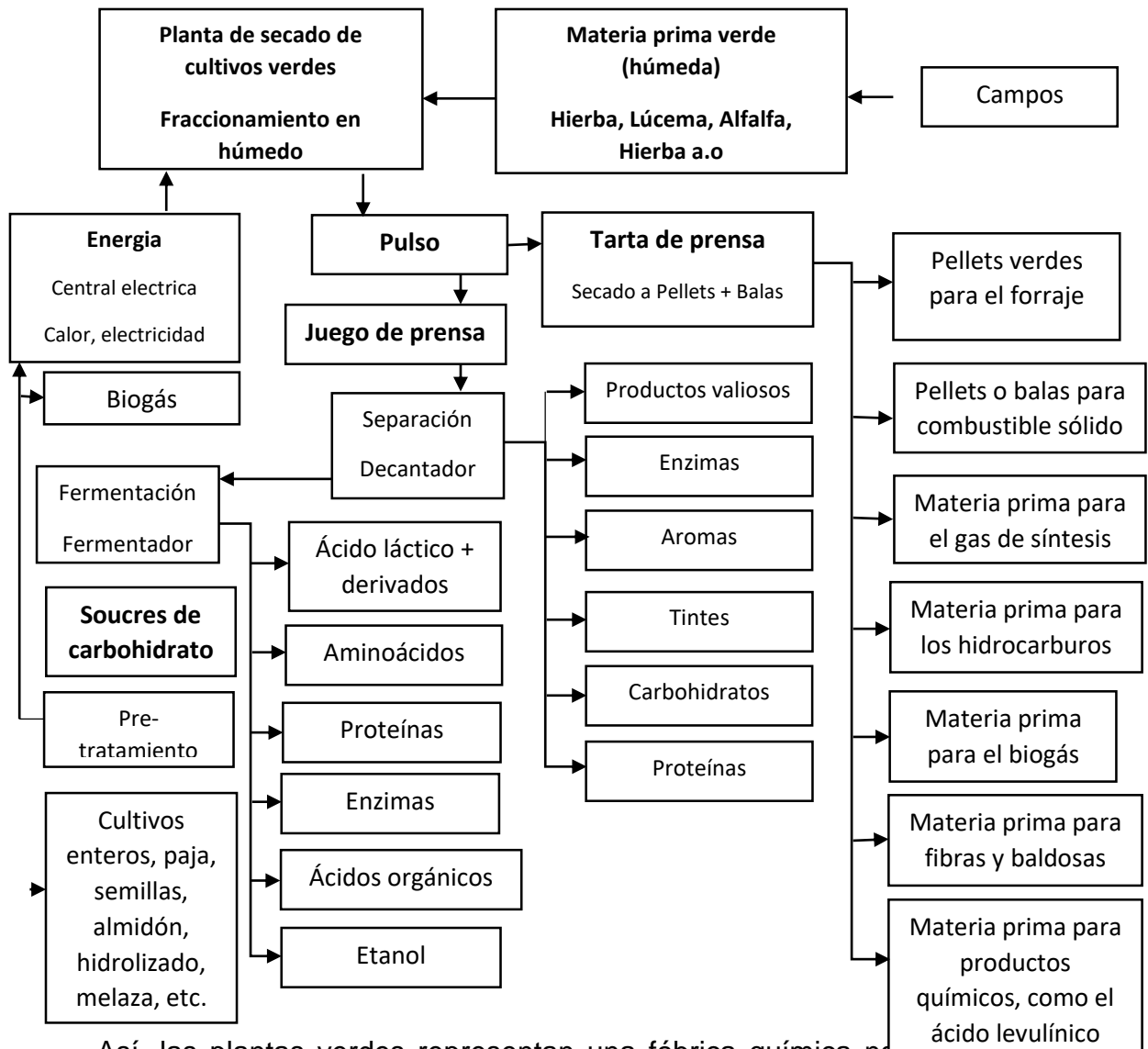
Por lo tanto, la producción de múltiples biocombustibles a partir de paja de trigo puede aumentar la eficiencia de material y energía, así como presumiblemente puede ser un proceso más económico para la utilización de biomasa.

La biorrefinería verde.-

Las biorrefinerías verdes, son también sistemas de multiproductos, en las cuales es necesario verificar sus cortes, fracciones y productos, de acuerdo con la fisiología del material vegetal correspondiente, es decir, el mantenimiento y la utilización de la diversidad de síntesis obtenidos por naturaleza, como se muestra en la Ilustración III. En ese sentido, la biomasa verde comprende: (Sociales & Pe, 2020)

La hierba de cultivo de pastos permanentes, campos de cierre, reservas naturales o de cultivos verdes, tales como alfalfa, trébol, cereales inmaduros de cultivo extensivo de la tierra, entre otros.(Sociales & Pe, 2020).

Figura 4 Biorrefinería Verde
Kamm y Kamm (2003).



Así, las plantas verdes representan una fábrica química natural y planta de alimentos. La tecnología de fraccionamiento húmedo cuidadoso, se utiliza como primera etapa (refinería primaria), para aislar el contenido de sustancias en su forma natural. Por lo tanto, los productos de cultivo verde (o bienes de residuos orgánicos húmedos) se separan en una torta rica en fibra de prensa y un jugo verde rico en nutrientes. Al lado de la celulosa y el almidón, la torta de prensa contiene colorantes valiosos y pigmentos, fármacos brutos y otros compuestos orgánicos.

El jugo verde contiene proteínas, aminoácidos libres, ácidos orgánicos, colorantes, enzimas, hormonas, otras sustancias orgánicas y minerales. En particular, la aplicación de los métodos de biotecnología está predestinado para las

conversiones, debido a que el agua de la planta al mismo tiempo se puede utilizar para otros tratamientos.

Además, por el compuesto de lignina-celulosa no son fuertes como en los materiales de lignocelulosa de materia prima. A partir de jugo verde, el foco principal se dirige a productos tales como ácido láctico y derivados correspondientes, los aminoácidos, etanol, y las proteínas. La torta de prensa, puede ser utilizado para la producción de gránulos de pienso verdes, como materia prima para la producción de productos químicos, tales como ácido levulínico, así como para la conversión a gas de síntesis e hidrocarburos (biocombustibles sintéticos). Los residuos de conversión sustancial son apropiados para la producción de biogás, combinadas con la generación de calor y electricidad.

Las consideraciones para el análisis de riesgo para una biorrefinería, una de las principales barreras económicas para el desarrollo de la “biorrefinería lignocelulósica” es la resistencia de la matriz lignocelulósica a su degradación. La investigación en este campo es muy amplia y diversa, así como se genera con rapidez, pero suele centrarse en aspectos particulares, aunque diversos autores postulan esquemas más o menos complejos para fraccionamientos por etapas de distintos tipos de biomasa, como González, et al. (2014).

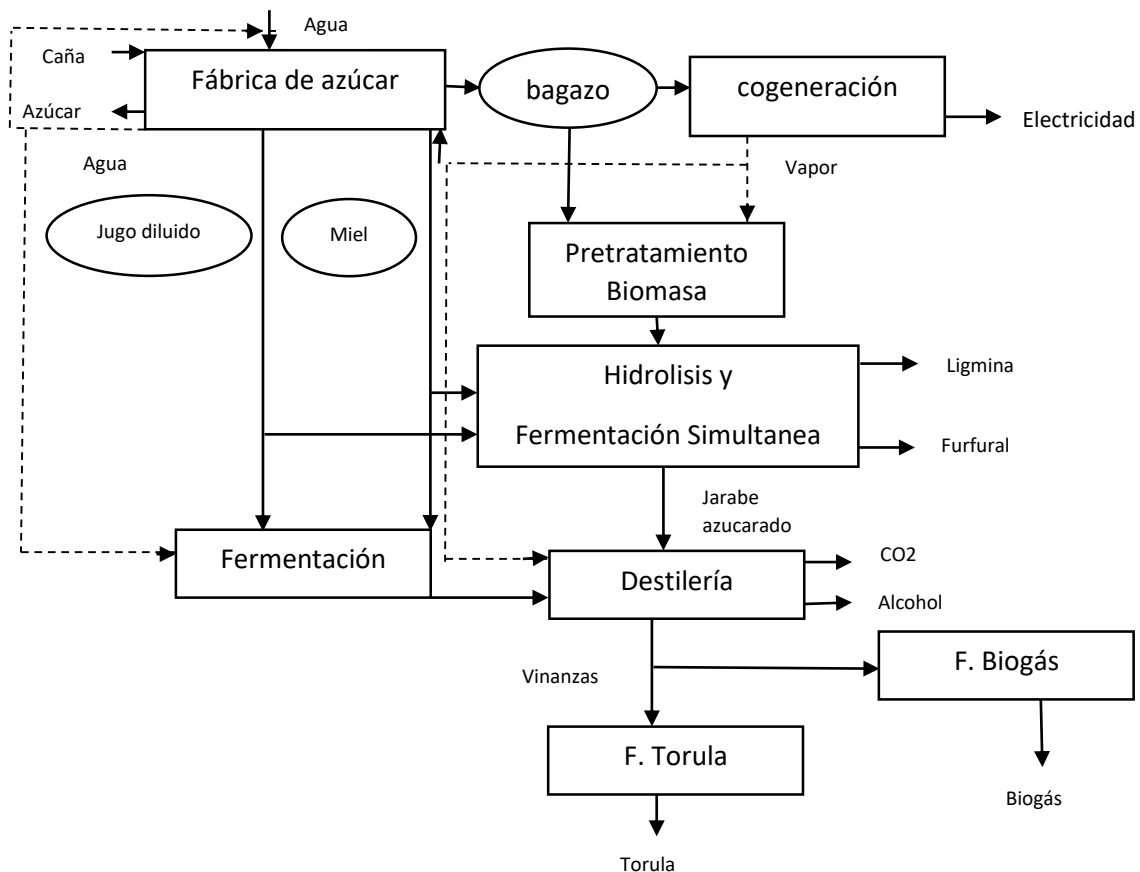
Cuando se trata la temática de la biorrefinería existen varios elementos que deben considerarse y que guardan una estrecha relación con las oportunidades de integración de procesos que pueden identificarse en cualquier caso de estudio. Estos elementos se muestran a continuación en la Figura 6, en la cual se resumen de forma esquemática las posibilidades de una biorrefinería. En este sentido, los elementos son los siguientes: a) Biomasa como materia prima: Puede ser diversa la materia prima empleada, entre las que se encuentran biomasa forestal, residuos agrícolas y orgánicos, flujos de residuos agrícolas como algas, plantas lignocelulósicas, árboles de madera blanda y dura. b) Procesos de conversión: El proceso de conversión de la biomasa a producto final, involucra varios pasos y tecnologías que hacen de la biorrefinería a gran escala una industria en sí misma.

Como ejemplos se pueden citar la gasificación, fermentación, hidrólisis, evaporación, destilación, catálisis, pirolisis, torrefacción y secado. Esto significa que el diseño y optimización de una biorrefinería tiene un alto impacto en las características energéticas y por ende en las oportunidades para la integración de procesos. c) Producto final: Como se explicó anteriormente, existe una gran variedad de productos que pueden obtenerse en una biorrefinería. Algunos son nuevos productos para los cuales el mercado futuro es aún desconocido.

A su vez, pueden obtenerse productos en grandes cantidades o en pequeña escala (productos de alto valor agregado o productos químicos especiales). Ejemplos de productos que se obtienen en grandes cantidades son el metanol, hidrógeno, etanol, furfural, fibras de carbón, polietileno, electricidad y calor. (Sociales & Pe, 2020).

Figura 5 Esquema de Biorrefinería que produce azúcar, etanol, electricidad y otros productos a partir de la biomasa.

Fuente: Gordis, et. Al (2004)



La selección de la materia prima, así como el proceso de conversión y los productos finales tampoco pueden ser evaluados de forma separada. Estos tres elementos deben ser estudiados de conjunto (González, et al. 2014). Algunas alimentaciones son sostenibles solo para algunos productos, y algunas tecnologías y procesos de conversión pueden ser usados solo o preferiblemente para algunos tipos de alimentaciones y/o productos finales. Todos los esquemas de biorrefinería que resulten interesantes, deben ser evaluados en términos de oportunidades y posibilidades de integración, con el fin de mejorar las características energéticas en ésta.

De experiencias de estudios de integración realizados se ha comprobado que su aplicación en biorrefinerías, donde los procesos que la componen no han sido integrados, pueden convertirse en métodos con mayores aptitudes para la integración, que un proceso que ya haya sido integrado previamente de forma individual. Lo anterior significa que, si una industria en un futuro cercano tiene posibilidades de convertirse en una biorrefinería, cualquier medida o plan de ahorro de energía debe ser pospuesta o cuidadosamente evaluada, puesto que podrían perderse las posibilidades de una buena integración en el complejo total. Es importante resaltar que en muchos casos en este tipo de estudio, las restricciones prácticas pueden complejizar las soluciones, pero no pueden perderse de vista los objetivos de la integración de una Biorrefinería que muchas veces dependen de los resultados que se presentan en situaciones de intercambio de calor y niveles de temperatura, así como, finalmente verificar si un proceso es eficiente desde el punto de vista energético (Gordis, et al., 2014)(Sociales & Pe, 2020)

Aquí se requerirá un enfoque más matemático y riguroso. Se desarrollarán expresiones generalizadas para la ecuación de balance de materia y se utilizarán estas expresiones a fin de resolver problemas de complejidad creciente. En una sección optativa se estructurarán modelos lineales de diagramas de flujo de proceso en estado estacionario y se ilustrará cómo utilizar las técnicas de álgebra lineal en la evaluación de estos diagramas de flujo.

He aquí algunas de las preguntas que se abordarán en este capítulo:

- ¿Cómo se relaciona la ecuación de balance de materia con la ley de conservación de la masa?
- ¿Cómo manejar los elementos transitorios en la ecuación de balance de materia?
- ¿Qué hacer cuando hay reacciones múltiples que ocurren simultáneamente?
- ¿Cuáles son las especificaciones útiles para el desempeño del sistema?
- ¿Cómo desarrollar un sistema bien definido de ecuaciones lineales independientes que describan un diagrama de flujo de proceso?

