



UNIVERSIDAD DE GUANAJUATO

Campus Guanajuato



División de Ciencias Naturales y Exactas

**DISEÑO DE ESQUEMAS DE APROVECHAMIENTO
DE RESIDUOS DE FRUTAS Y VEGETALES PARA
LA PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES**

TESIS QUE PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN
INGENIERÍA QUÍMICA (INTEGRACIÓN DE PROCESOS)

PRESENTA

I.Q. René Gabriel Linares Luna

Guanajuato, Gto., Enero de 2023.

DECLARATORIA:

POR MEDIO DE LA PRESENTE NOS RESPONSABILIZAMOS DE LA
AUTENTICIDAD Y ORIGINALIDAD DEL PRESENTE TRABAJO
TITULADO

“DISEÑO DE ESQUEMAS DE APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS DE
FRUTAS Y VEGETALES PARA LA PRODUCCIÓN DE
BIOCOMBUSTIBLES”

Dr. Fernando Israel Gómez Castro

Director de la tesis

Dr. Salvador Hernández Castro

Co-director de la tesis

Guanajuato, Guanajuato. Enero de 2023

Miembros del H. Jurado

Dr. Juan Gabriel Segovia Hernández
Presidente

Dr. Eduardo Sánchez Ramírez
Secretario

Dra. Araceli Guadalupe Romero Izquierdo
Vocal

Dr. Héctor Hernández Escoto
Sinodal suplente

GUANAJUATO, GTO. ENERO DE 2023

CONTENIDO

Índice de Tablas.....	8
Índice de Figuras	10
Nomenclatura	12
Resumen	13
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	14
1.1 Planteamiento del problema.....	17
1.2 Justificación	18
1.3 Hipótesis	19
1.4 Objetivo general	19
1.5 Objetivos específicos	19
CAPÍTULO 2. ANTECEDENTES	20
2.1 Residuos de frutas y vegetales	21
2.3 Historia de los biocombustibles.....	27
CAPÍTULO 3.....	29
MARCO TEÓRICO	29
3.1 Alternativas de biocombustibles	30
3.2 Biocombustibles.....	30
3.3 Clases de biocombustibles	31
3.3.1 Biocombustibles de primera generación	31
3.3.2 Biocombustibles de segunda generación	32
3.3.3 Biocombustibles de tercera generación	32
3.3.4 Biocombustibles de cuarta generación	32
3.4 Potenciales biocombustibles	33
3.4.1 Bioetanol.....	33
3.4.2 Biobutanol.....	34
3.4.3 Biodiésel	37
3.5 Pretratamientos	38
3.5.1 Pretratamiento mecánico.....	38
3.5.2 Pretratamiento térmico.....	39
3.5.3 Pretratamiento con vapor de agua.....	39
3.5.4 Pretratamiento con ácido.....	39

3.6 Producción de bioetanol y biobutanol	41
3.7 Factores que afectan la fermentación de biomasa	44
3.7.1 pH	44
3.7.2 Temperatura	44
3.8 Producción de biodiésel	44
3.8.1 Transesterificación	45
3.10 Biorrefinerías	47
3.10.1 Tipo 1	47
3.10.2 Tipo 2	47
3.10.3 Tipo 3	47
CAPÍTULO 4. METODOLOGÍA	50
4.1 Selección de materia prima	51
4.2 Producción de bioalcoholes	53
4.2.1 Pretratamiento: ácido diluido	54
4.2.2 Etapa de hidrólisis	55
4.2.3 Etapa de Fermentación	55
4.2.3.1 Fermentación ABE	56
4.2.3.2 Fermentación IBE	57
4.2.3.3 Fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	58
4.2.4 Etapa de Destilación	59
4.4 Obtención de biodiésel	60
4.4.1 Etapa de extracción	60
4.4.1.1 Extracción con solvente	60
4.4.1.2 Extracción enzimática	61
4.4.1.3 Extracción con fluido supercrítico	61
4.4.2 Etapa de transesterificación	62
4.5 Desarrollo de simulación	63
4.5.1 Pretratamiento e hidrólisis ácida	65
4.5.2 Desarrollo de procesos de fermentación	66
4.5.3 Desarrollo de procesos de purificación	67
4.5.3.1 Diseño de columnas para fermentación ABE	68
4.5.3.2 Diseño de columnas para fermentación IBE	68
4.5.3.3 Diseño de columnas para fermentación SAC	69

4.5.4 Desarrollo de procesos intensificados	70
4.5.4.1 Desarrollo de procesos intensificados de fermentación ABE	70
4.5.4.2 Desarrollo de procesos intensificados de fermentación IBE.....	71
4.5.4.3 Desarrollo de procesos intensificados de fermentación SAC	72
CAPÍTULO 5. RESULTADOS	73
5.1 Pretratamiento ácido.....	74
5.2 Hidrólisis ácida	75
5.3 Fermentación ABE.....	76
5.4 Fermentación IBE	77
5.5 Fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	77
5.6 Purificación en fermentación ABE	78
5.7 Purificación en fermentación IBE	80
5.8 Destilación de fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	81
5.9 Intensificación de procesos	82
5.9.1 Destilación intensificada de fermentación ABE	82
5.9.2 Destilación intensificada de fermentación IBE.....	84
5.9.3 Destilación intensificada de fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	85
5.9.4 Reducción de requerimientos energéticos	86
5.10 Obtención de biodiésel	87
5.11 Purificación de biodiésel	88
5.12 Análisis de costos	89
5.12.1 Análisis de costos de procesos de fermentación	90
5.12.2 Análisis de costos de secuencias convencionales	91
5.12.3 Análisis de costos de secuencias intensificadas	94
5.12.4 Análisis de costos de la obtención de biodiésel.....	96
5.13 Comparación de rutas de proceso respecto al CAT	97
CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES Y PERSPECTIVAS	102
6.1 Conclusiones	103
6.2 Perspectivas	106
ANEXOS	107
ANEXO A.....	108
A.1 Costo de los equipos	108
A.2 Cálculo del costo de servicios	111

A.3 Dimensionamiento de las columnas	113
A.3.1 Cálculo de la altura	114
A.3.2 Cálculo del diámetro	114
A.4 Cálculo de la diferencia de temperatura	114
A.5 Cálculo de emisiones de contaminantes.....	115
A.6 Tablas de factores.....	117
A.6.1 Fp y módulo	117
A.6.2 Factores para materiales	118
A.6.3 Factores para recipientes	118
A.6.4 Factores para platos	120
ANEXO B.....	121
B.1 Resultados generados a partir del presente trabajo.....	121
Referencias.....	123

Índice de Tablas

Capítulo 2

Tabla 2.1 Residuos generados por giro comercial en Morelia (kg/día) INEGI (2000)	23
Tabla 2.2 Antecedentes de producción de biocombustibles	24

Capítulo 3

Tabla 3.1 Propiedades de los combustibles (Cabezas et al., 2018).....	35
Tabla 3.2 Ventajas del biobutanol en su aplicación como biocombustible	36
Tabla 3.3 Ventajas y desventajas de los métodos de pretratamiento de biomasa lignocelulósica (Brodeur et al., 2011)	40
Tabla 3.4 Lista de algunos microorganismos aptos para fermentación	42
Tabla 3.6 Principales biorrefinerías y plantas piloto en el mundo (Vellosillo, 2020)	48

Capítulo 4

Tabla 4.1 Composición química de residuos de frutas y vegetales que se emplearán como materia prima (Tahir & Sarwar, 2012) (T. do N. Santos et al., 2016) (Panwar et al., 2021).	52
Tabla 4.2 Contenido en azúcares de los residuos de frutas y vegetales que se emplearán como materia prima (Tahir & Sarwar, 2012) (T. do N. Santos et al., 2016).....	52
Tabla 4.3 Reacciones generales del pretratamiento ácido	54
Tabla 4.4 Reacciones generales de la hidrólisis	55
Tabla 4.5 Reacciones generales de la fermentación ABE (Guerrero, 2018)	56
Tabla 4.6 Reacciones generales de la fermentación IBE.....	57
Tabla 4.7 Reacciones generales de la fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i> (Y. Jin, et. al, 2004)	58
Tabla 4.8 Corrientes de entrada de materia prima al proceso	66
Tabla 4.9 Microorganismos seleccionados para cada proceso de fermentación utilizado	67
Tabla 4.10 Condiciones de operación de los reactores de fermentación utilizados	67
Tabla 4.11 Datos empleados en las columnas de separación para los esquemas de fermentación ABE	68
Tabla 4.12 Datos empleados en las columnas de separación para los esquemas de fermentación IBE.....	69
Tabla 4.13 Datos empleados en las columnas de separación para los esquemas de la fermentación SAC	69
Tabla 4.14 Datos empleados en la purificación intensificada para esquemas de fermentación ABE	71

Capítulo 5

Tabla 5. 1 Composición de principales compuestos de la materia prima sin pretratamiento ácido	74
---	----

Tabla 5.2 Composición de principales compuestos de la materia prima aplicando pretratamiento ácido	75
Tabla 5.3 Composición de salida de los principales compuestos de la hidrólisis ácida	75
Tabla 5.4 Corrientes de salida y rendimientos de los principales productos de la fermentación ABE	76
Tabla 5.5 Corrientes de salida y rendimientos de los principales productos de la fermentación IBE	77
Tabla 5.6 Corrientes de salida y rendimientos de los principales	78
Tabla 5.7 Resultados de las corrientes en la etapa de separación para la fermentación ABE	79
Tabla 5.8 Resultados de las corrientes en la etapa de separación para la fermentación IBE.....	80
Tabla 5.9 Resultados de las corrientes en la etapa de separación para la fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	81
Tabla 5.10 Resultados de las corrientes en el sistema de separación intensificado para la fermentación ABE.	83
Tabla 5.11 Resultados de las corrientes en el sistema de separación intensificado para la fermentación IBE.....	84
Tabla 5.12 Resultados de las corrientes en el sistema de separación intensificado para la fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	85
Tabla 5.13 Comparación de cargas energéticas en procesos convencionales e intensificados	87
Tabla 5.14 Porcentaje de aceite en las semillas de residuos de fruta	88
Tabla 5.15 Aceite generado a partir de la materia prima empleada	88
Tabla 5.16 Rendimiento de aceite obtenido y biodiésel producido	88
Tabla 5.17 Costos generados en el proceso de fermentación ABE.....	90
Tabla 5.18 Costos generados en el proceso de fermentación IBE	90
Tabla 5. 19 Costos generados en el proceso convencional de fermentación SAC.....	91
Tabla 5.20 Costos generados en el proceso convencional de fermentación ABE.....	92
Tabla 5.21 Costos generados en el proceso convencional de fermentación IBE	92
Tabla 5.22 Costos generados en el proceso convencional de fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	92
Tabla 5.23 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en fermentación ABE convencional.....	93
Tabla 5.24 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en fermentación IBE convencional.....	93
Tabla 5.25 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i> convencional	93
Tabla 5.26 Costos generados en el proceso convencional de fermentación ABE.....	94
Tabla 5.27 Costos generados en el proceso convencional de fermentación IBE	94
Tabla 5.28 Costos generados en el proceso convencional de fermentación <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	94
Tabla 5.29 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en fermentación ABE intensificado	95
Tabla 5.30 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en fermentación IBE intensificado	95
Tabla 5.31 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i> intensificado	96
Tabla 5.32 Costos generados en el proceso de obtención de biodiésel	96
Tabla 5.33 Costos de equipos, servicios y CO ₂ generado en la producción de biodiésel.....	97
Tabla 5.34 Comparación del CAT de las 3 diferentes rutas de aprovechamiento	98

Capítulo 7

Tabla A.1 Secuencia de ecuaciones para el análisis de costos.....	108
Tabla A.2 Secuencia de ecuaciones para el análisis de costos de servicios.....	112
Tabla A.3 Factores para resolución de ecuaciones.....	117
Tabla A.4 Factores para el cálculo de Fp y los factores del módulo.....	117
Tabla A.5 Factores de material para intercambiadores de calor.....	118
Tabla A.6 Factores necesarios para el cálculo del costo base de recipientes verticales.....	118
Tabla A.7 Factores para el costo base de recipientes horizontales.....	119
Tabla A.8 Factores para el recipiente respecto a su orientación.....	119
Tabla A.9 Factores para el material del recipiente.....	119
Tabla A.10 Factores Fq respecto al número de platos.....	120
Tabla A.11 Factores FM respecto al material del recipiente.....	120

Índice de Figuras

Capítulo 2

Figura 2.1 Generación estimada de residuos orgánicos por delegación en la ciudad de México, 2014-2016 (INEGI 2016).....	21
Figura 2.2 Localización de los mercados analizados en Morelia, México. INEGI (1999).....	22
Figura 2.3 Historia de los biocombustibles (Vellosillo, 2020).....	28

Capítulo 3

Figura 3.1 Plantas de producción de biobutanol en el mundo.....	37
Figura 3.2 Ruta metabólica de Clostridium acetobutylicum.....	43
Figura 3.3 Ruta metabólica para la fermentación y producción de etanol empleando S. cerevisiae.....	43
Figura 3.4 Ciclo de producción de biodiesel a partir de semillas.....	45

Capítulo 4

Figura 4.1 Efecto de pretratamiento en la materia prima lignocelulósica (Cortínez, 2010).....	¡Error! Marcador no definido.
Figura 4.2 Diseño del esquema general para la obtención de productos de alto valor agregado (bioetanol, biobutanol y biodiesel) a partir de residuos de frutas y vegetales.....	63

Capítulo 5

Figura 5.1 Diagrama de proceso para la fermentación ABE.....	79
Figura 5.2 Diagrama de proceso para la fermentación IBE.....	81

Figura 5.3 Diagrama de proceso para la fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	82
Figura 5.4 Diagrama de proceso intensificado para la fermentación ABE.....	83
Figura 5.5 Diagrama de proceso intensificado para la fermentación IBE	85
Figura 5.6 Diagrama de proceso intensificado para la fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	86

Nomenclatura

- ABE Acetona-Butanol-Etanol
- AHEX: Acetato de Hexilo
- CAT: Costo Anual Total
- CMD: Costo del Módulo Desnudo
- CT: Costo total
- EAAG: Ésteres Alquílicos de Ácidos Grasos
- EUA: Estados Unidos de América
- G: Glicerol
- IBE: Isopropanol-Butanol-Etanol
- Lmax: Longitud máxima
- Lmin: Longitud mínima
- N: Número de platos
- ROH: Alcohol
- SAC: *Saccharomyces cerevisiae*
- TGL: Triglicérido
- USD: dólares

Resumen

El acelerado crecimiento de la población en las últimas décadas ha provocado un aumento en los niveles de contaminación a nivel mundial, esto debido al uso excesivo de combustibles fósiles en distintos medios de transporte, en materiales de uso diario y en el sector industrial. Con la finalidad de disminuir el impacto de los gases contaminantes en el medio ambiente se están buscando alternativas viables para su sustitución, entre las que se encuentran el uso de combustibles renovables, como el bioetanol y biobutanol, los cuales pueden ser obtenidos a través de distintas clases de materia prima orgánica; así como biodiésel, el cual puede obtenerse de aceites obtenidos en semillas.

La presente tesis de maestría está enfocada en el desarrollo de esquemas de aprovechamiento de residuos orgánicos, particularmente desechos de frutas y vegetales, para la obtención de biocombustibles. Esta clase de residuos es una fuente potencial de materia prima debido a su composición, principalmente glucosa, fructosa, sacarosa y material lignocelulósico; así como una fracción lipídica, que también puede aprovecharse. El desarrollo de los esquemas de aprovechamiento de los residuos para la obtención de biocombustibles se realizará en el software Aspen Plus® para cada uno de los procesos involucrados, mediante el uso de las distintas fuentes de materia prima. Asimismo, se realizará un análisis del rendimiento estimado de cada proceso tomando en cuenta diferentes temporadas del año para cada una de las frutas y vegetales residuales a emplear, para así obtener el rendimiento anual estimado en el diseño de los esquemas de aprovechamiento. Finalmente, se establecerán estrategias que permitan tener un esquema de aprovechamiento de residuos económicamente redituable.