La síntesis del proceso químico es evolutiva. Se comienza con los conceptos fundamentales, como se realizó en el capítulo 1, con las preguntas:

- ¿Qué producto se desea fabricar?
- ¿Qué materias primas están disponibles?
- ¿Qué reacciones químicas son factibles?

Después se da paso a los diagramas simples de flujo de bloques. Se identifican las unidades clave de proceso requeridas y se estudia cómo conectarlas. Se hacen aproximaciones simplificadoras, se realizan con rapidez los cálculos de flujo de proceso y se efectúan valoraciones preliminares de los arreglos alternativos.

Una vez que se ha esquematizado un (o algunos) diagrama preliminar de flujo de bloques, se analizan con mayor profundidad los detalles. En esta fase de recorrido por la síntesis del proceso, se continúa el trabajo con diagramas de flujo de bloques. En este capítulo se incluyen especificaciones más realistas de la composición de la corriente y del desempeño del sistema. Se consideran procesos que cambian con el tiempo y se desarrollan métodos que permiten examinar cómo podría cambiar el desempeño global de un proceso al cambiar las variables o las especificaciones del proceso específico.

Generalmente se plantea la ecuación de balance de materia como:

$$\text{Entrada} - \text{salida} + \text{generación} - \text{consumo} = \text{acumulación}$$

Se aprendió la importancia de elegir con claridad un sistema, para identificar los componentes y definir las variables de las corrientes y del sistema. En esta sección se revisarán estos conceptos con tres metas en mente:

Reiterar la importancia de dominar estos conceptos,

Desarrollar expresiones más completas y rigurosas de la ecuación de balance de materia, y

Ilustrar la utilización de la ecuación de balance de materia en la resolución de problemas de flujo de proceso más desafiantes.

Conservación de la masa y la ecuación de balance de materia.

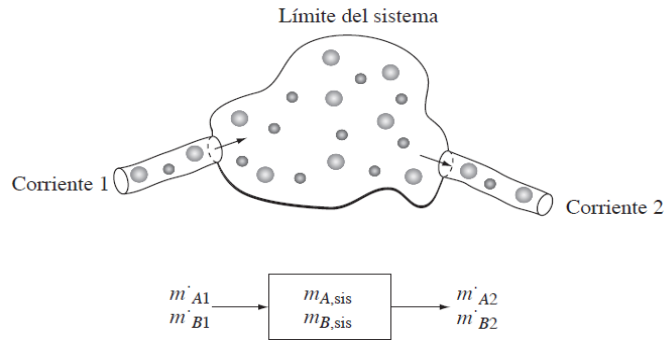
Es necesario recordar en primer lugar el significado de la palabra sistema. Un sistema es tridimensional: tiene un límite bien definido, o un área superficial que encierra un volumen. Si la materia entra y sale del sistema, lo hace cruzando el límite o frontera del sistema. Dentro del sistema pueden ocurrir cambios físicos y químicos.

La ley de conservación de la masa: la masa no se crea ni se destruye. Se aplicará la ley al sistema ilustrado en la figura 3. El sistema contiene una mezcla del compuesto A (de masa molar M_A) y del compuesto B (de masa molar M_B). Las masas de A y B se denotan dentro del sistema como $m_{A,sys}$ y $m_{B,sys}$, respectivamente. Si la masa total en el sistema es m_{sis} , entonces,

$$m_{sis} = m_{A,sys} + m_{B,sys} \quad (1)$$

La corriente 1 fluye hacia dentro del sistema y la corriente 2 fluye hacia fuera, con los compuestos A y B en ambas corrientes. Se denotará la velocidad de flujo de la masa total de las corrientes 1 y 2 como \dot{m}_1 y \dot{m}_2 , respectivamente, donde se utilizará la convención de que el punto distingue una velocidad (ejemplo: masa/tiempo) de una cantidad (ejemplo: masa). Entonces \dot{m}_{A1} , \dot{m}_{B1} , \dot{m}_{A2} y \dot{m}_{B2} denotan las velocidades de flujo de masa de los compuestos A y B en las corrientes 1 y 2, y

Figura 6 Un sistema que contiene materia través de corrientes de entradas y salidas.



$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{A1} + \dot{m}_{B1} \quad (2)$$

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_{A2} + \dot{m}_{B2} \quad (3)$$

Si \dot{m}_1 y \dot{m}_2 son constantes, entonces sobre un intervalo de tiempo Δt , la masa total que entra en el sistema es $\dot{m}_1 \Delta t$ y la masa que sale del sistema es $\dot{m}_2 \Delta t$. Si la masa que entra en el sistema sobre este intervalo de tiempo es diferente a la masa que sale del sistema, entonces, por la ley de conservación de la masa, la masa del sistema debe cambiar. Se utilizará $\Delta \dot{m}_{sis}$ para denotar el cambio en la masa dentro del sistema sobre el intervalo de tiempo Δt :

$$\Delta \dot{m}_{sis} = \dot{m}_1 \Delta t - \dot{m}_2 \Delta t \quad (4)$$

Si ahora se dividen ambos lados entre Δt y tomamos el límite como $\Delta t \rightarrow 0$, se obtiene,

$$\frac{d\dot{m}_{sis}}{dt} = \dot{m}_1 - \dot{m}_2 \quad (5)$$

La ecuación (5) es una reafirmación de la ley de conservación de la masa como se aplicó al sistema en la figura 3. Si está en régimen estacionario, la masa en el sistema no cambia; por consiguiente, $\frac{d\dot{m}_{sis}}{dt} = 0$ y $\dot{m}_1 = \dot{m}_2$ en régimen estacionario.

$$\frac{d(m_{A,sys} + m_{B,sys})}{dt} = (\dot{m}_{A1} + \dot{m}_{B1}) - (\dot{m}_{A2} + \dot{m}_{B2}) \quad (6)$$

¿Debería dividirse la ecuación (6) en dos ecuaciones, una ecuación que incluya sólo los términos referentes al compuesto A y la otra que incluya sólo los términos del compuesto B? ¡No! ¿Por qué no? Porque la ley de conservación de la masa aplica a la masa total, no sólo a la masa del compuesto A (o sólo al compuesto B).

En particular, se supone que los compuestos A y B participan en una reacción química dentro del sistema, $A \rightarrow B$, donde la reacción como está escrita no se encuentra necesariamente balanceada. Se define como \dot{R}_A la velocidad de masa de la reacción del compuesto A (en unidades de masa/tiempo) y como \dot{R}_B la velocidad de masa de la reacción del compuesto B. Si A se consume y B se genera, entonces \dot{R}_A es negativa y \dot{R}_B es positiva. Puesto que la masa total se conserva, debe cumplirse que

$$\dot{R}_A = -\dot{R}_B \quad \text{o} \quad \dot{R}_A + \dot{R}_B = 0 \quad (7)$$

Puesto que esto es correcto se agrega cero a un lado de la ecuación, se suma la ecuación (7) a la ecuación (6) y se obtiene:

$$\frac{d(m_{A,sys} + m_{B,sys})}{dt} = (\dot{m}_{A1} + \dot{m}_{B1}) - (\dot{m}_{A2} + \dot{m}_{B2}) + (\dot{R}_A + \dot{R}_B) \quad (8)$$

Si se toman en cuenta todas las reacciones químicas que ocurren en el sistema, se puede dividir la ecuación (8) en dos:

$$\frac{dm_{A,sys}}{dt} = \dot{m}_{A1} - \dot{m}_{A2} + \dot{R}_A \quad (9)$$

$$\frac{dm_{B,sys}}{dt} = \dot{m}_{B1} - \dot{m}_{B2} + \dot{R}_B \quad (10)$$

La ecuación (9) es la ecuación de balance de materia aplicada a un solo compuesto, en unidades de masa/tiempo.

Formas generales de la ecuación diferencial de balance de materia.

Las ecuaciones (5), (9), (10) se derivaron para un caso específico: dos componentes, una corriente de entrada, una corriente de salida y una reacción. Ahora se desea generalizar. (Ver figura 7.) Por lo que se debe suponer que se tienen I componentes de entrada, de salida y/o dentro del sistema. Recuerde que los componentes pueden ser elementos (por ejemplo, C), compuestos con una fórmula molecular definida (por ejemplo, fructosa, C₆H₁₂O₆) o un material compuesto que se comporta como una sola entidad (por ejemplo, sólidos de jugo de fruta). Suponga que se tienen J corrientes de proceso que entran o salen del sistema. Por último, suponga que se tienen K reacciones químicas que ocurren dentro de los límites del sistema. En la notación para registro se utilizan tres subíndices para indicar un componente específico, una corriente o una reacción química:

i = componente

j = corriente

k = reacción química

Se considerarán primero las ecuaciones de balance de materia escritas en unidades de masa y masa/tiempo, con

m_{sis} = masa total en el sistema [masa]

\dot{m}_j = velocidad de flujo de masa de la corriente j [masa/tiempo]

$m_{i,sis}$ = masa del componente i en el sistema [masa]

\dot{m}_{ij} = velocidad de flujo de masa del componente i en la corriente j [masa/tiempo]

\dot{R}_{ik} = velocidad de reacción de masa del componente i en la reacción k [masa/tiempo]

La ecuación (5) incluye sólo una corriente de entrada y una de salida. Para generalizar, se deben sumar todos los flujos de masa que entran en el sistema y todos los flujos de masa que salen de él. La ecuación diferencial de balance de masa total es:

$$\frac{dm_{sis}}{dt} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_j - \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_j \quad (11)$$

La ecuación de balance de masa de un componente debe incluir los flujos de ese componente en todas las corrientes de entrada y salida. Además, se deben incluir todas las reacciones químicas que involucran a dicho componente i . Esta forma general de la ecuación (9) se transforma en

$$\frac{dm_{sis}}{dt} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{i,j} - \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{i,j} + \sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} M_i v_{ik} \dot{\xi}_k \quad (12)$$

donde

$$\sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} M_i v_{ik} \dot{\xi}_k = \sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} \dot{R}_{ik}$$

Simplemente es la generación/consumo neto del componente i , sobre una base de masa. Si el proceso opera en régimen estacionario, entonces $dm_{sis}/dt = d\dot{m}_{i, sis}/dt = 0$ y

$$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_j = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_j$$

$$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{i,j} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{i,j} + \sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} M_i v_{ik} \dot{\xi}_k$$

Ecuaciones de Balance de materia: forma diferencial					
	Acumulación=	Entrada	- Salida	+Generación	- Consumo
Masa Total	$\frac{dm_{sis}}{dt} =$	$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_j$	$-\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_j$		
Masa de i	$\frac{dm_{i, sis}}{dt} =$	$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{ij}$	$-\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{ij}$	$+$	$\sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} M_i \nu_{ik} \dot{\xi}_k$

Formas generales de las ecuaciones integrales de balance de material.

En la sección anterior se derivaron las ecuaciones diferenciales de balance de materia permitiendo que el intervalo de tiempo fuera infinitesimalmente pequeño, $\Delta \rightarrow dt$. Las ecuaciones (11) y (12) aplican para una toma instantánea —un solo momento de tiempo—. ¿Pero qué sucede si se quiere considerar el sistema sobre un intervalo de tiempo finito, por ejemplo, entre:

$$t = t_0 \text{ y } t = t_f?$$

Para contestar esta pregunta se analiza la figura 7 y la ecuación (4):

$$\Delta m_{sis} = \dot{m}_1 \Delta t - \dot{m}_2 \Delta t$$

Si se define $m_{sis,0}$ como la masa en el sistema en t_0 , y $m_{sis,f}$ como la masa en el sistema en t_f , entonces

$$\Delta m_{sis} = m_{sis,f} - m_{sis,0}$$

Pero, ¿se puede reemplazar en forma similar Δt con $t_f - t_0$ en el lado derecho de la ecuación (4)? Aunque se pudiera estar tentado a hacer esto, considere la posibilidad de que las velocidades de flujo puedan cambiar con el tiempo.

Si se comienza con un sistema inicialmente vacío ($m_{sis,0} = 0$), una entrada \dot{m}_1 que cambia sobre el intervalo de tiempo de $t = t_0$ a $t = t_f$, y ninguna salida ($\dot{m}_2 = 0$). Imagine por ejemplo que hay algunos cambios en las etapas de \dot{m}_1 , como se ilustra

en la figura 3.5 a). O bien, suponga que \dot{m}_1 aumenta linealmente con el tiempo, como se ilustra en la figura 3.5c).

En cualquier caso, la masa total que entra en el sistema es absolutamente igual al área bajo la curva de \dot{m}_1 contra t (figura 3.5b y d). Matemáticamente, esta es la integral de \dot{m}_1 de $t = t_0$ a $t = t_f$. (Murphy, 2007)

$$m_{sis} = \int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_1 dt$$

Si ambos, \dot{m}_1 y \dot{m}_2 (figura 3.2) varían sobre el intervalo de tiempo de $t = t_0$ a $t = t_f$, entonces,

$$m_{sis,f} - m_{sis,0} = \int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_1 dt - \int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_2 dt$$

Se generaliza a un sistema con múltiples corrientes de entrada y salida para derivar la ecuación integral de balance de masa total:

$$\dot{m}_{sis,f} - \dot{m}_{sis,0} = \sum_{\text{toda } j \text{ que entra}} \left(\int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_j dt \right) - \sum_{\text{toda } j \text{ que sale}} \left(\int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_j dt \right) \quad (13)$$

Ecuaciones de balance de materia: forma integral				
	Acumulación=	Entrada	- Salida	+Generación - Consumo
Masa Total	$m_{sis,f} - m_{sis,0} =$	$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \left(\int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_j dt \right)$	$- \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \left(\int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_j dt \right)$	
Masa de i	$m_{i,sis,f} - m_{i,sis,0} =$	$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \left(\int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_{ij} dt \right)$	$- \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \left(\int_{t_0}^{t_f} \dot{m}_{ij} dt \right)$	$+ \sum_{\substack{\text{todas las} \\ \text{relaciones } k}} \left(\int_{t_0}^{t_f} M_i v_{ik} \dot{\xi}_k dt \right)$

CAPÍTULO 2

Materiales y métodos

5.1. Modelación de Biorreactor.

Como se observa dentro del diagrama de flujo el biorreactor es lo más importante, ya que es donde se produce la nanocelulosa bacteriana a partir del ingreso de la glucosa que en este caso se lo conoce como jugo glucosado.

el diseño de biorreactores agitados por lotes para la producción de etanol con levaduras *Saccharomyces cerevisiae* en condiciones anaeróbicas para mejorar el rendimiento del proceso de fermentación. Un fermentador grande y de tamaño adecuado se supone que $70 m^3$.