A partir del uso de procesos de fermentación se obtuvieron resultados satisfactorios empleando residuos de frutas y vegetales. Se cuentan con rendimientos que van de los 0.18 a los 0.22 gramos de biocombustible por gramos de materia prima empleada, en cuanto a la proporción de biocombustible generado y la cantidad de materia prima que ingresa en el proceso. Así también, al concluir con los procesos se logró una composición en % peso mayor a 0.99, por lo cual se concluyó de manera satisfactoria el desarrollo de cada uno de los esquemas de aprovechamiento propuestos. De igual manera, el desarrollo del esquema para el aprovechamiento de las semillas presentó composiciones mayores a 0.99 % peso para la obtención de biodiésel.

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN

Con el paso de los años el uso de fuentes fósiles como materia prima para la producción de combustibles ha incrementado significativamente, lo cual aceleró el desarrollo de la sociedad y de la actividad industrial en el mundo. El principal problema que surgió a causa del uso excesivo de combustibles fósiles es la contaminación por los gases de efecto invernadero, lo que ha llevado a una serie de afectaciones ambientales como la aceleración del derretimiento de los casquetes polares, así como cambios considerables del clima y temperatura en distintas regiones del planeta. Sin embargo, se ha reportado que en años recientes el nivel de producción de estos combustibles ha comenzado a disminuir afectando a las industrias del ámbito energético, tal como la industria petroquímica. Debido a esto, se ha dado un mayor énfasis a las investigaciones para la solución de este problema, buscando alternativas viables para la sustitución de los combustibles fósiles en diversas actividades industriales, haciendo uso de sus residuos e incorporándolos como materias primas potenciales dentro o fuera de sus procesos; un ejemplo de ello es la industria alimentaria.

La industria alimentaria es una de las industrias con mayor cantidad de procesos a partir de materia prima orgánica, teniendo amplia diversidad de líneas productivas, siendo dos de ellas la industria procesadora de jugos y el sector vinícola. La industria procesadora de jugos emplea una gran variedad de cítricos, y otras frutas como manzanas y peras. Por su parte, la industria vinícola cuenta con una producción considerable de uvas en ciertas épocas del año empleando distintas variedades. Esta clase de industrias generan toneladas de residuos anualmente, por lo cual las investigaciones para el uso este tipo de biomásas han incrementado (Sáchica et al., 2015).

La biomasa es considerada una de las principales fuentes de energía renovable, contribuye al 10-14% del suministro de energía mundial en la actualidad (T. Liu et al., 2014). En años recientes, naciones de todo el mundo han comenzado a establecer regulaciones políticas para aumentar la producción de energía renovable empleando biomasa como materia prima. La implementación de energías renovables es fundamental en la política energética mundial para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (Taghizadeh-Alisarai & Rezaei-Asl, 2016). Una de las biomásas con mayor potencial de generación son los residuos de alimentos.

Los residuos de alimentos ocupan un espacio cada vez mayor en las plantas de tratamiento de residuos y en los vertederos de una gran cantidad de ciudades. Hoy en día, gran parte de estos residuos derivados del suministro alimentario representan un desperdicio de recursos valiosos y un problema ambiental. En algunos países con promedio de ingresos bajo y que se encuentran en desarrollo, el desperdicio de alimentos provoca impactos socioeconómicos severos en la población (Gustavsson et al., 2013). Sin embargo, en países desarrollados con promedio de ingresos elevado el consumo masivo de bienes y servicios provocan la producción de enormes cantidades de residuos domésticos que terminan en vertederos locales (Usubiaga et al., 2018). Es por ello que la implementación de procesos a partir de materia prima orgánica para la obtención de productos derivados con valor económico tiene importantes implicaciones económicas, sociales y medioambientales.

Los residuos de la industria agroalimentaria incluyen partes de frutas y verduras extraídas durante la limpieza, el procesamiento, la cocción y el envasado. La fracción sólida de los residuos está compuesta principalmente por hojas, cáscaras, orujos, pieles, núcleos, huesos, pulpa, tallos, semillas, así como frutas y verduras en mal estado. En Estados Unidos, estos residuos se estimaron en 7.8 millones de toneladas de frutas y 18.9 millones de toneladas de verduras en 2009 (Esparza et al., 2020). Es importante considerar enfoques de valorización integral en los que no sólo se recuperan los componentes más valiosos, sino que también se tratan convenientemente los restantes de los desechos.

Se ha reportado que los procesos de digestión anaerobia permiten obtener biogás a partir de materia prima orgánica. Por otra parte, los procesos de fermentación y transesterificación con una correcta aplicación son adecuados para la producción de biocombustibles como bioetanol, biobutanol y biodiésel. La digestión anaeróbica se realiza en biorreactores (digestores) específicamente diseñados que permiten controlar los principales parámetros operativos a condiciones específicas. Variables importantes a considerar en el control de esta clase de procesos son la temperatura, el perfil de ácidos orgánicos, pH, alcalinidad, relación entre carbono y nitrógeno, y en algunos casos la presencia de metales (C. Zhang et al., 2014). Gran parte de los digestores anaeróbicos son sistemas de una sola etapa, que representan el 95% de las plantas europeas a gran escala; sin embargo, es necesario hacer énfasis en que los diferentes sistemas de digestión donde se

ocupan materias primas orgánicas con alto contenido en sólidos manejan condiciones y características operativas específicas (Kibler et al., 2018).

Por su parte los procesos de fermentación anaeróbica aptos para la materia prima orgánica como frutas, vegetales y semillas se pueden clasificar dependiendo de los microorganismos que se emplean en el proceso. En el presente trabajo se analizan a detalle los procesos de fermentación ABE (Acetona-Butanol-Etanol), fermentación IBE (Isopropanol-Butanol-Etanol) y el proceso de fermentación empleando *Saccharomyces cerevisiae*, debido a que se han reportado buenos rendimientos a partir de estos procesos, obteniendo cantidades considerables de biocombustibles. Los procesos de fermentación permiten obtener bioalcoholes, tales como bioetanol y biobutanol. Finalmente, la transesterificación de la fracción lipídica de la materia orgánica permite la producción de biodiésel, lo cual también es analizado en este documento.

1.1 Planteamiento del problema

El uso intensivo de los combustibles fósiles en la vida diaria ha aumentado los niveles de contaminación en distintas naciones alrededor del mundo. Este uso excesivo de combustibles producidos a partir de residuos fósiles ha incrementado en las últimas décadas debido a un crecimiento exponencial de la población y un mayor uso de medios de transporte.

Otro problema de contaminación se debe a la producción excesiva de residuos sólidos. Se estima que un tercio de los alimentos destinados al consumo humano se pierde o desperdicia. En el caso de frutas y vegetales se pierde cerca el 40 % cuando no se cuenta con una gestión integral de residuos. Debido a la creciente cantidad de esta clase residuos es necesario buscar alternativas para el uso integral de los mismos, ya que cuentan con propiedades adecuadas para distintos métodos de aprovechamiento.

Una de las mejores alternativas para el aprovechamiento de estos residuos es la generación de biocombustibles de segunda generación, la cual reduciría la cantidad de residuos y es también una alternativa al uso excesivo de los combustibles fósiles. Esta clase de residuos están compuestos de biomasa lignocelulósica, materia prima rica en componentes

como celulosa, hemicelulosa y lignina; sin embargo, los sustratos de fermentación necesitan someterse previamente a un pretratamiento de hidrólisis que permita convertir los carbohidratos complejos en azúcares fermentables. Debido a esto, es necesario el desarrollo de procesos sustentables para la conversión de estos recursos en productos de alto valor agregado.

El desarrollo del presente trabajo con esquemas de aprovechamiento se plantea como una alternativa adecuada para la solución de estos problemas, debido a que existe la necesidad de desarrollar procesos para obtener el mayor valor de los residuos de frutos, vegetales y semillas. El uso de residuos provenientes de la industria alimenticia, mercados y supermercados como materia prima hace de este esquema un factor primordial para su implementación en distintas zonas del país, debido a que existen una gran cantidad de centrales de abasto, zonas fijas en México donde se genera la mayor cantidad de residuos. El adecuado diseño de los diferentes procesos será parte primordial para obtener el mayor rendimiento posible de cada residuo, empleando herramientas de modelado y simulación de procesos.

1.2 Justificación

La cantidad de residuos de frutas y vegetales generados en México está en constante aumento, sin embargo, gran parte de estos son enviados a vertederos mientras que una mínima parte es empleada para compostaje. Por lo anterior, es necesario desarrollar vías alternativas para un mejor uso de estos desechos. Una alternativa implica el desarrollo de procesos eficientes para el correcto aprovechamiento de estos recursos de manera sustentable. Por otra parte, los biocombustibles como bioetanol y biobutanol a partir de residuos de frutas y verduras tienen un impacto ambiental bajo en comparación con los combustibles fósiles. Por lo que el enfoque del proceso se basa en la generación de biocombustibles a partir de esta clase de residuos. De esta manera, se da un segundo uso a residuos orgánicos y se aprovechan para obtener productos de uso común, a partir de los cuales es posible obtener un beneficio económico, ambiental y social.

1.3 Hipótesis

Los residuos de frutas y verduras provenientes del sector industrial y mercados en el país pueden emplearse para la obtención de biocombustibles a partir de procesos basados en fermentación mediante el desarrollo de esquemas eficientes para el aprovechamiento de estos residuos.

1.4 Objetivo general

Desarrollar y diseñar esquemas de producción de biocombustibles para el aprovechamiento integral de residuos de frutas, vegetales y semillas.

1.5 Objetivos específicos

- 1) Determinar las rutas potenciales de procesamiento de residuos de frutas y verduras, detectando las más promisorias en términos de la composición de los residuos y los rendimientos teóricos.
- 2) Desarrollar y diseñar esquemas de procesamiento que permitan la obtención de biocombustibles líquidos empleando residuos de frutas y vegetales provenientes de mercados, supermercados y zonas industriales de México.
- 3) Implementar alternativas de intensificación de procesos para los esquemas desarrollados.
- 4) Evaluar el potencial económico de los procesos desarrollados.

CAPÍTULO 2.

ANTECEDENTES

2.1 Residuos de frutas y vegetales

Para el análisis de residuos de frutas y vegetales en los mercados de la ciudad de México se tomaron datos proporcionados por el INEGI, así como estudios realizados en distintos mercados Morelia y centrales de abasto. En la Figura 2.1 se muestran datos de las delegaciones de la ciudad de México en donde se presentan los residuos orgánicos generados en toneladas por día para cada una de las delegaciones entre el 2014 y 2016 (Cadena & Pérez, 2018). Se puede determinar que las delegaciones donde mayor cantidad de residuos se generan son Cuauhtémoc e Iztapalapa, siendo esta última donde se encuentra el mercado más grande del mundo, la Central de Abastos. Este mercado es considerado como uno de los mercados con mayor generación residuos urbanos en el mundo, en su mayoría residuos de frutas y vegetales (Cadena & Pérez, 2018). Es importante mencionar que se describen los casos de estas dos Centrales de Abastos debido a que no hay mucha información detallada sobre los residuos de frutas y vegetales producidos en otros estados.

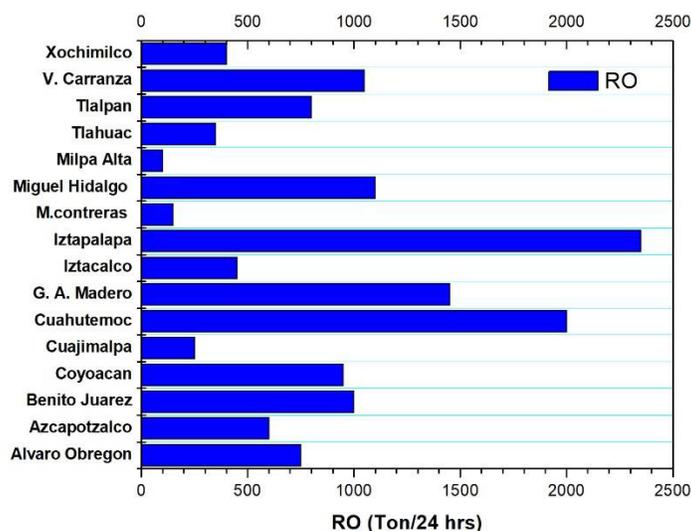


Figura 2.1 Generación estimada de residuos orgánicos por delegación en la ciudad de México, 2014-2016 (INEGI 2016).

Asimismo, otra ciudad con una considerable cantidad de mercados y una gran extensión territorial es la ciudad de Morelia. En la Figura 2.2 se presenta un mapa de Morelia donde se enumeran los principales mercados de la ciudad, así como las zonas con mayor cantidad de habitantes tomando como referencia el salario mínimo. La zona central “C” presenta la mayor aglomeración de personas, lo que concuerda con los mercados centrales

de la ciudad; mientras que las zonas A y B presentan una menor cantidad en relación a los mercados Independencia, Revolución y Bravo (Buenrostro, 1999).

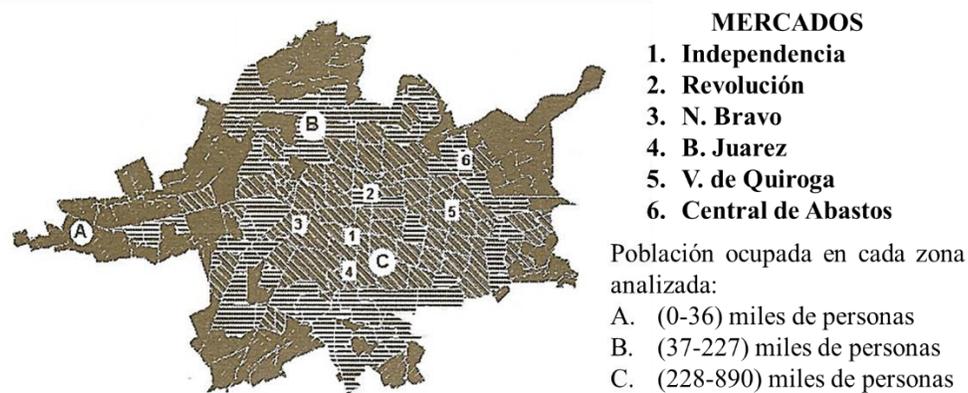


Figura 2.2 Localización de los mercados analizados en Morelia, México. INEGI (1999).

A partir de los datos obtenidos se realizaron investigaciones sobre la cantidad de residuos orgánicos que producían cada uno de los mercados de la ciudad de Morelia. En la Tabla 2.1 se muestran los residuos generados por giro comercial en kilogramos por día en el año 1999, siendo la Central de Abastos de Morelia el mercado con la mayor cantidad de residuos generados al día con un total de 5235 kg/ día (Buenrostro, 1999). Asimismo, es importante observar que los principales residuos generados son por verduras y frutas, esto en conjunto con un mal sistema para la recolección y tratamiento implica una oportunidad para su aprovechamiento. Más aún, es notorio que el mayor generador de residuos de frutas y verduras de la ciudad es la Central de Abastos, las cual conforma más del 90% de los residuos del mercado.

En cada estado que cuenta con una Central de Abastos de gran extensión, ésta es la principal fuente de residuos orgánicos, debido a que son considerados como principales puntos de distribución para otros mercados de la zona. La extensión de estas centrales es de un tamaño considerable, como es el caso de la central de abastos de la ciudad de México y la ciudad de Morelia. En ambos estados no se cuenta con una buena gestión de los residuos orgánicos lo que representa una gran fuente de materia prima para la producción de productos de alto valor agregado como los biocombustibles.