El volumen operativo es $52,5 m^3$. La fermentación por lotes se realizó con una concentración de glucosa de 200 g/l. El tiempo de fermentación es de 11,4 horas con extracción de etanol $69,5 g.l^{-1}$ y 12 horas $75,9 g.l^{-1}$, sin necesidad de decapar. El cálculo se se detuvo cuando la alteración de la glucosa obtuvo el 97%. Las constantes cinéticas (μ_{max} , K_S , k_p) de la fermentación por lotes fueron $2,0 kg.m^{-3}$, $97,9 kg.m^{-3}$, $0,476 h^{-1}$ respectivamente. La producción por lote es de 3 623 kg y un solo fermentador puede producir 514 lotes al año. De se deduce que la cosecha anual se aproxima a los 1 862 222 kg reales. Por lo tanto, el número de fermentadores de $70m^2$ necesarios 4 biorreactores. El cambio térmico total y la superficie térmica se estiman en 338437 J/s y $40m^2$ respectivamente. El rendimiento máximo de biomasa sobre sustrato ($Y_{X/S}$) y el rendimiento máximo de producto sobre sustrato ($Y_{P/S}$) en la fermentación por lotes fueron del 82 % y del 35,5 % respectivamente. La presente investigación ha demostrado que la alta concepción de azúcar (200 g/l) en el biorreactor agitado por lotes se convirtió con éxito en etanol. de azúcar (200 g/l) en el biorreactor agitado por lotes se convirtió con éxito en etanol. Los resultados obtenidos en el biorreactor agitado por lotes con una alta concentración de sustrato son prometedores para su ampliación. El modelo propuesto puede utilizarse para diseñar un biorreactor agitado por lotes a mayor escala para la producción de alta concentración de etanol. (Qazizada, 2016)

La ingeniería bioquímica se ocupa de llevar a cabo procesos biológicos a escala industrial. Esta área vincula las ciencias biológicas (genética, microbiología, cultivo de células animales, biología molecular, bioquímica, embriología, biología celular, tecnología enzimática) y las ciencias de la ingeniería, como la ingeniería química y de reacción. El papel de la ingeniería bioquímica se ha cobrado mayor importancia en los últimos años debido a los espectaculares avances de la biotecnología. La biotecnología puede definirse como "Las técnicas comerciales que utilizan organismos vivos, o sustancias procedentes de esos organismos, para fabricar o modificar un producto, incluidas técnicas utilizadas para la mejora de las características de plantas y animales de importancia económica y para el desarrollo de microorganismos para actuar en el medio ambiente. Las numerosas aplicaciones de la biotecnología se encuentran principalmente en las áreas de productos farmacéuticos (antibióticos, antígenos, etc.), agricultura animal y vegetal (animales de mayor rendimiento alimentario, herbicidas, insecticidas, etc.), productos químicos especiales (aminoácidos, enzimas, vitaminas, etc.), aplicaciones medioambientales (lixiviación de minerales, degradación de residuos tóxicos degradación de residuos tóxicos, etc.), productos químicos básicos (ácido acético, etanol, ácido cítrico, etc.) y bioelectrónica (biosensores, biochips). (Qazizada, 2016)

Los procesos biológicos tienen ventajas y desventajas sobre los procesos químicos tradicionales. Las principales ventajas son condiciones de reacción (normalmente temperatura ambiente, presión atmosférica, pH medio bastante neutro, etc.) especificidad (la enzima catalizador altamente específico), eficacia (la reacción catalizada por enzimas suele ser mucho más rápida que los catalizadores no biológicos y selectivamente el producto deseado), los recursos renovables (la biomasa proporciona tanto los esqueletos de carbono como la energía necesaria para la síntesis), la tecnología del ADN recombinante (promete enormes posibilidades para mejorar los procesos biológicos). Por otro lado, las desventajas son las siguientes: mezclas complejas de productos (masa celular, productos metabólicos, nutrientes originales no convertidos), medios acuosos diluidos (la separación de los productos es difícil), contaminación y variabilidad (las células tienden a mutar debido al ambiente cambiante y pueden perder algunas características vitales para el éxito del proceso).

Los principales nodos biotecnológicos son los procesos de pretratamiento (por ejemplo, solubilización e hidrolización de materias primas, esterilización), la sección de biorreacción (***biorreactor - el equipo más importante y principal***) y la sección de separación (remoción de insolubles, aislamiento de productos, purificación y pulido). La corona de la solución exitosa de cada proceso químico es una producción a gran escala con la mejor eficiencia económica. El trabajo presentado se centra en el diseño de un fermentador agitado por lotes para la producción de etanol y se divide en varias partes. En primer lugar se mencionan brevemente las propiedades del etanol, sus aplicaciones, su producción y su recuperación. A continuación, el diseño de un fermentador agitado por lotes a escala industrial para la producción de etanol con células *Saccharomyces cerevisiae* es el tema que nos ocupa. Sólo se tienen en cuenta los aspectos de ingeniería de modelar adecuadamente el biorreactor y permitir el escalado [2]. Los aspectos de ingeniería son una combinación de procesos metabólicos que implican estequiometría, termodinámica, cinética microbiana y procesos físicos como la mezcla, el consumo de energía, el transporte de calor y el transporte de masas. Por último, se resumen los resultados obtenidos mediante el diseño de biorreactores para la producción de etanol. (Qazizada, 2016)

5.2. Ampliación del biorreactor.

El escalado de un bioreactor (el paso de la pequeña escala a la escala de producción) es una tarea muy difícil porque hay que tener en cuenta muchos aspectos diferentes de la ingeniería (procesos físicos y metabólicos) y consideraciones económicas, y la ampliación final será necesariamente un delicado compromiso entre las características deseables inherentemente confluyentes. Se podría considerar que el escalado es más un arte que una ciencia. Los reactores de tanque agitado con impulsor multifásico mejoran la mezcla de las especies que reaccionan. (Qazizada, 2016)

Se utilizan en una variedad de industrias químicas. Estos reactores se han estudiado basándose en la Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) que puede utilizarse en el análisis, diseño y escalado de estos reactores [8]. Las cepas de producción normalmente se seleccionan primero en el laboratorio, posteriormente se prueban en una serie de biorreactores de escala creciente y la verificación final del proceso se lleva a cabo en el laboratorio. Desgraciadamente, es físicamente imposible mantener las mismas condiciones de proceso en el laboratorio y en la planta piloto, a escala piloto y a escala industrial. La razón es que los procesos físicos son dependientes directamente de la escala y los procesos metabólicos indirectamente. Los procesos metabólicos (fenómenos microbianos) son teóricamente independientes de la escala, pero en la práctica, como consecuencia de los fenómenos de transporte dependientes de la escala, el entorno local que rodea a la célula será diferente en una escala grande que en un reactor de pequeña escala típicamente bien agitado y puede causar cambios metabólicos. Los procesos físicos (fenómenos de transporte) dependen de la escala, cambian con la escala del reactor y se describen mediante la ingeniería mecánica o química clásica. De ello se deduce que probablemente ningún valor de los parámetros del proceso será exactamente el mismo en las diferentes escalas de reactor. Incluso puede ser preferible un diseño de reactor completamente diferente. Los modelos matemáticos de diversa complejidad se componen de una combinación conocida de procesos metabólicos y físicos. Los pasos en el escalado se muestran esquemáticamente.

El diámetro del impulsor suele ser aproximadamente 1:3 del diámetro del reactor para las turbinas Rushton. El fondo redondo facilita la limpieza la esterilización y evita las zonas de estancamiento durante el funcionamiento. Normalmente hay cuatro deflectores igualmente espaciados, equipados cerca de la pared interior del recipiente, que sirven para romper los vórtices y aumentar así la eficacia de la mezcla. El aire estéril (o posiblemente el oxígeno) para la fermentación aeróbica se introduce por medio de un inyector de burbujas situado debajo de la parte más baja del impulsor. El enfriamiento (calentamiento) puede tener lugar a través de la pared del reactor o mediante el uso de serpentines internos.

El pH óptimo del medio de reacción líquido suele mantenerse normalmente añadiendo ácido o base desde depósitos separados y los productos gaseosos, como el dióxido

de carbono, salen por el espacio de cabeza del reactor como gas de escape. El esquema de un fermentador de tanque agitado por lotes se representa.

Sobre la base del mercado potencial asumido, se eligen los números y el volumen de un fermentador discontinuo industrial a gran escala se eligen. Los datos cinéticos adoptados de la literatura permiten calcular el año y el producto de un lote de etanol por *Saccharomyces cerevisiae* en condiciones anaeróbicas mediante el balance de materia de las especies consideradas (véase la parte Modelo matemático más abajo). El tiempo de funcionamiento del año total disponible es de 330 días. El mercado potencial es de 7 445 000 kg/año. Un fermentador grande y cómodo de $70m^3$. El volumen de funcionamiento (volumen de la fase líquida) es de $52,5 m^3$. La producción por lote (el tiempo de un ciclo es de 11, 4 incluyendo 4 horas de giro) 3 623 kg y un solo fermentador puede proporcionar 514 lotes al año. (Qazizada, 2016)

De ello se deduce que la producción anual es de aproximadamente 1 862 222 kg. Por lo tanto, el número de fermentadores de $70m^3$ necesarios es 4 Las características geométricas y las relaciones de aspecto del biorreactor y del impulsor, obtenidas a partir de los métodos de escalado, se muestran en la Tabla. (Qazizada, 2016)

5.3. Procesos metabólicos

Una célula viva es un complejo reactor químico en el que se producen más de mil reacciones catalizadas por enzimas que suelen organizarse en secuencias denominadas vías metabólicas. El total de todas las actividades de reacción química es el metabolismo, el intercambio de materia y energía en la célula. El metabolismo implica reacciones catabólicas (que forman energía) y anabólicas (que utilizan energía). Es prácticamente muy difícil identificarlas cualitativamente e incluso imposible cuantitativamente. Por este motivo que se utilizan enfoques simplificados, modelos estructurados y no estructurados, para describir la cinética de las reacciones.

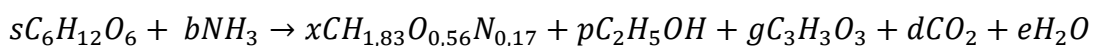
Los modelos estructurados son una mejora de los modelos no estructurados debido a su fuerza predictiva y a su capacidad para describir el proceso de crecimiento en diferentes condiciones de funcionamiento. La biomasa se divide en unos cuantos compartimentos y los componentes celulares con una función similar deben ser colocados en el mismo compartimento. Dado que incluso esta visión es a menudo demasiado compleja para el análisis básico de la bioingeniería, se utilizan con frecuencia modelos

no estructurados. Los componentes celulares se agrupan en un único componente de biomasa cuya composición está representada por la concentración total de biomasa. Se supone que la composición de la biomasa permanece constante durante la fermentación (aproximación típica de la ingeniería). Y sólo una descripción cuantitativa del crecimiento de la biomasa (cinética de la reacción) durante un proceso, expresada en forma de correlaciones entre las concentraciones de reactivo/producto, desempeña un papel clave para el diseño óptimo del biorreactor y el modo de funcionamiento seguro del mismo, ya que las balanzas de material y energía no pueden formarse sin términos de reacción que expresen la conversión de sustratos, generación de productos y calor en un proceso bioquímico. Sin embargo, antes de cualquier investigación significativa de la cinética de reacción se debe realizar con éxito el estudio de la estequiometría y la termodinámica de la célula. (Qazizada, 2016)

5.4. Estequiometria de los cultivos celulares

Parte practica

La producción de etanol con células *Saccharomyces cerevisiae* en condiciones anaeróbicas es un ejemplo típico de cultivo celular con una generación de productos metabólicos primarios directamente relacionada con el crecimiento de la biomasa. De ello se deduce que sólo se necesita una ecuación global para describir la estequiometría de la célula. El sustrato clave (limitante) es la glucosa.



La base de cálculo de los coeficientes estequiométricos, s, b, x, p, g, d y e es el Balance de átomos C, H, O, N.

$$C: 6s = 1x + 2p + 3g + 1d$$

$$H: 12s + 3b = 1,82x + 6p + 2e$$

$$O: 6s = 0,5x + 2p + 3g + 2d + 1e$$

$$N: 1b = 0,2x$$

Para siete coeficientes estequiométricos se dispone de siete ecuaciones algebraicas independientes. El sistema de equilibrio está correctamente especificado.

Para la producción de etanol se puede expresar el equilibrio redox de la siguiente manera:

$$e^-: se^-_s = xe^-_x + pe^-_p + ge^-_g \Rightarrow e^-: sC_s\gamma_s = xC_x\gamma_x + pC_p\gamma_p + gC_g\gamma_g$$

Donde e^- es el número de electrones libres de un componente, s es el número de átomos de carbono de un componente, γ_i es el grado de reducción.

$$e^-_s = C_s\gamma_s = 4.6 = 24$$

$$e^-_x = C_x\gamma_x = 1.4,6 = 4,2$$

$$e^-_p = C_p\gamma_p = 2.6 = 12$$

$$e^-_g = C_g\gamma_g = 3.4,67 = 14,01$$

El coeficiente estequiométrico del etanol, p es entonces:

$$p = 1,530$$

Otros coeficientes estequiométricos desconocidos d, b y e, se encuentran a partir del balance de átomos:

$$b = 0,140$$

$$d = 1,649$$

$$e = 2,247$$

Los coeficientes de rendimiento (g/g), $Y_{S/S}, Y_{A/S}, Y_{B/S}, Y_{X/S}, Y_{D/S}, Y_{E/S}$, de la ecuación estequiométrica total (1) se resumen en la Tabla 2

Cuadro 2 los coeficientes de rendimiento (g/g), $Y_{i/j}$, para la fermentación del etanol.

Component	$Y_{i/j}$ (g/g)
S:	1
B:	0,013
X:	0,126
P:	0,391
G:	0,079
D:	0,403
E:	0,025

La eliminación de parte del etanol de la fase líquida a la fase gaseosa durante el proceso de fermentación es una causa común de error en los balances de masas. Si el balance de carbono, según los datos experimentales, muestra que falta algo de carbono en los productos el balance redox se utiliza para identificar el compuesto hasta ahora desconocido y, posteriormente, se satisface el balance de carbono. Pero en ese caso hay una buena razón para creer que el componente que falta es el etanol que se desprende. (Qazizada, 2016)

5.5. Termodinámica de los cultivos celulares

. Parte teórica

Las células utilizan la energía química de los nutrientes de forma bastante eficiente, pero, como en cualquier proceso, parte de la energía de los sustratos se libera en forma de calor. La producción de calor celular es el resultado primario del metabolismo. En consecuencia, es razonable esperar una relación aproximadamente proporcional entre el calor generado y el sustrato energético utilizado. La biomasa procesada extraída de estas La biomasa procesada extraída de estas especies de microorganismos podría utilizarse como fuente de proteínas potenciales o como suplemento alimenticio [14]. Balance térmico aproximado relacionado con el consumo de sustrato clave se expresa de la siguiente manera

$$q_r = (-\Delta_r h) = \sum_{j=1}^n Y_{sj}^{mol} (-\Delta_c h_j) - \sum_{i=1}^n Y_{pi}^{mol} (-\Delta_c h_j)$$

Donde q_r es el calor de reacción molar y $\Delta_r h$ la entalpía de reacción molar estándar Y_{sj}^{mol} son los coeficientes de rendimiento (st estequiométrico) en el lado izquierdo (sustrato) y Y_{pi}^{mol} los coeficientes de rendimiento (estequiométricos) en el lado derecho (producto) de una ecuación estequiométrica total que describe el proceso bioquímico.

Los calores de combustión estándar se pueden hallar de forma experimental (las especies ordinarias se enumeran en las tablas) [2] o a partir de la relación empírica Patel-Eriksson

$$(-\Delta_r h) = 115C_i\gamma_i$$

Donde C_i es el número de carbonos de un compuesto y γ_i es su grado de reducción.

Parte practica

El calor de reacción, q_r (kJ/mol), relacionado con la glucosa consumida, viene dado por:

$$q_R = (-\Delta_r h) = \sum_{j=1}^n Y_{sj}^{mol} (-\Delta_c h_j) - \sum_{i=1}^n Y_{pi}^{mol} (-\Delta_c h_j)$$

Los valores necesarios para el cálculo del calor de reacción, q_R , se muestran en la Tabla 3.

Table 3 Values for calculation of the reaction heat q_R

Component	$(-\Delta_c h_i)$ (kJ/mol)	$Y_{i/j}$ (mol/mol)	$Y_{i/j}(-\Delta_c h_i)$ (kJ/mol)
S:C ₆ H ₁₂ O ₆	2803	1	2803
B:NH ₃	383	0.140	53,62
X:CH _{1.82} O _{0.58} N _{0.16}	560	0,826	462,56
P:C ₂ H ₆ O	1367	0,1530	2091,5
G:C ₃ H ₈ O ₃	1661	0,155	257,46
E:H ₂ O	0	0,247	0
D:CO ₂	0	1,649	0

$$q_R = (-\Delta_r h) = 45, KJ. mol^{-1}$$

5.6. Microbial Kinetics

Para describir con éxito cualquier proceso de fermentación es necesario conocer la cinética microbiana que expone las correlaciones entre las tasas y las concentraciones de reactivo/producto, la temperatura y el pH, $r = f(C_{1,}, C_{2,}, \dots, C_{n1}, C_{n2}, \dots, i1, C_{i1}, C_{i2}, \dots, T, PH)$. Por su inserción en los balances de masas es posible predecir las conversiones de sustrato y el rendimiento de los productos individuales. Esto conduce a la realización de simulaciones que finalmente pueden dar lugar a un diseño óptimo del equipo [2].

Se supone que el modelo no estructurado describe la cinética microbiana de las levaduras de fermentación del alcohol *Saccharomyces cerevisiae* que proporciona un buen ejemplo de inhibición de productos con función específica de crecimiento del tipo:

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_S}{K_S + C_S} \left(1 - \frac{C_P}{k_p}\right)$$

Donde μ_{max} es la tasa máxima de crecimiento específico de la biomasa, K_S es la constante de saturación de la glucosa, C_S es la concentración de glucosa, C_v es la concentración de biomasa, α es el parámetro de inhibición.

Los valores de los parámetros cinéticos, μ_{max} , K_S , k_p para la descripción de la cinética microbiana y la siguiente app lied en la modelización matemática modelización se evaluaron sobre la base de la información de la literatura:

$$\mu_{max} = 0,476h^{-1}$$

$$K_S = 2,0 Kg.m^{-3}$$

$$K_p = 97,9 Kg.m^{-3}$$

5.7. Procesos físicos

Los procesos físicos (mezcla, consumo de energía, transferencia de calor, transferencia de masa, patrón de flujo de fluidos y reología) son de escala dependiente y descrito por modelos matemáticos de diversa complejidad: la dinámica de fluidos computacional (CFD), el enfoque del modelo compartimental (CMA), enfoque de fórmulas y correlaciones (FCA). Uno de los principales fenómenos responsables de los problemas en el aumento de escala del proceso bioquímico se consideran una mezcla insuficiente. Gradientes locales de concentración y temperatura en el medio de reacción (la transferencia de masa y calor se ve influenciada negativamente) determine el microambiente que rodea la celda y en consecuencia, la fisiología de los microorganismos puede verse seriamente influenciada y pueden ocurrir cambios metabólicos. (Qazizada, 2016)

5.8. Mezcla y consumo de energía

Parte teórica

El propósito de la mezcla es lograr la uniformidad de concentración y temperatura en cada punto del volumen de reacción lo antes posible. Esta suposición funciona razonablemente bien para reactores de agitación intensa a pequeña escala (1–2 l), con tiempos de mezcla del orden de 1 s, pero en sistemas a gran escala el tiempo para lograr la homogeneidad puede ser del orden de minutos. El proceso de mezclado

requiere energía entregada al medio de fermentación como la potencia de entrada del agitador transmitida al fluido. Por lo tanto, es importante comprender la interacción entre el movimiento del fluido, la velocidad del agitador y la entrada de energía (consumo) y saber cómo un cambio de escala afecta estas relaciones. El enfoque de fórmulas y correlaciones se utiliza para describir el comportamiento de mezcla y el tiempo de mezcla, la capacidad de bombeo y el tiempo de circulación son las características de mezcla cuantitativas más importantes. En los sistemas reales, el dispositivo de mezcla es un componente importante del reactor. Una buena mezcla promueve la transferencia efectiva de los sustratos y el calor a los microorganismos. (Qazizada, 2016)

La capacidad de bombeo, V_p , es el volumen de líquido que se expulsa del impulsor por unidad de tiempo (m^3/s) y se define por

$$V_p = N_f \cdot N \cdot d_s^3$$

Donde N_f es el número de flujo que depende del tipo de impulsor y de la viscosidad media ($N_f = 0.72$ para turbina Rushton y medio de baja viscosidad), d_s es el diámetro del agitador y N es la velocidad del agitador.

El tiempo de circulación, t_c , se define como

$$t_c = \frac{V_L}{V_p}$$

Donde V_L es el volumen de la fase líquida.

El tiempo de mezclado, t_m , es el tiempo necesario para obtener un valor determinado del grado de mezclado (homogeneidad), m , realizado un pulso adición de un trazador. Como primera aproximación, se puede suponer que la mezcla ocurrió dentro de las 4 t_c :

$$t_m = 4 \cdot t_c$$

El tiempo de mezcla para fermentadores de tanque agitado de más de $60m^3$ (el volumen de trabajo líquido V_L está en litros) se puede calcular a partir de la correlación empírica de la siguiente manera:

$$t_m = 223,5 \log(V_L) - 1004,6$$

El consumo de energía, P, para condiciones sin aire para impulsores múltiples colocados en el mismo eje se expresa a través de la siguiente relación:

$$P = n_i N_p \rho_L N^3 d_s^5$$

Donde n_j es el número de impulsores en el mismo eje, P es la potencia de entrada $J \cdot s^{-1} = W$, N_p el número de potencia que es función del número de Reynolds y diseño del impulsor ($N_p = 5.2$) o turbina Rushton y flujo turbulento, ρ la densidad del fluido ($kg \cdot m^{-3}$), N la velocidad del agitador (s^{-1}), d_s , d_s el diámetro del agitador (m).

La velocidad de la punta del impulsor, v_t debe ser inferior a 7,62 m/s porque las células pueden dañarse mecánicamente y la proporción de potencia de entrada y volumen de líquido P/V_L , se recomienda su conservación en fermentadores a gran escala, desde el punto de vista económico de vista, sobre $1 - 5 kW/m^3$.

Parte práctica.

La capacidad de bombeo, V_p , el tiempo de circulación, t_c , el tiempo de mezcla, t_m , el consumo de energía, , La punta del impulsor la velocidad, V_t , y la relación entre la potencia de entrada y el volumen del líquido, P/V_L , son:

$$V_p = N_f \cdot N \cdot d_s^3 = 0,72 \cdot 2,5 \cdot 0,97^3 = 1,643 m^3 s^{-1}$$

$$t_c = \frac{V_L}{V_p} = \frac{52,5}{1,643} = 32,0 s$$

$$t_m = 223,5 \log(V_L) - 1004,6 = 223,5 \log(52500) - 1004,6 = 50,4s$$

$$P = n_i N_p \rho_L N^3 d_s^5 = 4,5 \cdot 2 \cdot 1000 \cdot 2,5 \cdot 0,97^5 = 276256 J \cdot s^{-1} (W)$$

$$v_t = \pi N d_s = \pi \cdot 2,5 \cdot 0,97 = 7,618 m/s$$

$$\frac{P}{V_L} = \frac{261728}{52,5} = 5260 W \cdot m^{-3}$$

5.9. Transferencia de calor

Parte teórica.

Dado que las reacciones biológicas son muy sensibles a la temperatura, es necesario un control cuidadoso de la temperatura (mantener la temperatura en el nivel óptimo valor) es por lo tanto absolutamente esencial. El calor se genera no solo por el calor de reacción, Q_R , que a menudo acompaña a las reacciones pero también por agitación del medio (entrada de potencia) $P = Q_R$, la eliminación del excedente de calor se realiza mediante el intercambio de calor de medio de fermentación (medio caliente) a agua (medio frío). La ecuación de la tasa de transferencia de calor se escribe en la forma:

$$Q = K_A A (t_h - t_s)$$

Donde A es el área superficial de calor, t_h la temperatura del medio caliente (fermentación), t_c la temperatura promedio del medio refrigerante y k_A el coeficiente global de transferencia de calor se relaciona con el área superficial de calor.

A escala industrial, la transferencia de calor suele ser un problema, ya que Q aumenta con el volumen del reactor, es decir, para geometrías similares sistemas con d_R^3 mientras que el área de superficie de enfriamiento escala con d_R^2 .

De ello se deduce que si para biorreactores de pequeña escala (por debajo de un pocos m^3) normalmente es suficiente con refrigeración de pared, para reactores grandes es necesario instalar un serpentín interno por encima de un cierto, el tamaño del reactor o el medio de fermentación pueden bombearse fuera del reactor y enfriarse en un intercambiador de calor externo. La presencia de tales tuberías internas altera claramente el patrón de mezcla y las velocidades del fluido y, por lo tanto, la ecuación de criterio adecuada se debe utilizar el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del medio de fermentación. (Qazizada, 2016)

El coeficiente global de transferencia de calor, K_A , se puede calcular a partir de la siguiente relación:

$$K_A = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_h} + \frac{d_{out}}{2\lambda} \ln \frac{d_{out}}{d_{in}} + \frac{d_{out}}{\alpha_c d_{in}}}$$

Donde α_h es el coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del medio de fermentación, d_{out} es el diámetro de la pared exterior, d_{in} es el diámetro de la pared interior, λ es el coeficiente de transferencia de calor por conducción de la pared y α_c es el coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del agua de refrigeración

El coeficiente de transferencia de calor por convección depende de la hidrodinámica del flujo, las propiedades físicas del líquido, el sistema geometría y se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda_f}{l}$$

Donde λ_f es la conductividad térmica del fluido, l es la dimensión característica del sistema, Nu es el número de Nusselt que se calcula de ecuaciones de criterio empírico que tienen para cada geometría una forma específica.

Las correlaciones normalmente se basan en números adimensionales, que dan el número de Nusselt, Nu , como una función de Reynolds número, Re , el número de Prandtl, Pr , etc. (Qazizada, 2016)

La ecuación de criterio en el caso de agua de refrigeración que fluye dentro del tubo en condiciones turbulentas es:

$$Nu_c = 0,023 Re_c^{0,8} Pr_c^{0,4}$$

Donde Re_c es el número de Reynolds, Pr_c el número de Prandtl para medio frío.

$$Re_c = \frac{d_c w_c \rho_c}{\mu_c}$$

La ecuación de criterio en el caso de que se agregue una bobina interna cerca de la superficie interna de un biorreactor se puede dar como:

$$Nu_h = 0,17 Re_h^{0,67} Pr_h^{0,37} \left(\frac{d_m}{d_R}\right)^{0,1} \left(\frac{d_h}{d_R}\right)^{0,5}$$

donde P_{rh} es el número de Reynolds, P_{rh} el número de Prandtl para el medio de fermentación d_s el diámetro del agitador, $d_h = d_{out}$ diámetro exterior del tubo de refrigeración, d_R el diámetro interior del biorreactor.