Tabla 2.1 Residuos generados por giro comercial en Morelia (kg/día) INEGI (2000)

Giro comercial	Independencia	Revolución	Nicolás Bravo	Benito Juárez	Vasco de Quiroga	Abastos
Frutas	393	1089	177	178	21	2086
Verduras	407	838	74	67	0	2774
Comidas	238	141	38	38	22	41
Jugos y licuados	130	107	46	10	21	0
Frutas y verduras	47	81	90	124	101	113
Carnicerías y pescaderías	125	286	30	77	17	0
Otros giros	695	406	45	82	85	221
Generación total	2035	2948	500	577	267	5235

2.2 Aprovechamiento de residuos orgánicos

Diversos autores mencionan el uso de los residuos de frutas y vegetales como una buena opción para la generación de productos de alto valor. Esto debido a que las composiciones de los orujos, que son los residuos provenientes de las frutas y vegetales después de su uso para a partir de molienda y prensado, cuentan con una parte considerable de celulosa y hemicelulosa, así como de azúcares que pueden ser aprovechados a partir de métodos de fermentación, obteniendo distintos biocombustibles, tal como el bioetanol y biobutanol. Sin embargo, es importante seleccionar un buen método de pretratamiento antes de su conversión, debido a que este influye directamente en el rendimiento del proceso. Mediante el pretratamiento se logra un mayor rompimiento de la estructura de la lignina, por lo que es posible aumentar la composición de hemicelulosa (Mohd Azhar et al., 2017). En la Tabla 2.2 se presentan de manera resumida distintos trabajos en los que se menciona el uso de residuos de frutas y vegetales como una alternativa viable para la producción de biocombustibles.

Tabla 2.2 Antecedentes de producción de biocombustibles

Título del trabajo	Aportación	Referencia
Biomass to bioenergy research: current and future trends for biofuels	<ul style="list-style-type: none"> • Se concluyó que las políticas globales son necesarias para el desarrollo mundial de los biocombustibles, dadas las tendencias en el crecimiento de la población, la demanda de energía y la producción de desechos. • El uso de biomasa residual con fines energéticos ofrece ventajas económicas, sociales y ambientales que ayudan al crecimiento sostenible del mundo. 	(Bonatto et al., 2020)
Application of orange peel waste in the production of solid biofuels and biosorbents	<ul style="list-style-type: none"> • El contenido energético de la biomasa (en biocombustibles secos y sólidos (biocarbón)) tenía un rango de 10,9 a 19,3 MJ/kg. • Con base en los resultados experimentales obtenidos en este trabajo, se concluyó que el uso potencial de la cáscara de naranja de desecho como biosorbente y como biocombustible sólido era factible • Este producto podría ser utilizado en los procesos industriales, favoreciendo una agroindustria de base. economía mundial competitiva. 	(C. M. Santos et al., 2015)
Mango stone properties as biofuel and its potential for reducing CO2 emissions	<ul style="list-style-type: none"> • El hueso de mango tiene atributos energéticos potencialmente atractivos que deben tenerse en cuenta al considerar el uso de biomasa. • La presencia de una elevada humedad parece ser su principal inconveniente. 	(Perea-Moreno, Perea-Moreno et al., 2018)

	<ul style="list-style-type: none"> • La integración del hueso de mango en las tecnologías de biocombustibles mejora la sostenibilidad de la bioenergía y allana el camino para el uso de este desecho como biocombustible. 	
Preparación y Caracterización Física del Biocombustible Sólido del Lirio Acuático (<i>Eichhornia crassipes</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Los contenidos valiosos en la cáscara de durian, como lo son la lignina y la celulosa pueden ser aprovechados con un buen pretratamiento. • El objetivo de esta investigación hizo énfasis en el efecto de la composición de la cascara de durian, a partir del almidón como aglutinante. • El proceso para la obtención de biocombustibles se realizó con pruebas experimentales. 	(D'Água, Pereira, & Marinho, 2015)
Bioethanol production from organic plant waste	<ul style="list-style-type: none"> • Se evaluó la producción de bioetanol a partir de cáscaras de <i>Citrus reticulata</i>, <i>Passiflora edulis</i> y hojas de <i>Eucalyptus globulus</i>. • Se concluyó que los residuos vegetales evaluados pueden ser utilizados para la producción a gran escala teniendo como referencia los resultados experimentales a nivel laboratorio siguiendo las condiciones adecuadas. 	(Llenque–Díaz et al., 2020)
Energy and exergy analysis of ethanol production process from banana fruit	<ul style="list-style-type: none"> • Los resultados de la evaluación energética del proceso de obtención de etanol usando la fruta del banano, muestran que se puede utilizar como materia prima para producir etanol, a través de los procesos de hidrólisis, fermentación y destilación. 	(Velásquez, Ruiz, & de Oliveira Junior, 2010)

	<ul style="list-style-type: none"> • El valor obtenido se puede comparar al valor de 43,5% obtenido del uso de la caña de azúcar para producir azúcar y etanol al valor de 74,7% cuando se usa el aceite de la palma africana para producir biodiesel. • Este resultado muestra la baja eficiencia del proceso comparado con otras materias primas y la necesidad de mayor trabajo de investigación para mejorar las condiciones del proceso. 	
Evaluación del potencial de las cáscaras de frutas en la obtención de bioetanol	<ul style="list-style-type: none"> • Esta investigación mostró que después de 7 días de fermentación, las cáscaras de piña presentaron el rendimiento más alto, debido a las composiciones de sus residuos • El banano presentó resultados favorables, de igual manera con los 3 residuos se obtuvieron productos de alto valor • Se concluyó que los restos de frutas no tienen que ser dispuestos en nuestro ambiente sino que deberían ser convertidos en productos útiles como el caso del bioetanol el cual sirve como fuente de energía alternativa. 	(Tejeda, Marimón, & Medina, 2014)
Efecto de un pretratamiento térmico en codigestión anaerobia de residuos de frutas y verduras	<ul style="list-style-type: none"> • En este trabajo se evaluó el efecto e impacto del pretratamiento térmico en la digestión anaerobia de residuos de frutas y verduras. • En la metodología se emplearon biorreactores con residuos de lechuga y otros con una mezcla de residuos de frutas y verduras. 	(Alberto, Carlos, Aradillas et al., 2015)

	<ul style="list-style-type: none"> • El pretratamiento térmico favoreció la producción de biogás en todas las mezclas de residuos orgánicos, operadas en lote y semicontinuo, comparadas con las mezclas sin tratar. La producción máxima de biogás obtenida fue de 1540 mL. 	
El nopal en la producción de biocombustibles	<ul style="list-style-type: none"> • Se concluyó que el desarrollo de sistemas productivos con bajo requerimiento energético como el nopal, serán de apoyo para el desarrollo sostenible. • Los productos de alto valor obtenidos del nopal pueden utilizarse como combustible alternativo en aquellas comunidades donde el suministro de energía sea deficiente. • El nopal representa uno de los recursos naturales con mayor futuro, dada el aumento de la superficie árida, el incremento del CO2 y sus reducidas necesidades hídricas y tecnológicas, por lo que su aprovechamiento integral deberá de ser revalorado. 	(Mendez, Rossel et al., 2009)

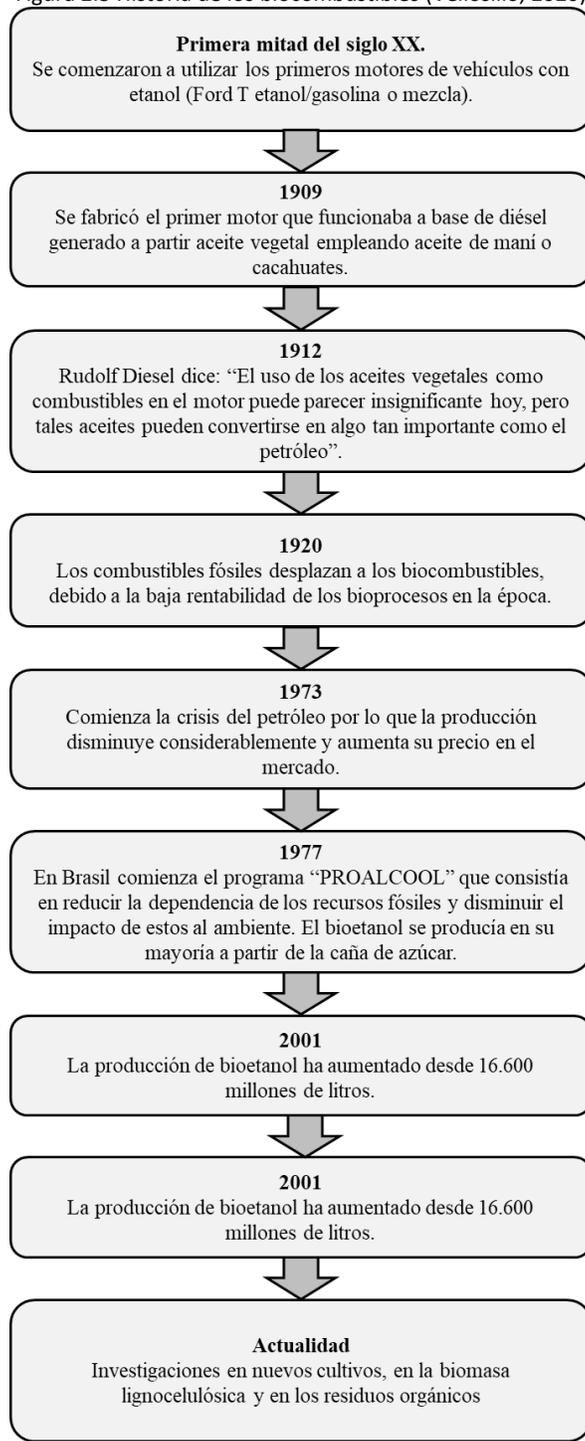
Los trabajos reportados en la Tabla 2.2 son un claro indicativo del potencial que presentan los residuos de frutas y vegetales para la generación de biocombustibles. El uso de estas materias primas permitiría reducir la acumulación de residuos orgánicos, empleando a la vez una materia prima de bajo costo para la obtención de combustibles renovables.

2.3 Historia de los biocombustibles

El desarrollo de los primeros biocombustibles comenzó a inicios del siglo XX y con el paso del tiempo éstos han adquirido una mayor importancia dentro de la sociedad. Actualmente, se han publicado diferentes investigaciones sobre el aprovechamiento de distintos residuos

como materia prima para la generación de biocombustibles, debido a que los combustibles fósiles han impactado negativamente el medio ambiente. En la Figura 2.3 se presenta de manera cronológica la historia de los biocombustibles con el paso del tiempo.

Figura 2.3 Historia de los biocombustibles (Vellosillo, 2020)



CAPÍTULO 3.

MARCO TEÓRICO

3.1 Alternativas de biocombustibles

Actualmente, se está aumentando la búsqueda para la producción de bioenergía, es decir, energía a partir de fuentes renovables, tales como los residuos de frutas, vegetales y semillas. Asimismo, los esfuerzos para disminuir los gases de efecto invernadero que se generan a partir de la refinación del petróleo para la producción de combustibles fósiles han aumentado. Algunas de las ventajas que presenta la bioenergía son la disminución de los gases contaminantes y por ende un impacto positivo en el medio ambiente, así como la posible escalabilidad que se pueda realizar, debido a que estos recursos renovables son desechados anualmente en grandes toneladas.

Existen diferentes productos que son obtenidos a partir de la biomasa, específicamente de biomasa lignocelulósica, tales como los biocombustibles. Entre estos se encuentran los sólidos, como el carbón de leña y las maderas, y los líquidos, como el bioetanol, biodiésel y aceites de la pirólisis. Por otra parte, también es posible obtener biocombustibles gaseosos, como el biogás. Diversos investigadores mencionan que la producción de biocombustibles líquidos se convertirá en una necesidad global en las próximas décadas, debido a los altos niveles de CO₂ generados a partir de combustibles fósiles (Y. Liu et al., 2021).

3.2 Biocombustibles

Los residuos de frutas y verduras son aptos para la fermentación debido a su alto contenido de pectina, celulosa y hemicelulosa, reportándose buenos rendimientos de conversión a biocombustibles (Kurnia, Jangam et. al, 2016). La biomasa engloba a toda la materia orgánica que proviene de árboles, plantas y residuos provenientes de la agricultura (maíz, café, arroz, frutas y vegetales). Se emplea en la producción de energía a partir de distintas fuentes como los residuos de la industria forestal y la agricultura, así como desechos urbanos (Pfaltzgraff et al., 2013). A partir del uso de la biomasa lignocelulósica se han realizado investigaciones para la producción de biocombustibles. Para efecto de la presente tesis se desarrollará un esquema para la producción de esta clase de productos, específicamente combustible orgánico, bioetanol y biobutanol; asimismo, se espera la obtención de otra clase de productos mediante los procesos de fermentación a emplear.

Los biocombustibles se clasifican en tres grupos: primera generación, segunda generación y tercera generación. Los de primera generación son aquellos provenientes de cosechas destinadas a la alimentación, mientras que los de segunda generación se obtienen de la fermentación de la biomasa procedente de residuos orgánicos. Los combustibles mencionados en este trabajo corresponden a la categoría de biocombustibles de segunda generación, ya que se empleará materia prima proveniente de residuos orgánicos de frutas y vegetales. A partir de orujos, bagazos y residuos resultantes del procesamiento de pulpa, semillas o tallos para extraer el jugo de frutas y vegetales se producen dos combustibles (bioetanol y biobutanol), por medio de la fermentación de los elevados niveles de azúcares que contienen estos residuos. Asimismo, las semillas presentes en los residuos de frutas contienen aceite que puede emplearse para la producción de biodiésel. La biomasa lignocelulósica de diversos sectores se considera como opción sostenible y viable debido a su abundante disponibilidad a lo largo del año en diversas formas, ya que puede ser obtenida del sector agroindustrial y mercados locales.

3.3 Clases de biocombustibles

La clasificación de los biocombustibles depende esencialmente del tipo de biomasa empleada como materia prima para su producción, existen distintas categorías de biocombustibles, las cuales se muestran a continuación:

3.3.1 Biocombustibles de primera generación

Estos combustibles se pueden obtener a partir de cultivos como maíz, colza, cebada, trigo, caña de azúcar o semillas oleaginosas, principalmente destinadas a la alimentación. En la fase de producción se emplean tecnologías de conversión simples y generalmente a un bajo costo, sin embargo, la gran mayoría de los procesos para los biocombustibles de primera generación presentan un bajo rendimiento. El principal problema que se presenta durante este proceso es el impacto que tienen socialmente, debido a su disponibilidad para el consumo en el sector alimentario y por tanto, su uso como biocombustibles podría provocar un aumento en el costo de los alimentos (Vellosillo, 2020).

3.3.2 Biocombustibles de segunda generación

En la producción de estos biocombustibles se emplea biomasa lignocelulósica como materia prima. Se obtiene a partir de subproductos como bagazo de caña de azúcar, residuos forestales, paja de cereal, y desechos de componentes orgánicos y de los desechos sólidos urbanos (frutas, vegetales, semillas entre otros). Esta es una de las principales ventajas de estos biocombustibles, ya que evitan la competencia con el sector de la alimentación, además de utilizar tierras no cultivables y el uso de residuos orgánicos que no cuentan con un correcto aprovechamiento o que su aprovechamiento es nulo (Machado, 2010). Sin embargo, en estos procesos es necesario utilizar pretratamientos acordes a la materia prima a emplear para obtener el mayor rendimiento posible y evitar que los costos de producción se eleven a valores fuera de los límites. Se estima que en las próximas décadas los biocombustibles aumentarán su producción mundial, en el caso de bioetanol ascenderá a más de 490 miles de millones de litros al año debido a la gran variedad de materias primas para su uso.

3.3.3 Biocombustibles de tercera generación

Los biocombustibles de tercera generación son producidos a partir de cianobacterias o microalgas como materia prima. El proceso consiste en cultivar en lagunas de baja profundidad, en tierras marginales, tanques de alcantarillado o estanques cerrados durante varias estaciones del año en presencia de luz. Una de las ventajas de esta clase de biocombustibles es la facilidad en el cultivo, y por ende en su tasa de crecimiento, sin generar impactos en la alimentación humana. Las microalgas pueden cultivarse en agua dulce y salada, sin embargo, el contenido de lípidos con el que cuentan es bajo, en ocasiones se presentan inconvenientes de la contaminación de biomasa en sistema de tanques abiertos (Machado, 2010).

3.3.4 Biocombustibles de cuarta generación

Los biocombustibles de cuarta generación son los más recientes de acuerdo con las investigaciones en el área. Se producen a partir de microorganismos (principalmente microalgas) que son modificados genéticamente. Algunas de las ventajas que presentan en

comparación con otros biocombustibles son: un alto contenido en lípidos, rendimientos de producción elevados debido a su capacidad de captar CO₂ del medio ambiente, disminuyendo sus emisiones contaminantes. Es importante mencionar que se necesita una inversión alta durante el inicio de estos procesos debido a que es un área relativamente nueva, sin embargo, las investigaciones sobre esta clase de biocombustibles siguen en aumento (Vellosillo, 2020).

3.4 Potenciales biocombustibles

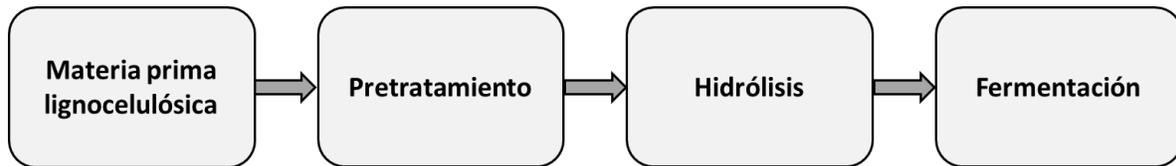
3.4.1 Bioetanol

El bioetanol es considerado un alcohol con niveles altos de octanaje, anticorrosivo y oxigenante que puede ser empleado como combustible mezclándolo con las naftas en diferentes proporciones. También es conocido por sus diversas aplicaciones en el sector industrial, tal como de transporte y energía. Este compuesto se puede producir a partir de materias orgánicas que contienen una cantidad elevada de carbohidratos, específicamente de residuos de frutas y vegetales con altos niveles de azúcares (Casabar et al., 2019). Desde la década de 1980, varios países alrededor del mundo como Estados Unidos, Brasil, Ucrania, miembros de la Unión Europea y algunos países de Asia llevan a cabo la producción de bioetanol ecológico (Micic & Jotanovic, 2015). Sin embargo, la viabilidad económica de la producción de bioetanol y biobutanol depende de la disponibilidad de la materia prima a emplear, del consumo energético del proceso, de su integración con otros sistemas de producción, así como de la efectiva conversión de los sustratos utilizados.

Algunos investigadores han empleado con éxito los desechos de los cítricos utilizando enzimas, celulosa y pectinasas comerciales a glucosa, galactosa, fructosa, arabinosa, xilosa, ramnosa y ácido galacturónico (Carota et al., 2020). El ácido proveniente de la hidrólisis de pectina, arabinosa y xilosa, así como los azúcares mencionados anteriormente, pueden ser fermentados por *Escherichia coli* para producir etanol y ácido acético. La aplicación de residuos agroindustriales en bioetanol no sólo proporciona sustratos alternativos, sino que también ayuda a resolver su problema de eliminación (Ofori et al., 2020).

Se igual manera, la producción de bioetanol se puede llevar a cabo empleando biomasa lignocelulósica. Primero se recolecta la materia prima; después, es necesario aplicar un pretratamiento de estos desechos para que exista una ruptura de la estructura de la matriz lignocelulósica. Posteriormente se realiza una hidrólisis enzimática, mediante una mezcla de enzimas celulolíticas. Por consiguiente, se realiza la fermentación de los azúcares en etanol mediante cepas de levaduras que metabolizan la glucosa. Como paso final se realiza una etapa de purificación para la separación del etanol y los demás productos, con el objetivo de obtener etanol anhidro. Las etapas convencionales del proceso de fermentación se ejemplifican en la figura 3.1.

Figura 3.1 Etapas de producción de etanol lignocelulósico



3.4.2 Biobutanol

El biobutanol es un alcohol primario con estructura $C_4H_{10}O$. Es un combustible alternativo debido a su alto contenido energético y baja volatilidad, resultando ser menos higroscópico y corrosivo que el etanol. Es un líquido incoloro con un olor distintivo, completamente miscible con disolventes orgánicos y parcialmente miscible con agua. La producción de este biocombustible sigue un proceso integrado que consta básicamente de tres pasos: pretratamiento, hidrólisis y fermentación, los cuales serán abordados en el apartado de diseño general del esquema. La degradación de la materia prima orgánica es llevada a cabo por una gran cantidad de microorganismos, que poseen enzimas que son capaces de producir azúcares fermentables que podrán ser utilizados en la producción de biobutanol, como lo son las bacterias de la familia *Clostridium*. Existen una gran variedad de microorganismos que poseen enzimas capaces de hidrolizarla.

La producción de biobutanol a partir de materia prima celulósica es considerada prometedora y económicamente viable empleando procesos sustentables (Gustavsson et al., 2013). En la Figura 3.2 se muestra un mapa con las principales biorrefinerías de butanol en el mundo en donde se puede apreciar que solo en algunos países desarrollados se cuenta con este tipo de industrias. De los diferentes tipos de biocombustibles (biodiésel, biohidrógeno, biometanol), el biobutanol tiene características similares a la gasolina, superando los principales problemas que posee, como son las emisiones de CO₂ y el agotamiento de los restos fósiles. Tanto el biobutanol como el bioetanol tiene un gran potencial en el mercado de biocombustibles (Ibrahim et al., 2017). La Tabla 3.2 muestra las ventajas del biobutanol como combustible, en donde se destaca ...

Los principales componentes de la biomasa vegetal son celulosa, hemicelulosa y lignina, los cuales se encuentran en la pared celular de las plantas como una mezcla compleja de polisacáridos, pectina y lignina. En éstos la celulosa se encuentra en una mayor proporción. La Tabla 3.1 presenta una comparación de las propiedades de los combustibles, incluyendo el butanol, el cual se describirá en la siguiente subsección.

Tabla 3.1 Propiedades de los combustibles (Cabezas et al., 2018)

Propiedades	Gasolina	Etanol	Butanol
Numero de cetano	0-10	8	25
Numero de octano	80-99	108	96
Temperatura de autoignición	~300	434	385
Punto de inflamabilidad (°C)	-45 a -38	8	35
Poder calorífico inferior (MJ/kg)	42.7	26.8	33.1
Punto de ebullición (°C)	25-215	78.4	117.7
Calor latente (KJ/kg) a 25°C	380-500	904	582
Límites de inflamabilidad (%vol)	0.6-8	4.3-19	1.4-11.2
Densidad a 20°C (g/ml)	0.72-0.78	0.79	0.81
Viscosidad a 40°C (mm ² /s)	0.4 a 0.8 (20°C)	1.08	2.63

Tabla 3.2 Ventajas del biobutanol en su aplicación como biocombustible

Ventajas de biobutanol como biocombustible	
Baja volatilidad	La volatilidad de los alcoholes disminuye con el aumento del número de átomos de carbonos en su estructura, por lo cual el biobutanol sobresale en este aspecto.
Valor calorífico	Un bajo valor del poder calorífico en los alcoholes incrementa con el aumento del número de átomos de carbono; el butanol cuenta con cuatro átomos de carbono, el doble de carbonos que el etanol, así como con un 25% más de energía.
Viscosidad	De igual manera, la viscosidad de los alcoholes aumenta dependiendo de la longitud de las cadenas de carbono. Por lo cual, el butanol es empujado como una solución alterna a los alcoholes que cuentan con cadenas cortas cuando son necesarios solventes con mayor viscosidad.
Altas temperaturas	La presión de vapor que posee el biobutanol es baja y un cuenta con un valor alto de punto flash, se considera como un combustible mucho más seguro al momento de emplearlo en altas temperaturas.
Partición en uso como combustible	Puede ser muy bien mezclado con gasolinas convencionales, para la reducción de costos
Ignición	Debido a que el calor de vaporización del butanol es menor al 50% del que posee el etanol, se producen menores problemas de ignición cuando se comienza a utilizar el motor en situaciones frías.



Figura 3.2 Plantas de producción de biobutanol en el mundo (Kujawska, et. al, 2015)

3.4.3 Biodiésel

El biodiésel es un combustible líquido similar al diésel, el cual es un producto de la destilación fraccionada del petróleo. Sin embargo, el biodiésel es libre de azufre, por lo cual es un componente menos contaminante al ser empleado como combustible. Algunas características del biodiésel es su color amarillo-ámbar, no inflamable, no explosivo, la viscosidad es equivalente al diésel obtenido a partir de petróleo. Uno de sus puntos atractivos es que es un producto biodegradable debido a su origen vegetal y la ausencia de compuestos químicos y sintéticos lo hace inocuo con nuestro medio, disminuye en gran medida las emisiones de gases de efecto invernadero al medio ambiente (Stratta, 2000). El uso del biodiesel también reduce las partículas tóxicas liberadas a la atmósfera como resultado de la quema de combustibles

El uso de aceites vegetales como combustibles alternos es un proceso que existe desde hace varias décadas cuando se probó por primera vez el motor empleando biodiésel. El biodiésel, es considerado un posible sustituto del diésel convencional. Está compuesto por ésteres metílicos o etílicos de ácidos grasos provenientes de la transesterificación con metanol o etanol de aceites ricos en triglicéridos. El biodiésel tiene el potencial para disminuir las emisiones de gases contaminantes generados por los medios de transporte convencionales, siendo éstos los que emplean las mayores cantidades de combustibles fósiles líquidos (Padula et al., 2012).

3.5 Pretratamientos

Los desechos de frutas y verduras se pueden emplear directamente como materia prima para el crecimiento microbiano o también es posible aplicar un tratamiento previo apropiado con enzimas para la producción de bioenergía. Los productos obtenidos a partir de residuos fácilmente degradables pueden estar en forma de biocombustibles líquidos, como lo son el bioetanol, biobutanol y biodiésel; o gaseoso, como es el caso del biogás. Para llevar a cabo la hidrólisis de la biomasa lignocelulósica se emplean pretratamientos, los cuales se pueden clasificar en pretratamientos físicos como: mecánicos y térmicos químicos, empleando ácidos o bases y la combinación entre estos. Es importante mencionar que los residuos que se emplearán como materia prima en este trabajo, cuentan con un porcentaje alto de lignina, por lo cual el uso de estos pretratamientos aumentaría el rendimiento del proceso en general. A continuación se presentan algunos de los pretratamientos más empleados en esta clase de procesos, así como las ventajas y desventajas de los mismos, entre los que se encuentran los pretratamientos físicos y los químicos (Tabla 3.3).

Se le denomina pretratamiento al conjunto de acciones para mejorar el rendimiento en la obtención de azúcares fermentables desde la biomasa inicial. Cualquier mejora que se haga en los procesos mostrados debe reflejarse en un mayor rendimiento y economía en la obtención de etanol. Los materiales lignocelulósicos están compuestos principalmente de tres constituyentes poliméricos: la celulosa, hemicelulosas, que en conjunto se denominan holocelulosa y lignina los cuales se asocian entre sí y su función es servir de soporte estructural a la pared celular (Carrasco, 2014).

3.5.1 Pretratamiento mecánico

Esta clase de tratamiento previo consiste en realizar cortes a la biomasa lignocelulósica para disminuir su tamaño y aumentar la superficie específica. La característica principal de dicho tratamiento es la reducción del tamaño de las partículas que componen la biomasa. Cada una de estas características son factores que incrementan el rendimiento de la hidrólisis de la biomasa lignocelulósica que se lleva a cabo de manera posterior a este tratamiento (Che Kamarludin et al., 2014).

3.5.2 Pretratamiento térmico

Este pretratamiento consiste en la aplicación de calor a la biomasa lignocelulósica para aumentar la temperatura entre un rango de 150-200 °C; sin embargo, este rango depende de la composición de la materia prima que se está empleando y es importante señalar que un aumento de la temperatura preciso aumenta el rendimiento del tratamiento (Mahmood et al., 2019). Durante este proceso la hemicelulosa y la lignina se solubilizan para facilitar la fermentación. En los tratamientos térmicos una parte de la hemicelulosa se hidroliza y tiende a formar ácidos, los cuales siguen catalizando la hidrólisis de la hemicelulosa.

3.5.3 Pretratamiento con vapor de agua

En el pretratamiento con vapor de agua la biomasa se lleva a condiciones más elevadas que en el pretratamiento térmico, empleando temperaturas alrededor de 250°C durante tiempos cortos (5-10 minutos). Después de un tiempo, el vapor se libera y la biomasa se enfría rápidamente. El objetivo de un pretratamiento con vapor es similar al pretratamiento térmico: solubilizar la hemicelulosa presente en la materia prima y así tener mayor acceso para la hidrólisis enzimática de la celulosa, evitando la formación de los inhibidores. La diferencia respecto al tratamiento de explosión con vapor, es que en éste se realiza una despresurización rápida, refrigerando la biomasa al finalizar, lo cual en ciertos casos es conveniente dependiendo de la materia prima empleada (Sui & Chen, 2016). El pretratamiento por explosión con vapor es un método que involucra parámetros críticos del proceso como el uso de altas temperaturas (o presiones) en un corto tiempo de tratamiento seguido de descompresión rápida que modifica la estructura de la pared celular.

3.5.4 Pretratamiento con ácido

Es un pretratamiento químico que, al contrario de los métodos físicos, se lleva a cabo a temperatura ambiente. Se emplea para solubilizar la hemicelulosa, y lograr mejor acceso a la celulosa, mejorando la digestibilidad anaerobia. Esta clase de pretratamiento se realiza con ácidos diluidos y ácidos fuertes. Una de las reacciones que se llevan a cabo durante el pretratamiento ácido es la hidrólisis de la hemicelulosa, un compuesto que es

estable en ácido (Lorenci Woiciechowski et al., 2020). La hemicelulosa solubilizada en medio ácido puede ser objeto de las reacciones de hidrólisis, orientando además a la obtención de otros productos de alto valor como furfural. En la Tabla 3.3 se muestran las ventajas y desventajas de este y otros pretratamientos, destacando el pretratamiento ácido que ha sido empleado en esta clase de residuos de manera satisfactoria.

Tabla 3.3 Ventajas y desventajas de los métodos de pretratamiento de biomasa lignocelulósica (Brodeur et al., 2011)

Pretratamiento	Ventajas	Desventajas
Alcalino	<ul style="list-style-type: none"> • Remoción eficiente de lignina. • Baja formación de inhibidores. 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto costo del catalizador alcalino. • Alteración de la estructura de la lignina.
Ácido	<ul style="list-style-type: none"> • Alto rendimiento de glucosa. • Solubiliza la hemicelulosa. 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de ácidos y necesidad de recuperación. • Altos costos de equipos resistentes a la corrosión • Formación de inhibidores
Solventes verdes	<ul style="list-style-type: none"> • Hidrólisis de lignina y hemicelulosa. • Capacidad para disolver cargas elevadas de diferentes tipos de biomasa. • Condiciones de procesamiento bajas. 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de solventes. • Necesidad de recuperación y reciclaje de disolventes.
Vapor de agua	<ul style="list-style-type: none"> • Económico. • Transformación de lignina y solubilización de hemicelulosa. • Alto rendimiento de glucosa y hemicelulosa en un proceso de dos pasos. 	<ul style="list-style-type: none"> • Degradación parcial de la hemicelulosa. • Catalizador ácido necesario para que el proceso sea eficiente con material con alto contenido de lignina. • Generación de compuestos tóxicos.
Agua caliente (LHW)	<ul style="list-style-type: none"> • Separación de hemicelulosa casi pura del resto de la materia prima. • Sin necesidad de catalizador. 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto aporte de energía / agua. • Será necesario tratar la masa sólida sobrante (celulosa / lignina).