Parte practica

El intercambio de calor total se puede calcular, desde el punto de vista práctico, a partir de la expresión:

$$Q = Q_R + Q_P$$

El calor generado por la agitación, $Q_P = P$, equivale a 261 728 J/s. El calor de reacción generado durante la fermentación del etanol es

$$Q_R = n_S^R \cdot q_R$$

Donde d_S^R es la cantidad molar de glucosa consumida durante la producción de etanol (el tiempo de fermentación es igual a 11,4 horas cuando se logra una conversión de glucosa del 97 % (consulte la parte Modelo matemático a continuación) y q_R el calor de reacción (kJ/mol). (Qazizada, 2016)

La cantidad de masa de la glucosa consumida es entonces:

$$m_S^R = V_L(C_{S0} - C_S) = 52,5 \cdot (200 - 6) = 10185 \text{ kg}$$

Donde c_{S0} es la concentración inicial de glucosa ($c_{S0} = 200 \text{ g/L}$) [20] y c_S es la concentración final de glucosa ($c_S = 6,0 \text{ g/L}$) y V_L es el volumen del líquido ($V_L = 52,5 \text{ m}^3$).

La cantidad molar de glucosa empobrecida por un ciclo de producción (11,4 horas) es igual a:

$$n_S^R = \frac{m_S^R}{M_S} = \frac{10185}{180} = 56,583 \text{ Kmol}$$

El calor de reacción (J/s) es:

$$Q_R = n_S^R \cdot q_R = \frac{56,583 \cdot 10^3 \cdot 45,1 \cdot 10^3}{11,4 \cdot 3600} = 62181 \text{ J/s}$$

El flujo másico de agua de enfriamiento, m_c (kg/s), se puede calcular a partir del balance de entalpía simplificado de un fermentador como:

$$m_c = \frac{Q}{C_{pc}(t_{2c} - t_{1c})} = \frac{Q_R + Q_P}{C_{pc}(t_{2c} - t_{1c})} = \frac{62181 + 261728}{4190 \cdot (25 - 15)} = 7,731 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

El área superficial de calor, A, se calcula a partir de la ecuación de tasa de transferencia de calor:

$$A = \frac{Q}{K_A \cdot (t_h - t_c)}$$

Donde t_h la temperatura del medio caliente (fermentación), t_c la temperatura media del medio de enfriamiento y K_A el coeficiente global de transferencia de calor se relacionan con el área de superficie de calor.

El coeficiente global de transferencia de calor se puede calcular a partir de la siguiente relación:

$$K_{AH} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_h} + \frac{d_{vonk}}{2\lambda} \ln \frac{d_{vonk}}{d_{vnut}} + \frac{d_{vonk}}{\alpha_s d_s}}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección para el agua α_c . El coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado de agua de refrigeración, α_c , se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\alpha_c = \frac{Nu_c \lambda_c}{d_{in}}$$

Donde λ_c es la conductividad térmica del agua, d_{in} es el diámetro interior de la tubería, d_{in} es el número de Nusselt que se calcula a partir de ecuaciones de criterio empírico que tienen para cada geometría una forma específica.

La ecuación de criterio en el caso de que fluya agua de refrigeración por el interior del tubo en condiciones turbulentas es:

$$Nu_c = 0,023 Re_c^{0,8} Pr_c^{0,4}$$

El número de Reynolds viene dado por:

$$Re_c = \frac{d_c w_c \rho_c}{\mu_c}$$

donde $d_c = d_{in}$ es el diámetro interior de la tubería (bobina interna), w_c es la velocidad del agua que fluye dentro de la tubería calculada a partir de la ecuación de continuidad, ρ_c es la densidad del agua y μ_c es la viscosidad del agua determinada para la temperatura media.

$$w_c = \frac{V_c}{S_c} = \frac{\frac{m_c}{\rho_c}}{\frac{d_c^2}{4}} = \frac{\frac{7,731}{998,2}}{\frac{\pi \cdot 0,127^2}{4}} = 0,659 \text{ m/s}$$

$$Re_c = \frac{d_c w_c \rho_c}{\mu_c} = \frac{0,127 \cdot 0,659 \cdot 998,2}{1,005 \cdot 10^{-3}} = 83127$$

El número de Prandtl se da como:

$$Pr_c = \frac{c_{pc} \cdot \mu_c}{\lambda_c} = \frac{4190 \cdot 1,005 \cdot 10^{-3}}{0,599} = 7,03$$

Donde λ_c es la conductividad térmica del agua y c_{pc} la capacidad calorífica específica del agua.

El número de Nusselt se calcula a partir de la ecuación del criterio:

$$Nu_c = 0,023 Re_c^{0,8} Pr_c^{0,4} = 0,023 \cdot 83127^{0,8} \cdot 7,03^{0,4} = 432,8$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del agua de refrigeración es entonces:

$$\alpha_c = \frac{Nu_c \lambda_c}{d_{in}} = \frac{432,8 \cdot 0,599}{0,127} = 2041 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección para el medio de fermentación α_h (las propiedades físicas del medio de fermentación se han aproximado a las propiedades físicas del agua):

El coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del caldo de fermentación, α_h , se da como:

$$\alpha_h = \frac{Nu_h \lambda_h}{d_{out}}$$

donde λ_h es la conductividad térmica del medio de fermentación, d_{out} es el diámetro exterior del tubo, Nu_h es el número de Nusselt que se calcula a partir de las

ecuaciones de criterio empírico que para el caso de que la bobina interna añadida cerca de la superficie interior de un biorreactor es el siguiente:

$$Nu_h = 0,17Re_h^{0,67}Pr_h^{0,37} \left(\frac{d_s}{d_R}\right)^{0,1} \left(\frac{d_h}{d_R}\right)^{0,5}$$

Donde Re_h es el número de Reynolds, Pr_h el número de Prandtl para el medio de fermentación, d_s el diámetro del agitador, $d_h = d_{out}$ el diámetro exterior del tubo de refrigeración, d_R el diámetro interior del biorreactor.

El número de Reynolds viene dado por:

$$Re_h = \frac{d_s^2 N \rho_h}{\mu_h} = \frac{0,997^2 \cdot 2,5 \cdot 1000}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 1960208$$

donde d_s es el diámetro del agitador, N es la frecuencia del agitador, ρ_h es la densidad y μ_h la viscosidad del medio de fermentación determinada para la temperatura de 30 °C.

El número de Prandtl viene dado por:

$$Pr_h = \frac{c_{ph} \cdot \mu_h}{\lambda_h} = \frac{4000 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3}}{0,56} = 8,57$$

Donde la conductividad térmica, λ_h , y la capacidad calorífica específica, c_{ph} del medio de fermentación se aproximan como para el agua.

El número de Nusselt se calcula a partir de la ecuación del criterio

$$\begin{aligned} Nu_h &= 0,17Re_h^{0,67}Pr_h^{0,37} \left(\frac{d_s}{d_R}\right)^{0,1} \left(\frac{d_h}{d_R}\right)^{0,5} \\ &= 0,17 \cdot 1960208^{0,67} \cdot 8,57^{0,37} \cdot \left(\frac{0,97}{3,1}\right)^{0,1} \cdot \left(\frac{0,139}{3,1}\right)^{0,5} = 1164 \end{aligned}$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del medio caliente (fermentación) es entonces el siguiente:

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_h} + \frac{d_{out}}{2\lambda} \ln \frac{d_{out}}{d_{in}} + \frac{d_{out}}{\alpha_c d_{in}}} = \frac{1}{\frac{1}{4688} + \frac{0,139}{2,15} \ln \frac{0,139}{0,127} + \frac{0,139}{2041 \cdot 0,127}} \\ &= 846,6 W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1} \end{aligned}$$

Donde λ_h es la conductividad térmica de la pared de acero inoxidable.

La superficie térmica, A, es entonces la siguiente:

$$A = \frac{Q}{K_{Ah} \cdot (t_h - t_s)} = \frac{338437}{846,6 \cdot (30 - 20)} = 40,0 \text{ m}^2$$

5.10. Transferencia de masa.

Parte teórica

En las bio-reacciones, el transporte de nutrientes a la superficie celular y la eliminación de metabolitos de la superficie celular al grueso de la fermentación son procesos de velocidad con constantes de tiempo no mucho menores que las de las reacciones celulares. Por lo tanto, la transferencia de masa debe incluirse en el análisis de las bio-reacciones junto con la estequiometría y las reacciones celulares.

El transporte a través de la membrana plasmática de *S. cerevisiae*, está mediado por varios sistemas de transporte específicos de la membrana plasmática que permiten a la célula de baja afinidad y de alta afinidad. Un tratamiento simplificado de un campo de flujo en el que la transferencia global de masa se divide en diferentes pasos individuales, que normalmente se utilizan con buenos resultados. Un resumen de los pasos importantes de la transferencia de masa en un proceso de fermentación se muestra en la figura. Un gas poco soluble, normalmente el oxígeno, debe pasar por una serie de nueve resistencias de transporte desde la burbuja de gas hasta la célula, pero en nuestro caso sólo las dos primeras resistencias son relevantes para la tasa global de transferencia de masa. (Qazizada, 2016)

Aplicando la teoría de las dos películas, se puede derivar la siguiente relación para el flujo global del componente considerado, J_i , de la fase gaseosa a la líquida

$$J_i = \frac{n_i}{A_{if}} = K_L(C_i^* - C_i)$$

Donde n_i es el flujo molar del componente, A_{if} el área interfacial, K_L el coeficiente global de transferencia de masa (valor recíproco de las resistencias en la fase gaseosa y líquida), $(C_i^* - C_i)$ la fuerza motriz expresada a través de una fase líquida, C_i a concentración de saturación concentración en la fase líquida correspondiente a la presión parcial P_i en la fase gaseosa a través de la ley de Henry ($P_i = H_i C_i$), c, c_j , ρ es la concentración real en la masa de una fase líquida.

Sin embargo, la idea de expresar la transferencia de masa a través de las superficies mediante un coeficiente global de transferencia de masa multiplicado por una diferencia de concentración es claramente una simplificación de una realidad física complicada.

El coeficiente global de transferencia de masa, K_L , se expresa con la siguiente relación bien conocida en la que se incluyen las resistencias en las fases gas y fase líquida. (Qazizada, 2016)

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{K_L} + \frac{1}{H_i K_g}$$

Donde K_L es el coeficiente de transferencia de masa del lado de la película líquida, H_i la constante de Henry para el compuesto dado y K_g es el coeficiente de transferencia de masa del lado de la película gaseosa es el coeficiente de transferencia de masa del lado de la película de gas.

Parte práctica

Para el cálculo de $(K_L a_d)_p$ se utiliza la siguiente relación:

$$(K_L a_d)_p = \frac{D_i}{D_{O_2}} (K_L a_d)_{O_2}$$

Los coeficientes de difusión del oxígeno y del etanol en el agua (30 °C) son $2,5 \cdot 10^{-9} m^2 \cdot s^{-1}$ y $1,28 \cdot 10^{-9} m^2 \cdot s^{-1}$, respectivamente.

El coeficiente de transferencia de masa volumétrica de oxígeno (para el sistema de aireación) se expresa mediante la ecuación.

$$(K_L a_d)_{O_2} = K \cdot u_s^\alpha \left(\frac{P_G}{V_L}\right)^\beta$$

donde $k = 0,0018$, $\alpha = 0,3$ y $\beta = 0,7$ [2].

La velocidad superficial del gas se define como:

$$u_s = \frac{V_G}{S_R}$$

Donde S_R es el área de la sección transversal del biorreactor interior.

La tasa de aireación, V_G , especificada en VVM (volumen de gas/volumen de líquido/minuto), es igual a 0,3.

La tasa de aireación, V_G , y el área de la sección transversal interna del biorreactor, S_R , y la velocidad superficial del gas y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa de oxígeno coeficiente de transferencia de masa de oxígeno ($K_L a_d$) son entonces:

$$V_G = \frac{vvm}{60} V_L = \frac{0,3}{60} 52,5 = 0,2625 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$S_R = \frac{\pi \cdot d_R^2}{4} = \frac{\pi \cdot 3,1^2}{4} = 7,548 \text{ m}^2$$

$$u_s = \frac{V_G}{S_R} = 0,035 \text{ m/s}$$

$$(K_L a_d) = 0,0018 \cdot u_s^{0,3} \left(\frac{P_G}{V_L}\right)^{0,7} = 0,0018 \cdot 0,0348^{0,3} \cdot \left(\frac{138128}{52,5}\right)^{0,7} = 0,163 \text{ S}^{-1}$$

El coeficiente de transferencia de masa de etanol volumétrico (utilizado en el balance de materia del etanol) es:

$$(K_L a_d)_i = \frac{D_i}{D_{O_2}} (K_L a_d)_{O_2} = \frac{1,28 \cdot 10^{-9}}{2,5 \cdot 10^{-9}} 0,163 = 0,083 \text{ S}^{-1}$$

5.11. Modelo Matemático.

El balance de materia de las especies clave (biomasa, X, glucosa, S, etanol, P, glicerol, G), expresado como un sistema de diferenciales ordinarias en la fase líquida, es el siguiente:

$$X: \frac{dc_X}{dt} = \mu_{max} \frac{C_S}{C_S + K_S} \left(1 - \frac{C_P}{K_P}\right) C_X$$

$$S: \frac{dc_S}{dt} = -\frac{1}{Y_{X/S}} \mu_{max} \frac{C_S}{C_S + K_S} \left(1 - \frac{C_P}{K_P}\right) C_X$$

$$P: \frac{dc_P}{dt} = Y_{P/X} \cdot \mu_{max} \frac{C_S}{C_S + K_S} \left(1 - \frac{C_P}{K_P}\right) C_X - (K_L a_d)_p (C_P - C_P^g)$$

$$G: \frac{dc_G}{dt} = Y_{G/x} \mu_{max} \frac{C_S}{C_S + K_S} \left(1 - \frac{C_p}{K_p}\right) C_x$$

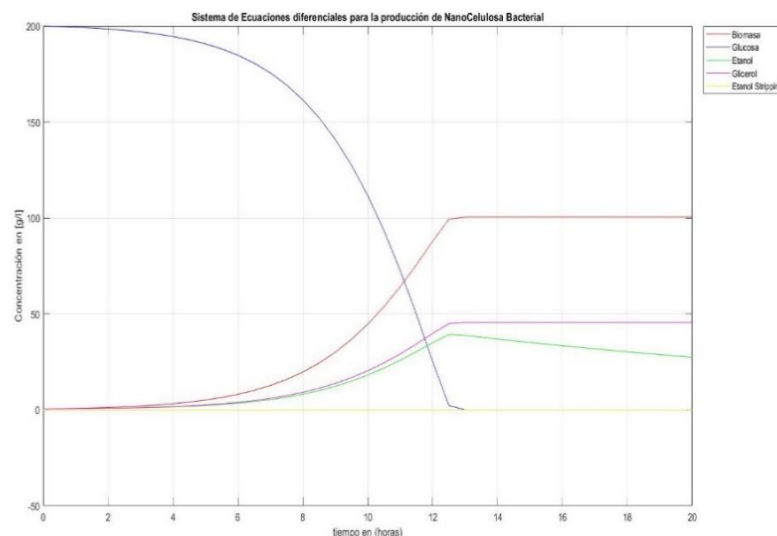
y el balance de materia del etanol despojado en la fase gaseosa es

$$p^g: \frac{dc_p^g}{dt} = -(K_L a_d)_p (C_p^g - C_p) \frac{V_L}{V^g} \frac{R}{TH_p}$$

donde C_p^g es la concentración de etanol de equilibrio expresada a través de la fase líquida, V^g el volumen del biorreactor por encima de la fase líquida, R la constante universal de los gases, T la temperatura en unidades de Kelvin, H_p es la constante de Henry para el etanol.

El sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias (resuelto numéricamente utilizando el paquete de software Athena Visual Workbench - Stewart & Associates Engineering Software Inc., Madison, EE.UU.) se utiliza para calcular los perfiles temporales de concentración de los componentes considerados en la fase líquida y para determinar el tiempo de fermentación. Como optimización se utiliza el criterio de la alta concentración de etanol en el medio de reacción. El cálculo se detiene cuando la conversión de la glucosa alcanza el 97%. Tiempo los perfiles de concentración de las especies mencionadas se muestran en las figuras 6 y 7. De las figuras 6 y 7 se deduce que el tiempo de fermentación, t_f , es igual a 11,4 horas con stripping de etanol ($C_p = 69,1g \cdot l^{-1}$) y 12,0 horas sin stripping ($C_p = 75,9g \cdot l^{-1}$), respectivamente. (Qazizada, 2016)

Figura 7. Gráfica del sistema de Ecuaciones Diferenciales en Matlab.



La mejor manera de desarrollar un modelo matemático es cuando se conoce bien el proceso. Para desarrollar un modelo de este tipo para los bioprocesos debe considerarse la variable de composición de los organismos y ese modelo se denomina modelo estructurado. (Qazizada, 2016)

A continuación, se diseña un biorreactor a escala industrial con agitación en baño para la producción de etanol con *Saccharomyces cerevisiae*:

- El volumen del biorreactor, $V_R = 70 \text{ m}^3$
- El volumen de una fase líquida, $V_L = 52.5 \text{ m}^3$
- El diámetro del biorreactor, $d_R = 3,1 \text{ m}$
- El diámetro del agitador, $d_S = 0,97 \text{ m}$
- La velocidad de agitación, $N = 2.5 \text{ s}^{-1}$
- Número de impulsores, $n_I = 4$
- El caudal másico del agua de refrigeración, $m_C = 7,731 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$
- Superficie térmica, $A = 40 \text{ m}^2$
- Tiempo de fermentación, $t_f = 11.4 \text{ h}$ y tiempo de funcionamiento, $t_{op} = 4 \text{ h}$
- Producción de etanol por lotes, $m_p = 3623 \text{ kg}$
- Número de baños al año es igual a 514
- Producción anual de etanol, $m_p = 1862222 \text{ kg}$

Como se ha investigado anteriormente, *saccharomyces cerevisiae* se utiliza de forma extensiva en fermentaciones por lotes para convertir la glucosa en etanol para la producción de bebidas y biocombustibles. La fermentación de la glucosa en etanol muestra una serie de reacciones enzimáticas coordinadas. Este proceso es internamente equilibrado y termodinámicamente deseable siempre que las enzimas celulares utilicen el nucleótido fosforilado neto producido a partir de la fosforilación a nivel de sustrato. El modelo matemático se basa en la combinación de conocimientos de consideraciones de ingeniería - fenómenos microbianos que incluyen la estequiometría, la termodinámica del cultivo de las células, la cinética microbiana y los procesos físicos (fenómenos de transporte) como la mezcla, el consumo de energía, la transferencia de masa y de calor. Valores de los parámetros cinéticos, μ_{max} , K_S , k_p para la descripción de la cinética microbiana y a continuación se aplicaron

en la información de la literatura para la descripción de la cinética microbiana y su posterior aplicación en la modelización matemática. Por desgracia, es físicamente imposible mantener las mismas condiciones de proceso para los biorreactores a escala de laboratorio, a escala piloto y a escala industrial. La razón es que los procesos físicos dependen directamente de la escala y los metabólicos indirectamente. Aunque el escalado de los biorreactores no sólo implica de ingeniería, sino también consideraciones económicas, el siguiente texto y discusión se limitará a los aspectos de ingeniería del escalado. Del cálculo hemos obtenido la producción de etanol por lotes, 3623 kg/l en todo el medio, la producción de etanol por año 1 806 991 kg/año y para cuatro lotes 7 228 ton/año. Con la extracción de 3623 kg/lote, la producción anual es de 1 862 222 kg/año, pero sin stripping, 3982 Kg/lote, y la producción al año 1 971 151 kg/año , el tiempo para un lote es la suma del tiempo de producción y el tiempo de entrega es de 15,4 horas con decapado y sin decapado es de 16 horas. Coste de la inversión se estimó un coste de 2105 dólares para el equipo principal y se calculó un capital total para la fermentación de 894.650 dólares. (Qazizada, 2016)

Con cambio del volumen del reactor o del volumen de una fase líquida, aumenta o disminuye proporcionalmente la producción de etanol, por ejemplo, si el volumen del reactor se supone $60 m^3$, proporcionalmente a la producción por lotes de etanol, $m_p = 3105 kg/l$ en todo el medios, la producción anual de etanol 1 548 849 kg/año, y para cuatro lotes 6195 ton/año. La tasa de aireación, $V_G = 0,225$, Volumétrico Coeficiente de transferencia de masa del etanol (utilizado en el balance de materia del etanol) ($k_l a_D$) es $0,076 s^{-1}$ obtenido. La disminución de la concentración inicial de la concentración de glucosa inicial de a 150 g/L influye proporcionalmente en el flujo de masa del agua de refrigeración a 7,70 kg/s, la cantidad molar de glucosa consumida durante la producción de etanol, 42 kmol, calor de reacción, 46 635 J/s y otros valores. Nuestros zapatos de cálculo que se calculado según los métodos de escalado correctos. Se espera que los resultados de este estudio proporcionen información sobre el rendimiento del proceso, optimizarlo y ayudar al diseño de procesos para la producción a gran escala de etanol con levaduras *Saccharomyces cerevisiae* en condiciones anaeróbicas. (Qazizada, 2016)

En definitiva, la presente investigación ha demostrado la importancia de algunos parámetros de fermentación (fenómenos microbianos microbianos) para mejorar la

tecnología de fermentación alcohólica del biorreactor a escala industrial con agitación en baño para la producción de etanol con *Saccharomyces cerevisiae*. Los biorreactores serán fundamentales para el desarrollo de muchos productos nuevos de alto valor y de productos de alto valor y la sustitución de los procesos existentes basados en productos químicos. La selección y el diseño adecuados del biorreactor determinarán el bioproceso comercial óptimo y la correspondiente inversión de capital. El biorreactor no debe considerarse como una unidad aislada, sino como parte de una unidad de operación integrada con una unidad superior (preparación) y una unidad inferior (separación). (Qazizada, 2016)

Las simulaciones pueden utilizarse para el análisis de costes del biorreactor de diseño óptimo. En posteriores investigaciones, es posible centrarnos en la visualización y el análisis describe el proceso utilizando la interferometría holográfica.

CAPÍTULO 3

Resultados y discusión

Una vez explicado la ecuación general de conservación de materia aplicada a una biorrefinería se procede a realizar los cálculos con los datos obtenidos.

Partiendo de la ecuación (8)

$$\frac{d(m_{A,sys} + m_{B,sys})}{dt} = (m_{A1} + m_{B1}) - (m_{A2} + m_{B2}) + (\dot{R}_A + \dot{R}_B) \quad (14)$$

La siguiente ecuación se la reescribe de la siguiente manera:

$$\frac{dm_{sis}}{dt} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{lj} - \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{lj} + \sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} M_i v_{ik} \dot{\xi}_k$$

Entonces como sabemos que nuestro sistema trabaja en régimen estacionario nuestra derivada se nos hace cero, y como no tenemos reacciones dentro del sistema, ese término también se nos anula, quedando de la siguiente forma la ecuación de balance de materia.

$$\cancel{\frac{dm_{sis}}{dt}} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{lj} - \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{lj} + \cancel{\sum_{\substack{\text{toda las} \\ \text{reacciones } k}} M_i v_{ik} \dot{\xi}_k}$$

$$0 = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{lj} - \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{lj}$$

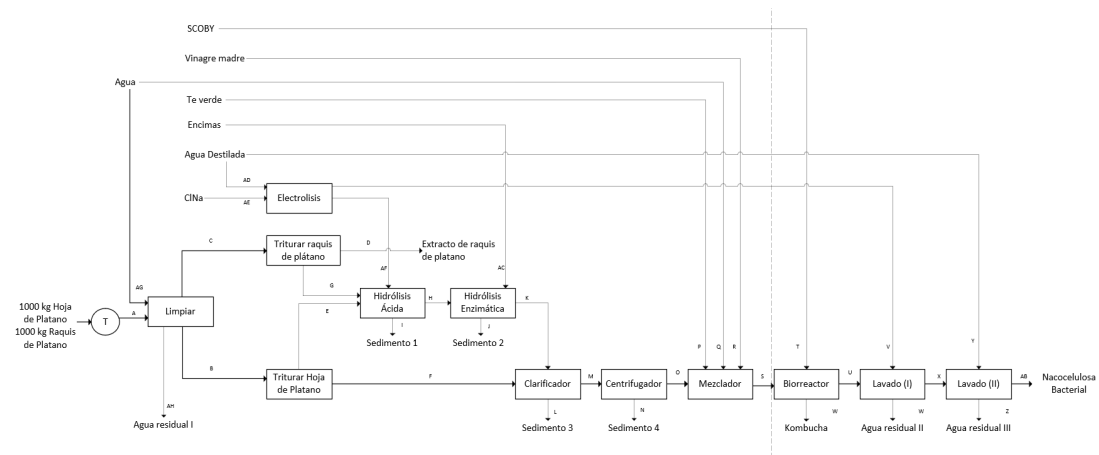
Despejando la sumatoria de todas las salidas de nuestro sistema dentro de un régimen estacionario nos quedaría:

$$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{lj} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{lj}$$

Por lo tanto, queda que todo lo que entra en nuestro sistema de régimen estacionario será igual a todo lo que sale.

Se procede a realizar un diagrama de flujo del proceso de biorrefinería donde se observa paso a paso el proceso de la elaboración de la nano celulosa bacterial que es nuestro producto final, es decir nuestra salida de todo el proceso en general.

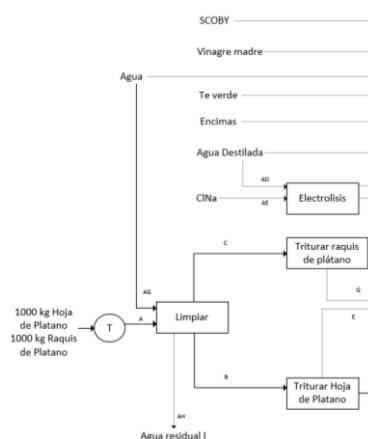
Figura 8 Diagrama de Flujo de la NanoCelulosa Bacterial.



Se observa en la figura 9 que tenemos una línea principal del proceso de la elaboración de la nanocelulosa bacteriana acompañado de sus entradas y salidas.

Para modo de ejemplo se realizar los primeros bloques los cálculos correspondientes aplicando la ecuación antes descrita de la conservación de la materia.

Figura 9 Ampliación del primer bloque del diagrama de flujo.



En el primer cuadro del proceso del diagrama de flujo de la elaboración de la nanocelulosa bacteriana es clean, se observa que ingresan 2 entradas con tres datos y

tenemos 3 salidas con tres datos. Así que aplicando y reemplazando nuestra ecuación nos queda lo siguiente.

$$\sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que entra}}} \dot{m}_{i,j} = \sum_{\substack{\text{toda } j \\ \text{que sale}}} \dot{m}_{i,j}$$

$$1000 \text{ kg [banana leaf]} + 1000 \text{ kg [banana rachis]} + 6097,56 \text{ kg [water]} \\ = 4927,09 \text{ kg [water residual]} + 1609,75 \text{ kg [B]} + 1560,72 \text{ kg [C]}$$

Simplificando un poco la expresión, y ya que todo se va a trabajar en Kilogramos [kg], queda de esta forma:

$$1000 + 1000 + 6097,56 = 4927,09 + 1609,75 + 1560,72 \\ 8097,56 = 8097,56$$

Cumpliendo así la ecuación de balance de materia para el primer bloque del proceso que se observa en la figura 5 del diagrama de flujo. Cabe mencionar que los resultados se los obtuvo experimentalmente dentro de los laboratorios de la facultad ciencias e ingeniería ubicados en el bloque U de la Universidad Estatal de Milagro.