	<ul style="list-style-type: none"> • Hidrólisis de hemicelulosa. 	
Explosión de fibra de amoníaco (AFEX)	<ul style="list-style-type: none"> • Alta efectividad para material herbáceo y biomasa de bajo contenido en lignina. • La celulosa se vuelve más accesible. • Provoca inactividad entre la lignina y las enzimas. • Baja formación de inhibidores. 	<ul style="list-style-type: none"> • Es necesario reciclar el amoníaco. • Proceso menos efectivo con contenido creciente de lignina. • Altera la estructura de la lignina. • Alto costo del amoníaco.
Percolación de reciclaje de amoníaco (ARP)	<ul style="list-style-type: none"> • Elimina la mayor parte de la lignina. • Alto contenido de celulosa después del pretratamiento. • Los materiales herbáceos son los más afectados. 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de energía y carga de líquidos.
Fluido supercrítico	<ul style="list-style-type: none"> • Baja degradación de azúcares. • Económico. • Aumenta el área accesible de celulosa. 	<ul style="list-style-type: none"> • Requisitos de alta presión. • La lignina y las hemicelulosas no se ven afectadas.

3.6 Producción de bioetanol y biobutanol

En distintos países la producción y uso de bioetanol y biobutanol como combustible data de la década de 1980's, siendo en países desarrollados como Estados Unidos principales desarrolladores de tecnologías rentables y probadas comercialmente. La viabilidad económica de la producción de estos biocombustibles depende de la disponibilidad de materias primas, del consumo energético del proceso, así como de su integración con otros sistemas de producción.

En la producción de bioetanol se puede emplear una gran variedad de materias primas, de primera, segunda y tercera generación. Los biocombustibles generados a partir de primera generación involucran materias primas abundantes en sacarosa (caña de azúcar, remolacha azucarera, sorgo dulce y frutas) y almidón (maíz, trigo, arroz, patata, mandioca, boniato y cebada) (Mohd Azhar et al., 2017); mientras que el bioetanol de segunda generación se

genera a partir de biomasa lignocelulósica como madera, paja y pastos. Por su parte, el bioetanol de tercera generación se ha obtenido a partir de biomasa de algas, incluidas microalgas y macroalgas.

Se han identificado distintas especies de la bacteria *Clostridium*, aptas para metabolizar diferentes azúcares, aminoácidos y ácidos orgánicos, polialcoholes, así como otros compuestos orgánicos para la producción de biocombustibles, tales como etanol y butanol. Algunos de los procesos óptimos para la generación de estos productos son la fermentación ABE (Acetona-Butanol-Etanol) y la fermentación IBE (Isopropanol-Butanol-Etanol) (Cabezas et al., 2018). El butanol es generalmente el producto con el mayor rendimiento, seguido del etanol y los diferentes productos secundarios. Asimismo, debido a su mayor concentración y relativamente alto valor comercial se busca su obtención con la mayor pureza posible y en grandes cantidades. En la Tabla 3.4 se presentan algunos microorganismos empleados tanto en la fermentación ABE y en la IBE, entre los que destacan la familia Clostridium, que se ha empleado en el presente trabajo. De igual manera, las Figuras 3.2 y 3.3 muestran las diferentes rutas metabólicas para la producción de biocombustibles empleando dos de los principales microorganismos, *Clostridium acetobutylicum* para la fermentación ABE y *S. cerevisiae* para la fermentación etanólica.

Tabla 3.4 Lista de algunos microorganismos aptos para fermentación

Microorganismos de fermentación	Nomenclatura comercial
<i>Clostridium acetobutylicum</i>	<i>jB200</i>
<i>Clostridium acetobutylicum</i>	<i>CGMCC 5234</i>
<i>Clostridium acetobutylicum</i>	<i>ATCC824</i>
<i>Clostridium acetobutylicum</i>	<i>ATCC824</i>
<i>Clostridium acetobutylicum</i>	<i>BKM19</i>
<i>Clostridium Beijerinckii</i>	<i>BA101</i>
<i>Clostridium Beijerinckii</i>	<i>BA101 (modificada)</i>
<i>Clostridium saccharobutylicum</i>	<i>DSM 13864</i>
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	

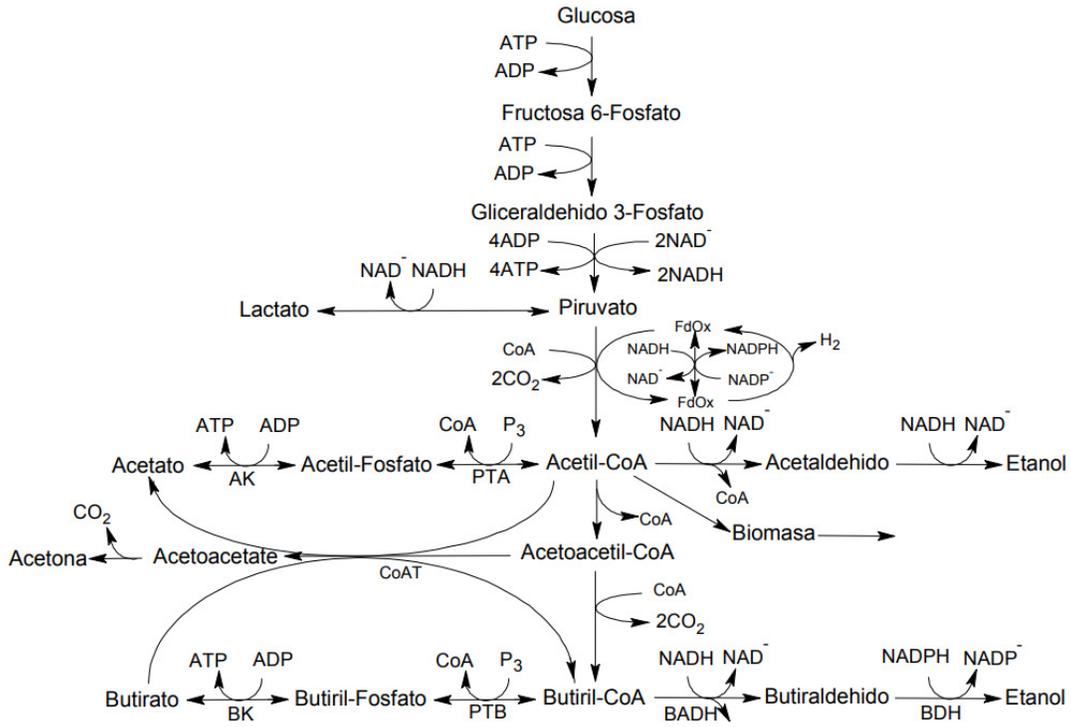


Figura 3.3 Ruta metabólica de *Clostridium acetobutylicum* (Guerrero, 2018)

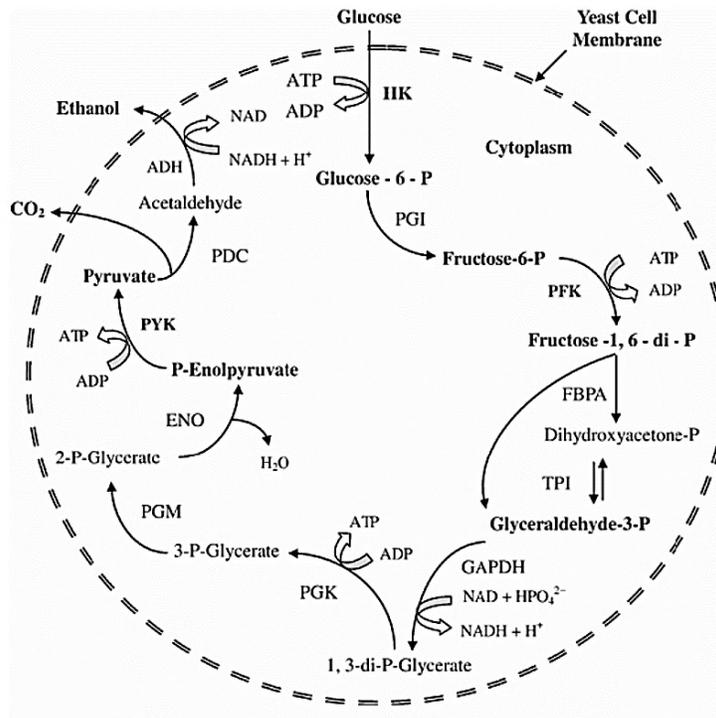


Figura 3.4 Ruta metabólica para la fermentación y producción de etanol empleando *S. cerevisiae* (Y. Jin, et. al, 2004)

3.7 Factores que afectan la fermentación de biomasa

3.7.1 pH

El control de pH es un parámetro esencial en la producción de butanol por *Clostridium acetobutylicum*. Sin embargo, para un valor de pH óptimo es importante considerar la materia prima que se está empleando en el proceso. Se ha determinado que es necesario comenzar el proceso en condiciones ácidas para un mayor rendimiento de la fermentación (Laura Noriega, 2017). Cuando el cultivo se encuentra en fase estacionaria, el metabolismo del microorganismo cambia, por lo que los ácidos orgánicos formados y carbohidratos son convertidos a solventes orgánicos, y como consecuencia del consumo de ácidos el pH del medio incrementa, lo cual afecta el proceso.

3.7.2 Temperatura

La temperatura es uno de los parámetros esenciales para el buen rendimiento del conjunto de reacciones de cadena. Para las bacterias de familia *Clostridium* se ha determinado mediante diversos autores que el rango de temperatura donde se logra generar la mayor cantidad de biocombustibles va de 35 °C a 40 °C (Laura Noriega, 2017; Bankar et al., 2012). Sin embargo, se debe considerar que si se está trabajando con material lignocelulósico para optar en primera instancia por un pretratamiento adecuado para el diseño del **proceso**.

3.8 Producción de biodiésel

El uso de biodiésel en el área industrial podría conllevar una mayor ganancia económica, así como una mayor eficiencia energética y reducidas emisiones de gases de efecto invernadero, lo cual impacta de manera positiva en el medio ambiente en comparación los combustibles fósiles y los gases que se generan al emplearlos.

Los triésteres de glicerilo (o triglicéridos) son algunos de los recursos de biomasa que se emplean como materia prima en la producción de biocombustibles, como el biodiésel. Los aceites vegetales que provienen de las plantas oleaginosas representan la principal fuente

para la producción de biodiésel. Cerca de un 98% de la composición de los aceites vegetales son triacilglicéridos; una pequeña cantidad está representada por mono y diacilglicéridos. Emplear aceites vegetales para la producción de biodiesel tiene ventajas sobre otros procesos para su aprovechamiento, tal como la disminución de agentes contaminantes y la gran disponibilidad que se puede tener de éstos como materia prima. En la transesterificación intervienen un mol de triglicérido y tres moles de alcohol para producir uno de glicerina y tres de alquil-éster (biodiésel).

Generalmente el alcohol empleado en esta reacción es de cadena corta, debido a que se busca evitar la formación de una emulsión estable entre la glicerina y el biodiésel al finalizar la reacción. La Figura 3.4 presenta el ciclo de producción de biodiésel empleando semillas. Una gran parte del biodiésel que se comercializa en el mundo se produce empleando metanol, etanol, propanol y butanol debido a que son opciones adecuadas al proceso para la transformación del aceite vegetal, sin embargo, se deben tomar en cuenta las composiciones de las semillas a emplear para obtener el mayor rendimiento posible.



Figura 3.5 Ciclo de producción de biodiesel a partir de semillas (Meher et al., 2006)

3.8.1 Transesterificación

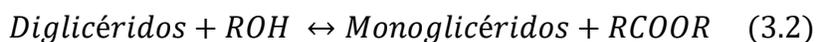
La transesterificación es un proceso que consiste en la reacción de un triéster de glicerilo (triglicérido) con un alcohol para formar alquil ésteres y glicerol. Para realizar una transesterificación estequiométricamente completa es necesario mantener una relación molar de alcohol a triacilglicérido acorde al aceite vegetal que se esta empleando, sin embargo, la

relación más común en este proceso es de 3:1 (Castellar Ortega et al. , 2014). La velocidad del proceso de transesterificación depende de distintas variables que afectan directamente el rendimiento, las condiciones de operación, el tipo de catalizador, así como el tipo y variedad de triacilglicéridos presentes en el aceite o en la grasa. El mecanismo de la transesterificación consiste en una serie de reacciones consecutivas reversibles, donde los triacilglicéridos se convierten paso a paso a diglicéridos, monoglicéridos y por último a glicerol, produciendo en cada etapa una mol de alquil éster.

La ruptura de los triglicéridos se puede dividir en tres secciones. En la primera sección se genera un intermediario tetraédrico debido al ataque nucleofílico del alcóxido al carbono electrofílico del grupo carbonilo. Mientras que en la segunda sección el intermediario se descompone formando un ion diacilglicérido y el éster alquílico del ácido grasos. Finalmente en la última sección se recupera el catalizador por transferencia de un protón. Estos pasos se repiten hasta formar los tres ésteres de ácidos grasos y glicerina.

Así como en la catálisis homogénea, las propiedades ácidas y básicas en catálisis heterogénea son de gran importancia en la transesterificación de triacilglicéridos, debido a que de esto depende el rendimiento final de la reacción. Sin embargo, en contraparte con los sistemas homogéneos, en la catálisis heterogénea la adsorción y la desorción de productos se llevan a cabo en la superficie del catalizador sólido.

La transesterificación de triglicéridos produce ésteres alquílicos de ácidos grasos y glicerol. La capa de glicerol se deposita en el fondo del recipiente de reacción. Los diglicéridos y monoglicéridos son los intermediarios en este proceso. El mecanismo de transesterificación se describe en las reacciones 3.1, 3.2 y 3.3. Las reacciones por etapas son reversibles y se utiliza exceso de alcohol para desplazar el equilibrio hacia la formación de ésteres. En presencia de exceso de alcohol, la reacción preliminar es de pseudo primer orden y la reacción inversa resulta ser de segundo orden (Castellar Ortega et al., 2014).





3.10 Biorrefinerías

Las biorrefinerías llevan a cabo procesos para la obtención de biocombustibles, bioproductos y energía a partir de biomasa y biomasa lignocelulósica (Vellosillo, 2020). En la actualidad, el objetivo principal es la obtención de energía. Sin embargo, el número de productos obtenidos es limitado y en ciertas ocasiones se generan productos secundarios a los cuales se les puede dar un uso o en circunstancias adversas se considerarán como inhibidores (Armas, 2021). Las biorrefinerías se pueden clasificar en varios tipos, los cuales se describen a continuación.

3.10.1 Tipo 1

En esta clasificación se encuentran las biorrefinerías que solamente emplean un tipo específico de materia prima y en su mayoría se busca obtener un solo producto, un proceso común de este tipo es emplear caña de azúcar obtener bioetanol.

3.10.2 Tipo 2

Las biorrefinerías que se tienen en esta clasificación son aquellas en las que a partir del uso de un solo tipo de materia prima y aplicando múltiples procesos se logra obtener una gran variedad de productos, en ciertos casos se puede obtener uno o más biocombustibles, lo cual es una ventaja de esta fase, asimismo se pueden obtener más productos secundarios por los cuales se necesitan de mayores procesos de purificación para los productos principales.