Para una mejora y optimizar la resolución de las ecuaciones diferenciales en cada uno de los bloques del proceso de la elaboración de la nanocelulosa bacteriana se procese armar de formar matricial. En donde la primera fila es cada uno de los bloques del proceso y la primera columna es las respectivas entradas y salidas que posee el proceso.

Insumo/ Operation	Limpiar [Kg]	Triturar hoja de plátano [Kg]	Triturar raquis de plátano [Kg]	Electrólisis [Kg]	Hidrólisis Ácida [Kg]	Hidrólisis Enzimática [Kg]	Clarificador [Kg]	Centrifugador [Kg]	Mezclador [Kg]	Biorreactor [Kg]	Lavado I [Kg]	Lavado II [Kg]	TOTAL [Kg]
Hoja de Plátano	1000,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1000,00
Raquis de Plátano	1000,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1000,00
Agua	6097,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3557,65	0,00	0,00	0,00	9655,21
C	-1560,72	0,00	1560,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B	-1609,75	1609,75	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
E	0,00	-1441,97	0,00	0,00	1441,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

F	0,00	-167,78	0,00	0,00	0,00	0,00	167,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
D	0,00	0,00	-468,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-468,22
G	0,00	0,00	-1092,50	0,00	1092,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H	0,00	0,00	0,00	0,00	-19829,21	19829,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-19561,68	19561,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
M	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-10851,20	10851,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-9223,52	9223,52	0,00	0,00	0,00	0,00
S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-13308,24	13308,24	0,00	0,00	0,00
U	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-1164,07	1164,07	0,00	0,00
V	0,00	0,00	0,00	-17968,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	17968,56	0,00	0,00
X	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-1047,66	1047,66	0,00
AF	0,00	0,00	0,00	-17968,56	17968,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CINa	0,00	0,00	0,00	400,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	400,00
Agua Destilada	0,00	0,00	0,00	35557,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1571,49	37108,61
Enzimas	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,00
Te verde	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	131,77	0,00	0,00	0,00	131,77
Vinagre madre	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	395,30	0,00	0,00	0,00	395,30
SCOBY	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	133,08	0,00	0,00	133,08
Agua Residual I	-4927,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-4927,09
Sedimento 1	0,00	0,00	0,00	0,00	-673,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-673,82
Sedimento 2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-269,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-269,53
Sedimento 3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-8878,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-8878,26
Sedimento 4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-1627,68	0,00	0,00	0,00	0,00	-1627,68
Kombucha	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-12277,25	0,00	0,00	-12277,25
Agua Residual II	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-18084,97	0,00	-18084,97
Agua Residual III	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-1623,87	-1623,87
Nanocelulosa Bacterial	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-995,28	-995,28
TOTAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	

Obteniendo como resultado que por cada 1000 kg de banana rachis y más 1000 kg de banana leaf, sale 995,28 kg de nanocelulosa bacterial, considerando así que si resulta el utilizar el rechazo “Biomasa” del banano como materia prima para la elaboración de este bioproducto.

En la parte final de la columna de los totales se observa y analiza que hay valores negativos los cuales significa que son residuos durante el proceso de la biorrefinería para obtener la nanocelulosa bacterial.

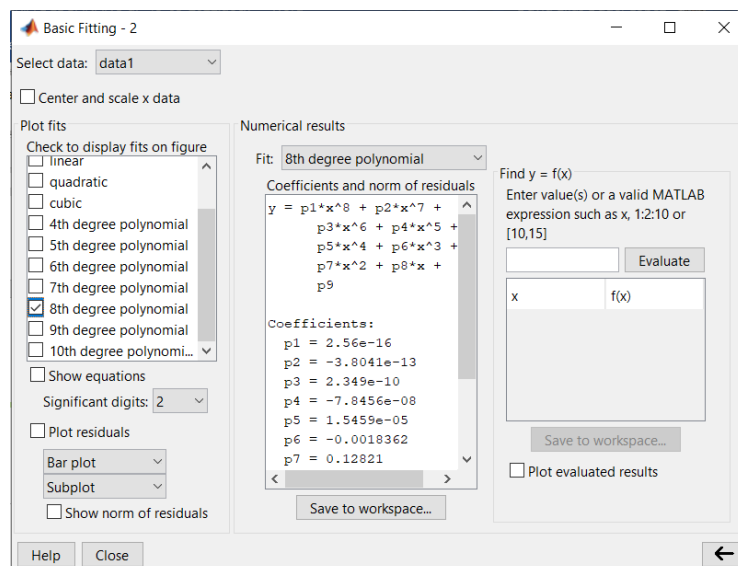
Durante el desarrollo de la toma de datos en los experimentos realizados se efectúa la gráfica Volumen vs Brix, en donde según la cantidad de grados brix

que marque el brixometro nos da una idea de la cantidad solidos disueltos que tenemos en el extracto del raquis y hoja de banano.

Con la finalidad de estimar la cantidad de solidos disuelto se procede a obtener una función que prediga el comportamiento según la cantidad de grados brix que marque el brixometro, esto se lo realizara en el software matemático Matlab mediante la función curve fitting.

Dentro de las opciones que nos da Matlab para obtener una gráfica tenemos:

- Spline interpolant
- Shape-preserving interpolant
- Linear
- Quadratic
- Cubic
- 4th degree polynomial
- 5th degree polynomial
- 6th degree polynomial
- 7th degree polynomial
- 8th degree polynomial
- 9th degree polynomial
- 10th degree polynomial



$$y = p1 * x^8 + p2 * x^7 + p3 * x^6 + p4 * x^5 + p5 * x^4 + p6 * x^3 + p7 * x^2 + p8 * x + p9$$

Coefficients:

$$p1 = 2.56e-16$$

$$p2 = -3.8041e-13$$

$$p3 = 2.349e-10$$

$$p4 = -7.8456e-08$$

$$p5 = 1.5459e-05$$

$$p6 = -0.0018362$$

$$p7 = 0.12821$$

$$p8 = -4.8087$$

$$p9 = 78.157$$

$$\text{Norm of residuals} = 0.19912$$

Una vez que se escoge la mejor función de aproximación, se observa que es un polinomio de grado 8, no es necesario aumentar el grado del polinomio si no se va a tener un aumento significativo en el R^2 .

Linear model Poly8:

$$f(x) = p1 * x^8 + p2 * x^7 + p3 * x^6 + p4 * x^5 + p5 * x^4 + p6 * x^3 + p7 * x^2 + p8 * x + p9$$

Coefficients (with 95% confidence bounds):

$$p1 = 2.66e+15 (-3.772e+20, 3.772e+20)$$

$$p2 = -6.559e+16 (-9.458e+21, 9.458e+21)$$

$$p3 = 6.505e+17 (-9.588e+22, 9.588e+22)$$

$$p4 = -3.173e+18 (-4.827e+23, 4.827e+23)$$

$$p5 = 6.603e+18 (-1.072e+24, 1.072e+24)$$

$$p6 = 4.433e+18 (-4.698e+23, 4.698e+23)$$

$$p7 = -4.932e+19 (-7.645e+24, 7.645e+24)$$

$$p8 = 8.736e+19 (-1.481e+25, 1.481e+25)$$

$$p9 = -4.998e+19 (-9.46e+24, 9.46e+24)$$

Goodness of fit:

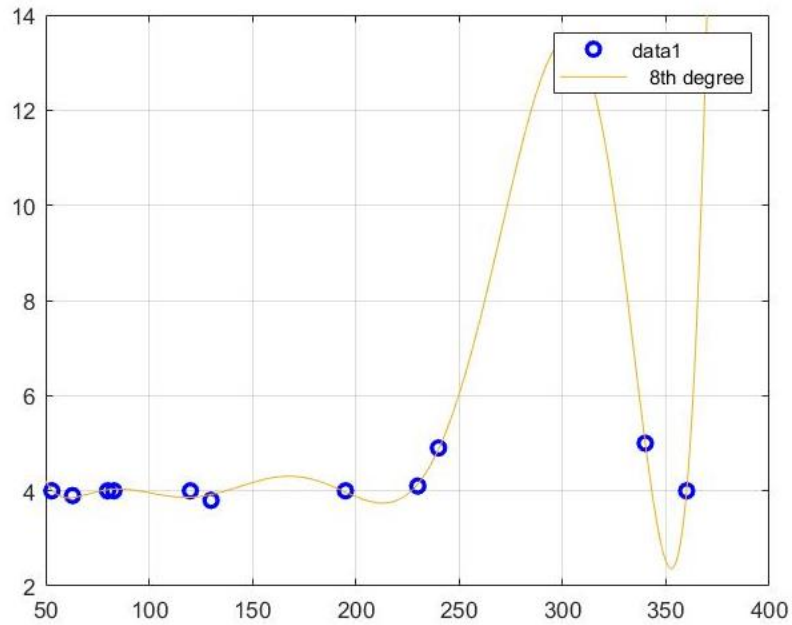
$$\text{SSE: } 5.079e+12$$

$$\text{R-square: } -4.269e+07$$

Adjusted R-square: -2.135e+08

RMSE: 1.594e+06

Figura 10 *Gráfica Volumen vs Grados Brix.*



Código de Matlab.

```
clc;
close all;
clear all;
x=[4 ,3.8,3.9,4,4,4,4.1,4,5,4.9,4];
y=[53, 130, 63, 360,83,120,230,80,340,240,195];

x1=[4 ,3.8,3.9,4,4,4,4.1,4,5,4.9,4];
y1=[53, 130, 63, 360,83,120,230,80,340,240,195];

figure(1)
plot(x,y,'or','LineWidth',2)
%axis([-20,20 -20,20]);
grid on;

figure(2)
plot(y1,x1,'ob','LineWidth',2)
%axis([-20,20 -20,20]);
grid on;
```

	Números de días hasta su procesamiento	Lugar de recolección	Brix	Volumen (ml)
HM1	1	Mariscal Sucre	4	53
HM2	1	Mariscal Sucre	3,8	130
HM3	1	Mariscal Sucre	3,9	63
HM4	1	Mariscal Sucre	4	360
HM5	1	Mariscal Sucre	4	83
HM6	2	Mariscal Sucre	4	120
HM7	2	Mariscal Sucre	4,1	230
HM8	2	Mariscal Sucre	4	80
HM9	2	Mariscal Sucre	5	340
HM10	2	Mariscal Sucre	4,9	240
HM11	2	Mariscal Sucre	4	195
H3P1	4	3 Postes	4	136
H3P2	4	3 Postes	5	205
H3P3	4	3 Postes	4,3	140
H3P4	4	3 Postes	4,5	145
H3P5	4	3 Postes	5,2	295
H3P6	4	3 Postes	6	80
H3P7	4	3 Postes	5	40
H3P8	4	3 Postes	6	110
H3P9	4	3 Postes	5	110
H3P10	4	3 Postes	5	50

CAPÍTULO 4

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones.

Durante el proceso de desarrollo de la modelación matemática a través del sistema de ecuaciones diferenciales se observa que las variables más representativas son la glucosa y la nanocelulosa bacteriana.

La concentración de glucosa es el alimento de la NCB, por lo tanto, al terminarse, se evidencia que la siguiente gráfica es descender en el glicerol, ya que es el siguiente alimento en digerir este microorganismo, mediante la interrelación que llevan estas variables representativas.

El diagrama de flujo dentro de sus procesos tiene tecnología de biorrefinería, por lo cual se aplicó la ley de la conservación de la materia en su forma diferencial, para obtener un análisis en la tabla antes mencionada

Recomendaciones.

Se recomienda que dentro de la modelación matemática usar como variable principal la glucosa que en este caso es el jugo glucosado extraído de la hoja raquis del banano.

Se recomienda que se debe observar una vez que se le termina el alimento al microorganismos ver en la gráfica del sistema de ecuaciones diferenciales cual es el siguiente alimento por digerir y cortar el proceso para la extracción de la CNB

Se recomienda que de ser posible se puede hacer un sistema con balance de material de forma integral para hacer una comparativa con la forma diferencial.

Referencias bibliográficas.

- Abril González, M. F. (2016). *Optimización de la reacción de hidrólisis ácida de los residuos de la planta de banano, para mayor rendimiento a glucosa.*
- Acaro Chamba, L. M., & Córdova Montoya, A. N. (2021). Evolución en las exportaciones de banano e impacto del desarrollo económico, provincia de El Oro 2011 - 2020, pre-pandemia, pandemia; aplicando series de tiempo. *Revista Científica*, 7(3), 1558–1577. <https://doi.org/10.23857/pc.v6i8>
- Acevedo, S. A., José, Á., Carrillo, D., Flórez-López, E., David Grande-Tovar, C., Marchetti, N., Costi, R., & Co, (Á J D C. (2021). Recovery of Banana Waste-Loss from Production and Processing: A Contribution to a Circular Economy. *Molecules* 2021, Vol. 26, Page 5282, 26(17), 5282. <https://doi.org/10.3390/MOLECULES26175282>
- Altendorf, S. (2019). BANANAS AND MAJOR TROPICAL FRUITS IN LATIN AMERICA AND THE CARIBBEAN: The significance of the region to world supply. *FAO Food Outlook - Special Feature*, May, 73–76.
- Baruah, J., Nath, B. K., Sharma, R., Kumar, S., Deka, R. C., Baruah, D. C., & Kalita, E. (2018). Recent Trends in the Pretreatment of Lignocellulosic Biomass for Value-Added Products. *Frontiers in Energy Research*, 0(DEC), 141. <https://doi.org/10.3389/FENRG.2018.00141>
- Bessou, C., Basset-Mens, C., Tran, T., & Benoist, A. (2013). LCA applied to perennial cropping systems: A review focused on the farm stage. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 18(2), 340–361. <https://doi.org/10.1007/s11367-012-0502-z>
- Bonatsos, N., Dheskali, E., Freire, D. M. G., Machado, A., Castro, D., Koutinas, A. A., & Kookos, I. K. (2016). Regular article A mathematical programming formulation for biorefineries technology selection. *Biochemical Engineering Journal*, 116, 135–145. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2016.05.001>
- Cristobal-Sarramian, A., & Atzmuller, D. (2018). Yeast as a production platform in bioreflneries: Conversion of agricultural residues into value-added products. *Agronomy Research*, 16(2), 377–388. <https://doi.org/10.15159/AR.18.066>
- D'Amato, D., Gaio, M., & Semenzin, E. (2020). A review of LCA assessments of