3.10.3 Tipo 3

En esta fase se encuentran las biorrefinerías integradas, siendo con las que se busca un mayor progreso, ya que cuentan con la capacidad de emplear una gran variedad de materias primas y mediante distintos procesos se logra obtener una gran variedad de productos. Son consideradas instalaciones de carácter único, en las que se aprovechan todas las fracciones

de la biomasa y la biomasa lignocelulósica, así como de los productos secundarios, para lograr la mayor rentabilidad posible. Cuentan con cuatro características principales:

- Sistema integrado: se produce una completa conversión de la biomasa.
- Flexibles: pueden utilizar biomazas de diferente naturaleza como sustrato
- Versátiles: utilizan múltiples procesos de transformación
- Obtención de una riqueza de productos de alto valor añadido.

En la Tabla 3.6 se presentan algunas de las biorrefinerías desarrolladas alrededor del mundo, mostrando su ubicación, así como la materia prima que emplean y los productos que se obtienen al finalizar el proceso, esto conlleva a un mayor desarrollo para el aprovechamiento de los residuos orgánicos.

Tabla 3.5 Principales biorrefinerías y plantas piloto en el mundo (Vellosillo, 2020)

Empresa	Ubicación	Materia prima	Producto
BioGasol/AAU	Dinamarca	Forrajeras, residuos agrícolas	Etanol, bio-gas.
Borregaard Industries LTD	Noruega	Residuos de la industria papelera	Etanol
Frontier Renewable Resources	EUA	Madera	Etanol
KL Energy Corporation	EUA	Residuos forestales y de la industria papelera	Etanol
Lignol Energy Corporation	EUA Canadá	Residuos forestales y agroindustriales	Etanol
M-real Hallein AG	Austria	Residuos de la industria papelera	Etanol
Mossi & Ghisolfi - Chemtex	Italia	Residuos agrícolas y madera	Etanol

Pacific Ethanol	EUA	Residuos agrícolas y forestales	Etanol, biogás
POET	EUA	Residuos agrícolas	Etanol
Queensland University of Technology	Australia	Bagazo de caña de azúcar y otros residuos	Etanol
SEKAB	Suecia	Residuos agrícolas (especialmente bagazo de caña de azúcar) y forestales	Etanol
Technical University of Denmark (DTU)	Dinamarca	Residuos agrícolas	Etanol, biogás
Terrabon	Etanol	Residuos sólidos municipales, residuos agrícolas y cultivos dedicados	Etanol; otros productos químicos
Verenium	EUA	Residuos agrícolas y forestales, cultivos dedicados	Etanol
Weyland AS	Noruega	Residuos forestales	Etanol

CAPÍTULO 4. METODOLOGÍA

4.1 Selección de materia prima

En esta sección se muestran las características que se consideraron para la elección de la materia prima del proceso. Se tomaron en cuenta aquellos residuos de frutas y vegetales de los cuales es posible disponer con relativa facilidad y en distintas temporadas del año en mercados y centrales de abasto del país. Los principales residuos que se emplearán como materia prima orgánica en la presente tesis son: uvas, manzanas, peras, patatas y residuos de cítricos como toronja, naranja y mandarina (Çalışkan Eleren et al., 2018). Debido a que las composiciones a condiciones normales de estos alimentos no son iguales al encontrarlos como residuos, es necesario mencionar la composición de cada uno de estos en su forma de orujo, ya que, es de esta forma con la que se pueden encontrar en los residuos industriales, de mercados y centrales de abasto, después de ser aprovechados para su uso principal.

Algunos de los residuos de frutas y vegetales tienen composiciones similares entre sí de manera cualitativa, como es el caso de los residuos de manzanas y peras, que cuentan con piel, corazón, semilla, cáliz, tallo y tejido blando (Tahir & Sarwar, 2012), así como azúcares simples, como glucosa, fructosa y sacarosa; cuentan con carbohidratos insolubles como celulosa, hemicelulosa y lignina, los cuales son de especial interés para el presente trabajo (T. do N. Santos et al., 2016). Asimismo, los residuos de cítricos como naranjas, mandarina, limón y toronja, cuentan con cáscara (flavedo y albedo), pulpa (residuo del saco de jugo), trapo (membranas y núcleos) y semillas, así como celulosa, hemicelulosa y lignina (Panwar et al., 2021).

Por otra parte, el empleo de la materia prima como biomasa en el desarrollo de los esquemas de procesamiento necesita de sus composiciones cuantitativas. Gran parte de estos datos se encuentran reportados en investigaciones de distintos autores (Corbin et al., 2015; Edwiges et al., 2018). En la Tabla 4.1 se presenta la composición química de cada uno de los residuos mencionados en cuanto al porcentaje de humedad, sales minerales y azúcares, donde se destaca la cantidad de azúcares que serán aprovechadas en el proceso de fermentación así también en la Tabla 4.2 se muestra el contenido específico en azúcares dentro de un rango de valores reportados, mismo caso para los porcentajes de glucosa, sacarosa y fructosa, estos son aprovechados por los microorganismos para el mecanismo de reacción en cada caso

(Raganati et al, 2016; Panwar et al., 2021). Es importante señalar que la biomasa lignocelulósica una materia prima promisoría en los procesos de fermentación, sacarificación y extracción que se llevan a cabo en torno a la obtención de biocombustibles.

Tabla 4.1 Composición química de residuos de frutas y vegetales que se emplearán como materia prima (Tahir & Sarwar, 2012) (T. do N. Santos et al., 2016) (Panwar et al., 2021).

Composición química de residuos de frutas y vegetales				
Residuos	Humedad (%)	Sales minerales (%)	Azúcares (%)	Lignocelulosa (%)
Orujo de uva	70-85	0.5-2.0	15-25	1-3
Residuos de cítricos	70-80	1.0-2.0	10-15	8-10
Orujo de manzana	75-95	0.3-3.0	10-20	5-6
Orujo de pera	75-95	0.3-3.0	10-18	4-6
Residuos de patatas	75-80	0.8-1.0	6-9	5-9
Residuos de zanahoria	65-17	0.6-0.9	5-7	3-5

Tabla 4.2 Contenido en azúcares de los residuos de frutas y vegetales que se emplearán como materia prima (Tahir & Sarwar, 2012) (T. do N. Santos et al., 2016).

Contenido en azúcares de los residuos de frutas y vegetales			
Residuos	Glucosa (%)	Sacarosa (%)	Fructosa (%)
Orujo de uva	0.19 – 8.71	0.02 - 3.91	0.15 – 8.74
Residuos de cítricos	3.18	3.29	3.52
Orujo de manzana	1.72	3.62	6.08
Orujo de pera	2.74	0.9	7

Residuos de patatas	2.22	7.65	0.37
Residuos de zanahoria	1.2	8.3%	2.1

El material lignocelulósico consiste en tres tipos diferentes de polímeros, celulosa, hemicelulosa y lignina. La celulosa está compuesta por subunidades de D-glucosa unidas por un enlace glucosídico β -1,4. La hemicelulosa es una estructura compleja de carbohidratos que consiste en polímeros de diferentes azúcares como xilosa y arabinosa (pentosas), manosa, glucosa y galactosa (hexosas) y ácidos de azúcar. Asimismo, la lignina es uno de los polímeros más abundantes presentes en la naturaleza, después de la celulosa y hemicelulosa, normalmente se encuentra presente en la pared celular (C. Liu & Wyman, 2003). El objetivo principal de la lignina es dar a la planta el soporte estructural, impermeabilidad, y la resistencia contra el ataque microbiano. Es importante señalar que una de las principales fuentes de hexosas y pentosas es la biomasa de tipo lignocelulósico proveniente de residuos orgánicos, dado su elevado contenido de celulosa y hemicelulosa.

4.2 Producción de bioalcoholes

La conversión en bioproductos de materiales con contenido de celulosa y hemicelulosa, como residuos de frutas y vegetales, regularmente necesita de cuatro fases de operación: pretratamiento, hidrólisis, fermentación y separación o destilación del producto (Duque et al., 2021). Una vez analizada la composición de la materia prima a emplear, es decir, de los orujos de frutas y vegetales que se emplearán en los distintos procesos, es necesario estudiar los pretratamientos que es posible emplear para cada uno de los orujos y residuos de frutas. En primera instancia es necesario disminuir el tamaño y el pretratamiento mediante deslignificación de la materia prima lignocelulósica para liberar la celulosa y hemicelulosa presentes. Previo a la hidrólisis enzimática, es necesario realizar un pretratamiento de la biomasa lignocelulósica que altere la compleja estructura de este tipo de materiales, facilitando así la acción de los enzimas celulíticos (Singh Nee Nigam & Pandey, 2009). Como se ha mencionado con anterioridad el uso de pretratamientos incrementa el rendimiento durante la hidrólisis, aumentando la velocidad de la reacción y el rendimiento en el proceso de fermentación.

4.2.1 Pretratamiento: ácido diluido

El pretratamiento elegido para la conversión de los residuos de frutas y vegetales en bioetanol es el ácido diluido, debido a que ha sido empleado en materia prima de esta índole con buenos resultados. A la celulosa presente en la biomasa se le aplica un pretratamiento para que se tenga un mayor acceso a las azúcares durante la fermentación como se muestra en la Figura 4.1. De acuerdo con varios investigadores el rendimiento de bioetanol de la hidrólisis de celulosa puede superar el 90% después del pretratamiento en comparación con el 20% para el caso sin pretratamiento. La Tabla 4.3 muestra las reacciones generales para llevar a cabo el pretratamiento ácido (Sánchez & Vázquez, 2017). El objetivo de esta etapa es mejorar la superficie, así como facilitar el acceso a las enzimas y solubilizar la lignina en caso de procesos biológicos, y también minimizar el costo total de operación, lo cual implica un mayor rendimiento al finalizar el proceso al emplear un ácido fuerte como ácido sulfúrico (H₂SO₄). Entre los principales compuestos presentes en este mecanismo se encuentran: C₆H₁₀O₅: Celulosa, C₆H₁₂O₆: Fructosa, C₁₂H₂₂O₁₁: Sacarosa, C₅H₁₀O₅: Ribosa.

Tabla 4.3 Reacciones generales del pretratamiento ácido (Sánchez & Vázquez, 2017)

Reacciones del pretratamiento
$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$
$C_6H_{10}O_5 + 0.5H_2O \rightarrow 0.5C_{12}H_{22}O_{11}$
$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$
$C_5H_8O_4 \rightarrow 2H_2O + C_5H_4O_2$
$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$
$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 2H_2O + C_6H_6O_3$
$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$
$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 2H_2O + C_6H_6O_3$
$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$
$C_5H_8O_4 \rightarrow 2H_2O + C_5H_4O_2$

4.2.2 Etapa de hidrólisis

La hidrólisis de la materia prima de compuestos lignocelulósicos ha sido ampliamente estudiada y desarrollada desde hace varias décadas. Debido a que el uso de materiales renovables como la biomasa son una pieza clave en transición energética, que implica minimizar el uso del petróleo y sus derivados para usar materiales alternativos en la producción de energía en todas sus formas. La viabilidad económica de estos procedimientos depende principalmente de estos factores: bajos costos en la materia prima, bajos costos de energía y operación, así como los bajos costos de inversión. Esta parte del proceso se realiza después de un pretratamiento, esto debido la hidrólisis enzimática requiere de la aplicación de tratamientos a la biomasa lignocelulósica, ya que el requisito para la hidrólisis es la accesibilidad a la superficie celulósica por la enzima. Las reacciones de esta etapa se presentan en la Tabla 4.4. Entre los principales compuestos de la etapa de hidrólisis se tiene: $C_6H_{10}O_5$: Celulosa, $C_{12}H_{22}O_{11}$ ácido lauroleico, $C_6H_{12}O_6$: Fructosa, $C_5H_8O_4$: ácido glutárico.

Tabla 4.4 Reacciones generales de la hidrólisis (Sánchez & Vázquez, 2017)

Reacciones de la hidrólisis
$C_6H_{10}O_5 + 0.5H_2O \rightarrow 0.5 C_{12}H_{22}O_{11}$
$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$
$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O + 2C_6H_{12}O_6$
$C_5H_8O_4 + 2H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$
$C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_5H_4O_2 + 3H_2O$

4.2.3 Etapa de Fermentación

Como paso siguiente en el esquema es necesario realizar la despolimerización de los polímeros de carbohidratos (celulosa y hemicelulosa) presentes en los orujos de frutas y vegetales empleando hidrólisis ácida y enzimática para producir azúcares libres. Es el tercer paso que conlleva varios procesos de fermentación en donde los azúcares de las etapas de pretratamiento e hidrólisis son fermentados por bacterias, levaduras u hongos filamentosos, dependiendo del método de fermentación a emplear (Singh Nee Nigam & Pandey, 2009). Como paso final del proceso los productos obtenidos en la fermentación se separaran y

recuperan en un proceso posterior, regularmente se emplea un proceso de destilación acorde a las propiedades de los productos (Z. Zhang et al., 2016). Para el desarrollo de los presentes esquemas de aprovechamiento es necesario emplear distintos procesos de fermentación para la obtención de productos como los biocombustibles. En el diseño de esta etapa de proceso son implementados 3 tipos diferentes de fermentación: fermentación ABE, fermentación IBE y fermentación empleando la bacteria *Saccharomyses*. A continuación, se describe cada uno.

4.2.3.1 Fermentación ABE

La fermentación ABE es un método que hace uso de procesos bacterianos para la obtención de acetona, n-butanol y etanol a partir de carbohidratos tales como el almidón y la glucosa. El proceso de fermentación ABE, se encuentra relacionado con los procesos de fermentación llevados a cabo por levaduras en la producción de vinos, cerveza, o combustibles. En estos procesos las levaduras fermentan azúcares para producir etanol, sin embargo, a diferencia de lo que ocurre en las fermentaciones industriales clásicas; los organismos que llevan a cabo la fermentación ABE son estrictamente anaerobios (Silva et al., 1995). Las reacciones generales de esta fermentación se muestran en la Tabla 4.5. La fermentación ABE produce solventes en una proporción de 3 partes de acetona, 6 partes de butanol y 1 parte de etanol. Por lo general hace uso de una cepa de las bacterias pertenecientes a la clase de las *Clostridias* (familia *Clostridiaceae*) (Bankar et al., 2012).

Tabla 4.5 Reacciones generales de la fermentación ABE (Guerrero, 2018)

Reacciones de la fermentación ABE
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3C_2H_4O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow C_4H_{10}O + 2CO_2 + H_2O$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_4H_8O_4 + O_2$
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2NH_3 + CO_2$
$C_6H_{12}O_6 + 2CO_2 \rightarrow 2C_4H_8O_4 + O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_3H_6O_3$

$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_3H_6O + 2O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3C_4H_6O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_3H_6O_3$
$C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_2H_6O + 5CO_2$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_4H_{10}O + CO_2 + H_2O$
$3C_5H_{10}O_5 + 5H_2O \rightarrow 5C_3H_8O_3 + 2.5O_2$
$3C_5H_{10}O_5 + 5CO_2 \rightarrow 5C_4H_6O_4 + 2.5O_2$
$2C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_2H_4O_2$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_3H_6O_3$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_3H_6O_3$
$H_2SO_4 + 2NH_3 \rightarrow N_2H_8SO_4$

4.2.3.2 Fermentación IBE

La fermentación IBE es un proceso para la obtención de isopropanol, n-butanol y etanol empleando bacterias en conjunto a partir de los carbohidratos de la materia prima. Generalmente en este proceso se emplean cepas de *Clostridium beijerinckii*. A diferencia de la fermentación ABE, en este proceso no se produce acetona sino isopropanol, así como butanol y etanol, por lo que se genera en conjunto una mezcla que puede considerarse como un solvente verde, pudiendo emplearse directamente como combustible (Ferreira dos Santos et al., 2020). La bacteria *Clostridium beijerinckii* ha sido empleada con éxito en la fermentación IBE (Q. Jin et al., 2019). El sistema de reacciones generales para la fermentación IBE se muestra en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6 Reacciones generales de la fermentación IBE(Li, Chen, Wu, & Liu, 2018)

Reacciones de la fermentación IBE
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3C_2H_4O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow C_4H_{10}O + 2CO_2 + H_2O$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_4H_8O_4 + O_2$

$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2NH_3 + CO_2$
$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow C_3H_8O + CO_2 + H_2$
$C_6H_{12}O_6 + 2CO_2 \rightarrow 2C_4H_8O_4 + O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_3H_6O_3$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3C_4H_6O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_3H_6O_3$
$C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_2H_6O + 5CO_2$
$3C_5H_{10}O_5 + 5H_2O \rightarrow 5C_3H_8O_3 + 2.5O_2$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_3H_6O_3$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_3H_6O_3$
$H_2SO_4 + 2NH_3 \rightarrow N_2H_8SO_4$

4.2.3.3 Fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

El objetivo de este tipo de fermentación es la producción de bioetanol, producto de la fermentación alcohólica efectuada por microorganismos. La levadura *Saccharomyces cerevisiae* es un microorganismo anaeróbico facultativo que ha presentado resultados satisfactorios empleado residuos de frutas y vegetales (Derman et al., 2022). Este método de fermentación forma parte de los desarrollos tecnológicos en busca la producción de combustibles ecológicos como bioetanol (Van Zyl et al., 2007). El diseño de biorreactores para la etapa de fermentación impacta la reducción de costos en el proceso global de producción de este biocombustible. Cuando la levadura se encuentra cultivada a altas concentraciones de azúcar (menores a 30 – 40%) se incrementa la producción de etanol (Peña & Arango, 2009). La levadura *Saccharomyces cerevisiae* es una de las más empleadas a nivel industrial por los buenos rendimientos que presenta.

Tabla 4.7 Reacciones generales de la fermentación con *Saccharomyces cerevisiae* (Y. Jin, et. al, 2004)

Reacciones de la fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3C_2H_4O_2$

$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_4H_8O_4 + O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2NH_3 + CO_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 5C_2H_6O$
$C_6H_{12}O_6 + 2CO_2 \rightarrow 2C_4H_8O_4 + O_2$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_3H_6O_3$
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 3C_4H_6O_2$
$C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_2H_6O + 5CO_2$
$3C_5H_{10}O_5 + 5H_2O \rightarrow 5C_3H_8O_3 + 2.5O_2$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_3H_6O_3$
$3C_5H_{10}O_5 \rightarrow 5C_3H_6O_3$

Saccharomyces cerevisiae, es una levadura que pertenece al grupo de microorganismos más empleados en la actualidad para el desarrollo de nuevos combustibles a base de materia prima con contenido de lignina; su nombre deriva del vocablo Saccharo (azúcar), myces (hongo) y cerevisiae (cerveza). Es considerada una levadura heterótrofa, que obtiene la energía a partir de los azúcares presentes en los residuos, asimismo cuenta con una elevada capacidad fermentativa (Fernandez, 2009). En la fermentación alcohólica, junto con el etanol, muchos compuestos denominados minoritarios son producidos. Entre éstos, algunos de los más importantes resultan los alcoholes superiores (Suárez-Machín et al., 2016).

4.2.4 Etapa de Destilación

En esta etapa del proceso ya se cuenta con la cantidad estimada de alcohol producido por la fermentación, Es importante señalar que la corriente a separar después de la fermentación contiene una gran cantidad de agua que debe ser removida. La destilación es la operación en donde se separan los diferentes componentes líquidos de acuerdo con sus propiedades, la separación se realiza por calentamiento. Un modo de destilación conocido desde tiempos antiguos es la obtención de alcohol aplicando calor a una mezcla fermentada. En este trabajo se tienen mezclas de etanol/butanol/agua y etanol/agua.

En esta operación se consideran ciertos parámetros, entre los que se encuentran los puntos de ebullición de los principales productos, siendo el de etanol 78.3 °C, el de butanol de 117.5 °C y el del agua 100°C, se utiliza un proceso de destilación para refinar y purificar los alcoholes. Es importante considerar que los alcoholes pueden formar azeótropos con el agua, lo cual hace necesaria la implementación de sistemas de separación especiales con el uso de solventes.

4.4 Obtención de biodiésel

4.4.1 Etapa de extracción

El uso de los orujos de frutas y vegetales también hace posible emplear las semillas presentes en éstos como materia prima para la producción de otros biocombustibles, como el biodiésel. Existen distintos métodos de extracción a partir de residuos de semillas, métodos mecánicos y químicos, sin embargo, se ha demostrado que los métodos de extracción químicos son eficaces debido a su alto rendimiento de extracción de aceite. En el diseño para la producción de biocombustible se han seleccionado 3 métodos de extracción específicos que cuentan con antecedentes de rendimientos aceptables en la obtención del producto deseado. Los métodos son: extracción con solvente, extracción enzimática y extracción supercrítica, de los cuales se espera obtener como producto esencial el aceite vegetal. Se describe cada uno de estos procesos de manera general.

4.4.1.1 Extracción con solvente

La extracción por solvente es un proceso mediante el cual el aceite se extrae de un sólido por medio de un solvente líquido. Una de las extracciones con solvente que presenta los mejores rendimientos es la que emplea n-hexano, el cual es uno de los disolventes más utilizados para la extracción de aceite (Gómez Mitjans et al., 2016). El disolvente n-hexano se ha empleado para extraer el aceite de semillas de hojas nativas de Australia (*Calophyllum inophyllum*) (Jahirul et al., 2013). Aunque algunos métodos mecánicos de extracción presentan costos bajos, como la extracción con prensa mecánica, son ineficaces en

comparación con la extracción con solvente, ya que esta última cuenta con mayores rendimientos y una producción constante de aceite. Este es uno de los métodos que presenta los mayores rendimientos con una buena relación de costo-beneficio (Gómez Mitjans et al., 2016).

4.4.1.2 Extracción enzimática

El método de extracción enzimática en medio acuoso es un proceso apto para la extracción de aceite a partir materia prima vegetal. Este método emplea enzimas para llevar a cabo el proceso de extracción. Algunas ventajas de utilizar la extracción enzimática son el mínimo impacto al medio ambiente y que no produce compuestos orgánicos volátiles. Sin embargo, este método necesita de un largo tiempo para la extracción de los productos de alto valor. La extracción enzimática acuosa se puede emplear en conjunto con otros métodos de extracción de aceite (Shah et al., 2005). Los impactos ambientales negativos asociados de la extracción con solventes pueden ser reducidos significativamente mediante el uso de la extracción enzimática. Una de las desventajas que más resaltan en este método son los rendimientos menores de un 10-15% en comparación con otros procesos químicos de extracción como son la extracción con solvente y con fluido supercrítico.

4.4.1.3 Extracción con fluido supercrítico

La extracción con fluido supercrítico se emplea principalmente para evadir el uso de disolventes y aumentar la velocidad de extracción del aceite. Normalmente este tipo de extracción emplea como reactivo CO₂, con lo cual presenta mayores rendimientos que la extracción con solvente (Khattab & Zeitoun, 2013). El CO₂ como solvente presenta características sobresalientes, no tóxico, económico, no inflamable y no contaminante para la extracción de productos naturales, y si el proceso se lleva a cabo de manera eficiente bajo las condiciones adecuadas, es posible extraer todo aceite en las semillas (Khattab & Zeitoun, 2013). Se ha demostrado que la composición de ácidos grasos presente en distintas semillas mediante extracción con fluido supercrítico es similar a la extracción de Soxhlet. Sin embargo, este método requiere de costos más elevados al llevarse a nivel industrial debido a que se necesita la implementación de equipos que soporten altas presiones.

4.4.2 Etapa de transesterificación

El método más empleado para la producción de monoalquilésteres a partir de las grasas y aceites de origen natural, es el proceso de transesterificación, la cual consiste en hacer reaccionar los triglicéridos de las grasas y aceites naturales con un alcohol, estos ésteres presentan propiedades físicas muy similares al combustible diésel fósil. La reacción de transesterificación debe ser catalizada para disminuir el tiempo de reacción, esto conlleva al uso de un variado número de compuestos como bases. Los catalizadores más utilizados a nivel industrial son las bases, debido a los cortos tiempos de reacción con rendimientos aceptables y un bajo costo (Al-Widyan & Al-Shyoukh, 2002).

El alcohol que participa en la formación de cada molécula de triglicérido es el metanol, y los ácidos orgánicos son los ácidos grasos. En la fase de los triglicéridos, se encuentran sustancias que afectan en las características del aceite, entre estas sustancias encuentran los carotenos, tocoferoles y tocotrienoles, fosfatados, ácidos grasos libres, agua.

El conjunto de cada uno de los procesos anteriormente mencionados, como son los distintos métodos de fermentación y de extracción, forman parte del diseño del esquema general (Figura 4.2) para la obtención de productos de alto valor agregado (bioetanol, biobutanol y biodiésel), así como productos adicionales (acetona e isopropanol). El desarrollo del presente esquema es una alternativa a la producción de combustibles fósiles. El desarrollo del esquema se realiza en el software Aspen Plus V.11.

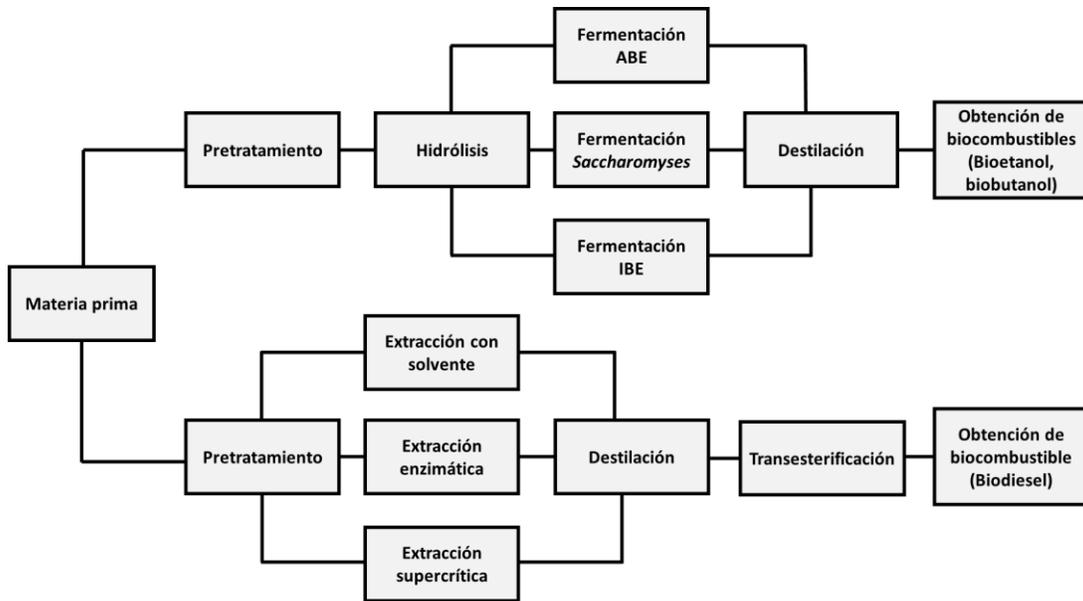


Figura 4.1 Diseño del esquema general para la obtención de productos de alto valor agregado (bioetanol, biobutanol y biodiesel) a partir de residuos de frutas y vegetales.

4.5 Desarrollo de simulación

Para el desarrollo de la simulación de cada una de las fermentaciones se comenzó empleando un reactor RStoic en los pretratamientos ácidos utilizados en las fermentaciones, este reactor cuenta con reacciones iguales a las cuales se presentaron en la sección correspondiente al pretratamiento. De igual manera, las reacciones empleadas en la hidrólisis ácida se muestran en su sección correspondiente, en las cuales se empleó el mismo tipo de reactor que en el pretratamiento ácido. Siguiendo con el diseño de la simulación del proceso de fermentación, en cada uno de los procesos de fermentación empleados (fermentación ABE, fermentación IBE y fermentación SAC) se utilizaron diferentes reacciones de acuerdo al proceso, las reacciones generales que se obtuvieron siguiendo el mecanismo de reacción de la fermentación en cuestión son las mostradas en las tablas 4.5, 4.6 y 4.7 mostradas anteriormente. El uso de estas reacciones requirió de reactores RStoic, sin embargo, a diferencia de los procesos de pretratamiento e hidrólisis, las fermentaciones requirieron de reactores en serie debido a que en el software Aspen Plus solamente se pueden ingresar 14 reacciones en cada reactor, éstos para emular el comportamiento de un solo reactor.

Para comenzar con la sección del tren de destilación se emplean columnas DSTWU. En éstas se deben ingresar diferentes parámetros del proceso: corriente de alimentación,

reflujo y la presión, así como la pureza que se espera del componente ligero y la concentración que tendría el componente pesado. Es importante mencionar que la columna DSTWU está basada en los métodos cortos (Winn- Underwood-Gilliland, WUG) y permite un diseño preliminar de las columnas de destilación, para en seguida buscar su simulación rigurosa. Para la simulación rigurosa de este tipo de trenes se emplean columnas tipo Radfrac en las cuales se ingresan los valores obtenidos en los métodos cortos (DSTWU): el tipo de condensador, tipo de rehervidor, número mínimo de platos. Asimismo, es posible emplear la relación de reflujo, la razón de alimentación con respecto al producto destilado y la cantidad de destilado que se espera obtener, esto dependiendo del valor que se necesite en la columna de destilación.

En el caso de la fermentación ABE se comenzó con una primera columna para la separación de los compuestos pesados, seguido de una columna para la separación de la mayor cantidad de agua posible de la corriente principal. En esta columna se empleó como agente extractante el acetato de helixo debido a bajo impacto al ambiente y su disponibilidad. Así también, se empleó una columna para la purificación del agente extractante y otra para la acetona, para finalmente tener una última columna y purificar el etanol y butanol generados. De igual manera, el procedimiento para la fermentación IBE se desarrolló de manera similar, con una secuencia comenzando con la separación de los compuestos pesados y concluyendo con la purificación de los biocombustibles, sin embargo, en la columna para la separación de acetona, se purificó además el isopropanol obtenido como producto de reacción.

En el caso de la fermentación SAC se cuenta con una primera columna de separación de compuestos pesados, seguido de una columna para la separación del agua presente en la corriente principal. En este caso se empleó como agente extractante el glicerol debido a que éste ha presentado buenos resultados para esta clase de productos. Así también, en la última columna se separó y purificó el biocombustible (etanol) y el agente extractante. Se realizó el desarrollo de una secuencia de destilación convencional a la cual posteriormente se le aplicó un método de intensificación (acoplamiento térmico: agotador lateral y rectificador lateral) para generar una reducción en cuanto los costos y los requerimientos energéticos. Para el desarrollo del análisis de costos se empleó el método de Guthrie, el cual se explica de manera

detallada en la sección de anexos. En las siguientes secciones se muestra de manera individual el desarrollo de la simulación en el software.

4.5.1 Pretratamiento e hidrólisis ácida

El desarrollo de la simulación comenzó con la alimentación de la materia prima al proceso, en este caso se emplearon 5 tipos de residuos para su aprovechamiento, las corrientes de entrada al proceso para cada uno de estos residuos se muestran en la tabla 4.8. Es importante mencionar que la elección de estos residuos de materia prima se centró en su disponibilidad durante gran parte del año y la cantidad de residuos que se generan de estos en mercados y centrales de abasto del país. Los valores mostrados en la tabla fueron los empleados para cada uno de los procesos de fermentación que se desarrollaron en el presente trabajo, esto para tener un punto de comparación entre la materia prima que ingresa al sistema y la cantidad de biocombustible que se puede generar a partir de esta.