- forest-based bioeconomy products and processes under an ecosystem services perspective. In *Science of the Total Environment* (Vol. 706, p. 135859). Elsevier B.V. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.135859>
- Elbehri, A., Calberto, G., Staver, C., Hospido, A., Skully, D., Roibás, L., Siles, P., Arguello, J., Sotomayor, I., & Bustamante, A. (n.d.). *ECUADOR'S BANANA SECTOR UNDER CLIMATE CHANGE*.
- FAO. (2004). *The World Banana Economy, 1985-2002*. 107.
- FAO. (2017). Carbon footprint of the banana supply chain. *World Banana Forum*, 5.
- FAO. (2019). Banana Statistical compendium. In *Food and Agriculture Organization of the United Nations*.
- FAO. (2020). Análisis del mercado del banano. In *Panorama general de febrero de 2020* (pp. 13–20).
- FAOSTAT. (2019). *Banana facts and figures*. FAOSTAT EST: Banana Facts.
- Fiallos-Cárdenas, M. ., Ramirez, A.D.; Pérez-Martínez, S.; Romero Bonilla, H. ., Ordoñez-Viñan, M. ., & Ruiz-Barzola, O.; Reinoso, M. A. (2021). Bacterial Nanocellulose Derived from Banana Leaf Extract: Yield and Variation Factors. *Resources*, 10. [https://doi.org/\(Approved\)](https://doi.org/(Approved))
- Gabhane, J., Prince William, S. P. M., Gadhe, A., Rath, R., Vaidya, A. N., & Wate, S. (2014). Pretreatment of banana agricultural waste for bio-ethanol production: Individual and interactive effects of acid and alkali pretreatments with autoclaving, microwave heating and ultrasonication. *Waste Management*, 34(2), 498–503. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2013.10.013>
- Geissdoerfer, M., Savaget, P., Bocken, N. M. P., & Hultink, E. J. (2017). The Circular Economy – A new sustainability paradigm? *Journal of Cleaner Production*, 143, 757–768. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.12.048>
- Ginni, G., Kavitha, S., Yukesh Kannah, R., Bhatia, S. K., Adish Kumar, S., Rajkumar, M., Kumar, G., Pugazhendhi, A., Chi, N. T. L., & Rajesh Banu, J. (2021). Valorization of agricultural residues: Different biorefinery routes. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 9(4), 105435. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.105435>
- Gonçalves Filho, L. C., Alexandre, G., Fischer, A., Sellin, N., Marangoni, C., Carlos, L., Filho, G., Marangoni, C., & Souza, O. (2013). Hydrolysis of banana tree

- pseudostem and second-generation ethanol production by *saccharomyces cerevisiae*. *Formerly Part of Journal of Environmental Science and Engineering*, *2*, 65–69.
- Hingsamer, M., & Jungmeier, G. (2019). Biorefineries. *The Role of Bioenergy in the Emerging Bioeconomy: Resources, Technologies, Sustainability and Policy*, 179–222. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-813056-8.00005-4>
- Linzmeier, P., Ramlow, H., Souza, O., Sellin, N., & Marangoni, C. (2019). Effects of by-products of fermentation of banana pseudostem on ethanol separation by pervaporation. *Biotechnology Progress*, *35*(4). <https://doi.org/10.1002/btpr.2830>
- Luo, L., van der Voet, E., & Huppel, G. (2010). Biorefining of lignocellulosic feedstock – Technical, economic and environmental considerations. *Bioresource Technology*, *101*(13), 5023–5032. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.109>
- Martínez-Ruano, J. A., Caballero-Galván, A. S., Restrepo-Serna, D. L., & Cardona, C. A. (2018). Techno-economic and environmental assessment of biogas production from banana peel (*Musa paradisiaca*) in a biorefinery concept. *Environmental Science and Pollution Research*, *25*(36), 35971–35980. <https://doi.org/10.1007/s11356-018-1848-y>
- McCormick, K., & Kautto, N. (2013). The Bioeconomy in Europe: An Overview. *Sustainability (Switzerland)*, *5*(6), 2589–2608. <https://doi.org/10.3390/su5062589>
- Murphy, R. M. (2007). *Introducción a los procesos químicos. Principios, análisis y síntesis* (McGraw Hill).
- Naciones Unidas. (n.d.). *Informe de los Objetivos de Desarrollo Sostenible 2020*.
- Nannyonga, S., Mantzouridou, F., Naziri, E., Goode, K., Fryer, P., & Robbins, P. (2018). Comparative analysis of banana waste bioengineering into animal feeds and fertilizers. *Bioresource Technology Reports*, *2*, 107–114. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2018.04.008>
- Okoko, A., Reinhard, J., von Dach, S. W., Zah, R., Kiteme, B., Owuor, S., & Ehrensperger, A. (2017). The carbon footprints of alternative value chains for biomass energy for cooking in Kenya and Tanzania. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, *22*, 124–133.

<https://doi.org/10.1016/j.seta.2017.02.017>

- Olofsson, J., & Börjesson, P. (2018). Residual biomass as resource – Life-cycle environmental impact of wastes in circular resource systems. *Journal of Cleaner Production*, 196, 997–1006. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.06.115>
- Palacios Bau, M. G. (2017). Caracterización química de la biomasa procedente de las hojas, pseudotallo, raquis y pseudopecíolo de la planta de banano y su relación con el poder calorífico. *Instname:Universidad de Cuenca*.
- Puglia, D., Pezzolla, D., Gigliotti, G., Torre, L., Bartucca, M. L., & Buono, D. Del. (2021). The Opportunity of Valorizing Agricultural Waste, Through Its Conversion into Biostimulants, Biofertilizers, and Biopolymers. *Sustainability* 2021, Vol. 13, Page 2710, 13(5), 2710. <https://doi.org/10.3390/SU13052710>
- Qazizada, M. E. (2016). Design of a batch stirred fermenter for ethanol production. ScienceDirect.
- Romero Bonilla, H., Tinoco Gómez, O., Kerly, /, & Dávila, D. (2015). Hidrólisis enzimática de residuos agroindustriales del banano para la obtención de jarabe glucosado aplicando tres pretratamientos. *Ind. Data*, 18(1), 101–107.
- Salazar, R. (2019). Banana export. *COPUAGRO*, 37.
- Sociales, C., & Pe, S. (2020). Desarrollo sostenible y oportunidad de aprendizaje de las biorrefinerías: Una alternativa de la biomasa / Sustainable development and learning opportunity of biorefineries: A biomass alternative. *Revista de Ciencias Sociales, January*. <https://doi.org/10.31876/rcs.v26i0.34135>
- Svanes, E., & Aronsson, A. K. S. (2013). Carbon footprint of a Cavendish banana supply chain. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 18(8), 1450–1464. <https://doi.org/10.1007/s11367-013-0602-4>
- Uchôa, P. Z., Porto, R. C. T., Battisti, R., Marangoni, C., Sellin, N., & Souza, O. (2021). Ethanol from residual biomass of banana harvest and commercialization: A three-waste simultaneous fermentation approach and a logistic-economic assessment of the process scaling-up towards a sustainable biorefinery in Brazil. *Industrial Crops and Products*, 174, 114170. <https://doi.org/10.1016/J.INDCROP.2021.114170>
- Velasco-Muñoz, J. F., Mendoza, J. M. F., Aznar-Sánchez, J. A., & Gallego-Schmid, A. (2021). Circular economy implementation in the agricultural sector: Definition,

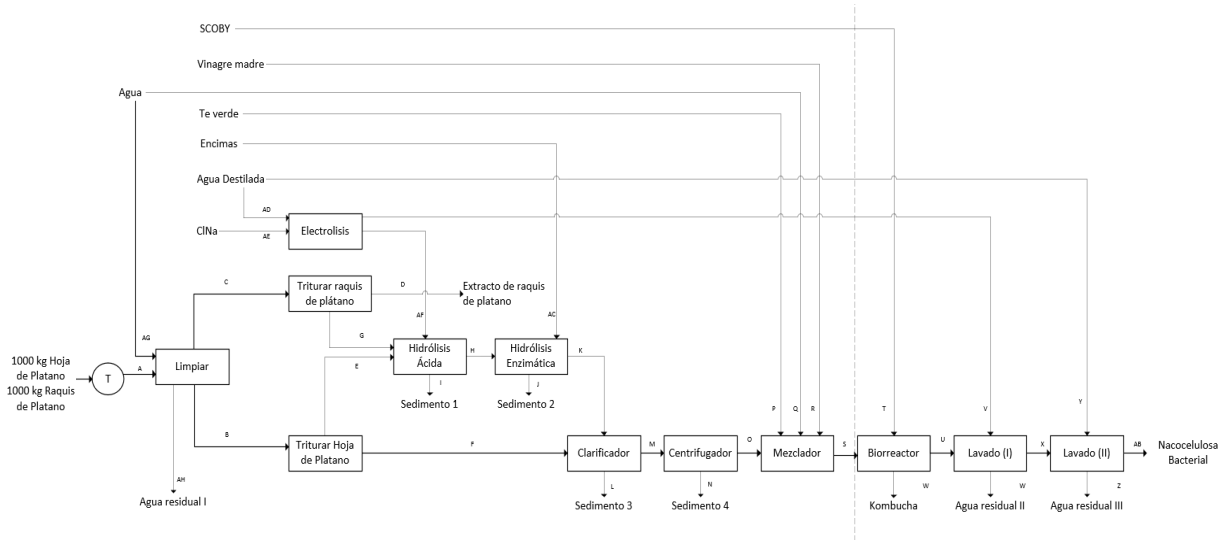
strategies and indicators. *Resources, Conservation and Recycling*, 170, 105618.
<https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2021.105618>

Venkata Mohan, S., Nikhil, G. N., Chiranjeevi, P., Nagendranatha Reddy, C., Rohit, M. V., Kumar, A. N., & Sarkar, O. (2016). Waste biorefinery models towards sustainable circular bioeconomy: Critical review and future perspectives. In *Bioresource Technology* (Vol. 215, pp. 2–12). Elsevier Ltd.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.03.130>

Wadhwa, M., Bakshi, M. P. S., & Makkar, H. P. S. (2015). Wastes to worth: Value added products from fruit and vegetable wastes. In *CAB Reviews: Perspectives in Agriculture, Veterinary Science, Nutrition and Natural Resources* (Vol. 10). CABI International. <https://doi.org/10.1079/PAVSNNR201510043>

Anexos

Diagrama de Flujo del proceso de elaboración de la Nano Celulosa Bacterial



Matriz operacional de la ley de conservación de balance de materia

Insumo/ Operation	Limpiar [Kg]	Triturar hoja de plátano [Kg]	Triturar raquis de plátano [Kg]	Electrólisis [Kg]	Hidrólisis Ácida [Kg]	Hidrólisis Enzimática [Kg]	Clarificador [Kg]	Centrifugador [Kg]	Mezclador [Kg]	Biorreactor [Kg]	Lavado I [Kg]	Lavado II [Kg]	TOTAL [Kg]
Hoja de Plátano	1000,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1000,00
Raquis de Plátano	1000,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1000,00
Agua	6097,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3557,65	0,00	0,00	0,00	9655,21
C	-1560,72	0,00	1560,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
B	-1609,75	1609,75	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
E	0,00	1441,97	0,00	0,00	1441,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
F	0,00	-167,78	0,00	0,00	0,00	0,00	167,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
D	0,00	0,00	-468,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-468,22
G	0,00	0,00	1092,50	0,00	1092,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H	0,00	0,00	0,00	0,00	19829,21	19829,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-19561,68	19561,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
M	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-10851,20	10851,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-9223,52	9223,52	0,00	0,00	0,00	0,00

S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	13308,24	0,00	0,00	0,00
U	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-1164,07	1164,07	0,00	0,00
V	0,00	0,00	0,00	-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	17968,56	0,00	0,00
X	0,00	0,00	0,00	17968,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	1047,66	0,00
AF	0,00	0,00	0,00	0,00	17968,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CINa	0,00	0,00	0,00	400,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	400,00
Agua Destilada	0,00	0,00	0,00	35537,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1571,49	37108,61
Enzimas	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,00
Te verde	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	131,77	0,00	0,00	0,00	131,77
Vinagre madre	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	395,30	0,00	0,00	0,00	395,30
SCOBY	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	133,08	0,00	0,00	133,08
Agua Residual I	-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-
Sedimento 1	4927,09													4927,09
Sedimento 2	0,00	0,00	0,00	0,00	-673,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-673,82
Sedimento 3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-269,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-269,53
Sedimento 4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-8878,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-8878,26
Kombucha	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	12277,25	0,00	0,00	12277,25
Agua Residual II	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	18084,97	0,00	18084,97
Agua Residual III	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1623,87	1623,87
Nanocelulosa Bacterial	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-995,28
TOTAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	

Esquema de la matriz de consistencia.

Problema	Objetivo	Hipótesis	Variables	Dimensiones	Indicadores	Metodología
Falta de un Modelo Matemático para la valorización en la elaboración de nanocelulosa bacteriana a partir del jugo glucosado extraído de los residuos del banano en las haciendas de Milagro	Modelar el proceso de valorización de la biomasa residual lignocelulósica del banano aplicando la tecnología de biorrefinería para determinar su potencial beneficio.	La implementación de un Modelo Matemático para la elaboración de nanocelulosa bacteriana a partir del jugo glucosado extraído de los residuos del banano en las haciendas de Milagro.	Variable Independiente: Valorización de la biomasa residual del banano. Variable Dependiente: Tecnología de la biorrefinería	Reconocimiento de la necesidad. Identificación de las posibles variables y alternativas. Evaluación de las alternativas y decisión.	Grados brix Concentración de glucosa. Ecuación de conservación balance de masa. Sistema de ecuaciones de balance de materia de forma diferencial	La metodología aplicadas: Experimental mediante prueba y error. Extracción de datos y mejoras del proceso