El modelo termodinámico que se utilizará será el NRTL, esto debido a que el modelo NRTL puede describir el equilibrio líquido-vapor, líquido-líquido y vapor-líquido-líquido, de soluciones no ideales. Para el desarrollo de los esquemas de aprovechamiento es necesario el uso de vapor acorde a la cantidad de materia prima empleada. De igual manera para la implementación del pretratamiento ácido es necesario el uso de ácido sulfúrico como materia prima y así tener un mayor acceso a la celulosa y hemicelulosa presente en la composición de los residuos, así también, el desarrollo de la hidrólisis ácida necesita de ácido sulfúrico para lograr la mayor conversión de xilosa en glucosa, compuesto principal para la generación de productos de alto valor durante las fermentaciones.

El desarrollo de la simulación en esta primera sección fue similar en cada uno de los procesos de fermentación utilizados debido a que se utilizó en cada uno el mismo proceso de pretratamiento y de hidrólisis, en el desarrollo del pretratamiento ácido empleó las reacciones mostradas en la sección 4.2.1 a través de un reactor RStoic a condiciones de 1 atm y 120 °C. Por otra parte, la hidrólisis ácida utilizada empleó condiciones de 1 atm y 160 °C. Estas condiciones se seleccionaron acorde a los resultados reportados en trabajos experimentales para la producción de biocombustibles a partir de residuos orgánicos de esta índole. Recordando que el diseño de los esquemas se desarrolló en el software Aspen Plus V11.

Tabla 4.8 Corrientes de entrada de materia prima al proceso

Ingreso al proceso	Flujo de entrada (kg/hr)
Orujo de uva	80,000
Residuos de cítricos	60,000
Orujo de manzana	56,000
Orujo de pera	51,000
Residuos de patatas	53,000
Residuos de zanahoria	70,000

4.5.2 Desarrollo de procesos de fermentación

La implementación de procesos de fermentación para el aprovechamiento de los residuos es una parte fundamental del presente trabajo. Por lo cual, se realizó el desarrollo de este a partir de los microorganismos seleccionados para cada proceso fermentativo, estas bacterias se muestran en la tabla 4.9. En ASPEN Plus no es posible seleccionar los microorganismos para el desarrollo de su mecanismo de reacción en los procesos de fermentación, por lo cual se optó por el uso de Reactores RStoic en los cuales se emplearon todas las reacciones recopiladas en el mecanismo de reacción de cada microorganismo, como se mencionó con anterioridad el modelo termodinámico es NRTL, seleccionado por las propiedades de los compuestos a partir del diagrama de Carlson. Las reacciones empleadas en la fermentación ABE se muestran en la tabla 4.5, las reacciones de la fermentación IBE en la tabla 4.6 y de la fermentación SAC en la tabla 4.7.

Debido a que en los reactores RStoic empleados en ASPEN solo es posible ingresar 14 reacciones por cada uno de los reactores y los mecanismos de reacción de los microorganismos cuentan con más de 14 reacciones en su mayoría, fue necesario emplear 2 o 3 reactores dependiendo el caso, esto considerando que se tiene un solo reactores con todas las reacciones en conjunto representado por los reactores en serie en la simulación. Las condiciones de los reactores empleadas para cada proceso de fermentación se muestran en la tabla 4.10.

Tabla 4.9 Microorganismos seleccionados para cada proceso de fermentación utilizado

Tipo de fermentación	Microorganismo
Fermentación ABE	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
Fermentación IBE	<i>Clostridium Beijerinckii</i>
Fermentación SAC	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>

Tabla 4.10 Condiciones de operación de los reactores de fermentación utilizados

Tipo de fermentación	Presión	Temperatura	Número total de reacciones
Fermentación ABE	1 atm	46 °C	21
Fermentación IBE	1 atm	55 °C	18
Fermentación SAC	1 atm	50 °C	12

4.5.3 Desarrollo de procesos de purificación

Para el desarrollo de la secuencia de destilación convencional es necesario mencionar que se empleó el modelo termodinámico NRTL, que se ha explicado en las secciones anteriores. Para comenzar con la sección del tren de destilación se emplean columnas DSTWU, en estas se deben ingresar diferentes parámetros del proceso: corriente de alimentación, reflujo y la presión, así como la pureza que se espera del componente ligero y la concentración que tendría el componente pesado. Es importante mencionar que la columna DSTWU está basada en los métodos cortos (Winn-Underwood-Gilliland, WUG) y permite un diseño preliminar de las columnas de destilación, y luego se busca una mejora para la secuencia de destilación. Posteriormente se necesita emplear un método riguroso, por lo cual se emplean columnas tipo Radfrac en las cuales se ingresan ahora los valores obtenidos en los métodos cortos (DSTWU): el tipo de condensador, tipo de rehervidor, número mínimo de platos. Asimismo, es posible emplear la relación de reflujo obtenido de los resultados de los métodos cortos desarrollados y el radio de alimentación del destilado, así como el reflujo y la cantidad de destilado que se espera obtener, esto dependiendo del

valor que se necesite en la columna de destilación. Los valores empleados para los esquemas se muestran en la tabla

4.5.3.1 Diseño de columnas para fermentación ABE

En el caso de la fermentación ABE, se comenzó con una primera columna para la separación de los compuestos pesados, seguido de una columna para la separación de la mayor cantidad de agua posible de la corriente principal, en esta columna se empleó como agente extractante el acetato de helixo debido a su impacto al ambiente y su disponibilidad. Así también, se empleó una columna para la purificación del agente extractante y otra para la acetona, para finalmente tener una última columna y purificar el etanol y butanol generados. El rango de los valores empleados en el desarrollo de los esquemas de fermentación ABE se muestran en la tabla siguiente.

Tabla 4.11 Datos empleados en las columnas de separación para los esquemas de fermentación ABE

Datos de columnas de separación de fermentación ABE					
	ABE-1	ABE-2	ABE-3	ABE-4	ABE-5
Número de etapas	29-37	4-5	28-32	27-33	33-36
Altura (m)	15.16-18.23	2.25-4.42	11.87-14.63	12.43-16.28	16.44-18.53
Diámetro (m)	1.65-2.32	1.18	1.85	1.81	2.18
Reflujo	3.87-4.62	—	3.98-4.42	2.65-3.31	2.89-3.34

4.5.3.2 Diseño de columnas para fermentación IBE

De igual manera, el procedimiento para la fermentación IBE se desarrolló de manera similar, a partir del procedimiento descrito en la introducción de la presente sección, con una secuencia de destilación que comienza con la separación de los compuestos pesados y concluyendo con la purificación de los biocombustibles, sin embargo, en la columna para la

separación de acetona en este caso se separó el isopropanol que se produce a partir del mecanismo de reacción de la bacteria en cuestión. En la tabla 4.12 se muestran los valores utilizados para el desarrollo de los procesos de fermentación IBE.

Tabla 4.12 Datos empleados en las columnas de separación para los esquemas de fermentación IBE

Datos de columnas de separación de fermentación IBE					
	IBE-1	IBE-2	IBE-3	IBE-4	IBE-5
Número de etapas	34-42	4-5	31-33	31-34	33-36
Altura (m)	24.62-29.38	3.2-4.2	18.98-22.31	18.26-19.32	22.36-24.42
Diámetro (m)	1.65-2.03	0.89-1.6	1.12-1.28	1.27-1.42	1.45-1.64
Reflujo	3.8-4.4	—	3.1-3.9	2.35-2.8	2.4-2.9

4.5.3.3 Diseño de columnas para fermentación SAC

En el caso de la fermentación SAC se cuenta con una primera columna de separación de compuestos pesados, seguido de una columna para la separación del agua presente en la corriente principal, en este caso se empleó como agente extractante el glicerol debido a que este ha presentado buenos resultados para esta clase de mezclas. Así también, en la última columna se separó y purificó el biocombustible (etanol) y el agente extractante. El desarrollo de este proceso cuenta con menos equipos debido a que se produce un único biocombustible esto se puede apreciar en la tabla 4.13 en donde el número de equipos empleados fue menor, sin embargo, la altura y número de platos es elevado.

Tabla 4.13 Datos empleados en las columnas de separación para los esquemas de la fermentación SAC

Datos de columnas de separación de fermentación SAC			
	SAC-1	SAC-2	SAC-3
Número de etapas	38-42	4-5	33-36
Altura (m)	26.35-30.54	3.62-4.55	20.43-23.53
Diámetro (m)	3.1-4.23	0.81-0.97	1.23-1.64

Reflujo	4.9-5.5	—	3.6-4.2
---------	---------	---	---------

4.5.4 Desarrollo de procesos intensificados

Se realizó el desarrollo de una secuencia de destilación convencional a la cual posteriormente se le aplicó un método de intensificación (acoplamiento térmico: agotador lateral / rectificador lateral) para generar una reducción en cuanto los costos y los requerimientos energéticos. Mediante el método de movimiento de secciones reportado por Hernández y Jiménez (1998). Basándose en la secuencia convencional, para la columna se tiene una alimentación que viene del destilado de la columna anterior, por lo que para este caso se trata de un acoplamiento térmico mediante un agotador lateral (fermentación ABE y fermentación IBE) o rectificador lateral (fermentación SAC), ya que el movimiento de secciones será en la zona de agotamiento y rectificación, dependiendo del proceso. Para el desarrollo del análisis de costos se empleó el método de Guthrie, el cual se explica de manera detallada en la sección de anexos.

4.5.4.1 Desarrollo de procesos intensificados de fermentación ABE

El desarrollo de los procesos de fermentación ABE intensificados se basaron en el diseño de la secuencia de destilación convencional. Como se ha mencionado a partir del método de movimiento de secciones se implementó el agotador lateral como acoplamiento térmico, en donde a partir de la variación del flujo de líquido de interconexión entre el agotador y la columna de destilación anterior, a través de la relación de la carga (Q) y el flujo de líquido (FL) se encontró un resultado aceptable mediante el cual existiera una reducción de la carga en comparación con el tren de destilación convencional. Es importante mencionar que no se realizó un análisis de optimización debido a la gran variedad de procesos que se desarrollaron, sin embargo, como se menciona en la sección de perspectivas esta será una de las opciones para encontrar la ruta óptima del proceso en la continuación del presente trabajo. El rango de los valores empleados para el desarrollo de los esquemas de fermentación ABE se muestra en la tabla 4.14.

Tabla 4.14 Datos empleados en la purificación intensificada para esquemas de fermentación ABE

Datos de purificación intensificada de fermentación ABE					
	ABE-1	ABE-2	ABE-3	ABE-4	ABE-5
Número de etapas	29-37	4-5	44-52	12-17	26-33
Altura (m)	15.16-18.23	2.25-4.42	28.26-33.65	8.32-9.76	19.36-23.38
Diámetro (m)	1.65-2.32	1.18	3.87-4.85	0.63-0.89	1.67-1.89
Reflujo	3.87-4.62	—	4.98-5.76	2.33-2.62	2.79-3.32

4.5.4.2 Desarrollo de procesos intensificados de fermentación IBE

El desarrollo de los esquemas de la fermentación IBE se realizó a partir del método de movimiento de secciones mencionado anteriormente. A diferencia de la fermentación ABE, la implementación de la fermentación IBE con acoplamiento térmico sustituyó a la columna de destilación en donde se realizó la separación del isopropanol. El uso del acoplamiento térmico influyó directamente en el costo del proceso, el cual se muestra en el capítulo de resultados y su respectiva sección. En la tabla 4.15 se presentan los rangos de valores empleados para la implementación del acoplamiento térmico en la secuencia convencional de destilación.

Tabla 4.15 Datos empleados en la purificación intensificada para esquemas de fermentación IBE

Datos de purificación intensificada de fermentación IBE					
	ABE-1	ABE-2	ABE-3	ABE-4	ABE-5
Número de etapas	34-42	4-5	47-58	10-18	29-33
Altura (m)	24.62-29.38	3.2-4.2	23.13-29.37	7.23-11.33	16.23-19.23
Diámetro (m)	1.65-2.03	0.89-1.6	4.23-5.54	0.89-1.35	1.53-2.12
Reflujo	3.8-4.4	—	4.73-5.65	2.5-2.8	2.6-2.76

4.5.4.3 Desarrollo de procesos intensificados de fermentación SAC

El desarrollo de los esquemas intensificados a partir de la fermentación SAC partió de la secuencia de destilación convencional del mismo. La implementación del acoplamiento térmico sustituyó a la última columna de destilación para la separación del etanol, sin embargo, el uso de este proceso intensificado funciona para la disminución de la carga térmica en el sistema y la disminución del costo de los equipos al prescindir de una de las columnas que presenta un costo elevado. Los valores empleados para el desarrollo de estos esquemas se presentan en la tabla 4.16.

Tabla 4.16 Datos empleados en la purificación intensificada para esquemas de fermentación SAC

Datos de columnas de separación de fermentación SAC			
	SAC-1	SAC-2	SAC-3
Número de etapas	55-69	4-5	15-18
Altura (m)	37.24-45.73	3.62-4.55	9.23-10.54
Diámetro (m)	5.24-7.43	0.81-0.97	0.83-1.33
Reflujo	7.32-8.42	—	2.57-3.42

CAPÍTULO 5.

RESULTADOS

5.1 Pretratamiento ácido

Las características y contenido de la biomasa lignocelulósica varían según el material lignocelulósico que se empleó en el proceso, sabiendo que está compuesta de carbohidratos como celulosa, hemicelulosa y lignina. Una parte de la materia prima que se seleccionó en el presente trabajo no cuenta con una parte de lignina o la contiene en una cantidad mínima en comparación con la holocelulosa y los azúcares. Por lo que para esos residuos no se necesitó de una etapa de pretratamiento. Sin embargo, para aquellos residuos y orujos de frutas y vegetales que contaban con una cantidad significativa de lignina se empleó el pretratamiento ácido con H_2SO_4 y su respectivo sistema de reacciones. Los resultados obtenidos en esta etapa se presentan en la Tabla 5.2, mientras que la composición de la materia prima de orujo de uva (Rubio et al., 2011)(Q. Jin, Hair, et al., 2019), residuos de cítricos (Sánchez & Vázquez, 2017)(Martínez Sabajanes et al., 2012), orujo de manzana (Szymańska-Chargot et al., 2011)(Wefers et al., 2018), orujo de pera (Manev & Petkova, n.d.), orujo de patatas (Flor, 2017)(Seo et al., 2014) y residuos de zanahoria (Rajpurohit, 2018) sin pretratamiento se muestra en la Tabla 5.1. El pretratamiento ácido favoreció la fermentación debido a la ruptura de la lignina en aquellos residuos donde se cuenta con cantidades considerables como son los orujos de uva y residuos de patata.

Tabla 5. 1 Composición de principales compuestos de la materia prima sin pretratamiento ácido

Materia prima	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	Galactano	Manano	Arabinano
Orujo de uva	33%	13.82%	25.36%	2.93%	1.55%	1.33%
Residuos de cítricos	9.21%	10.25%	7.25%	7.8%	—	7.5%
Orujo de manzana	5.7%	6.3%	0.1%	2.9%	0.4%	7.1%
Orujo de pera	6.3%	6.8%	0.2%	2.5%	0.3%	8.5%
Residuos de patatas	9.3%	4.5%	14.2%	2.82%	1.5%	3.1%
Residuos de zanahoria	21.7%	13%	1.2%	3.88%	—	2.86%

Tabla 5.2 Composición de principales compuestos de la materia prima aplicando pretratamiento ácido

Materia prima	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	Galactano	Manano	Arabinano
Orujo de uva	12.3%	11.3%	2.3%	0.64%	0.3%	0.61%
Residuos de cítricos	3.12%	2.97%	1.8%	1.32%	—	0.36
Orujo de manzana	5.7%	6.3%	0.1%	2.92%	0.4%	0.7%
Orujo de pera	6.3%	6.8%	0.2%	2.5%	0.3%	0.81%
Residuos de patatas	4.1%	1.8%	1.3%	1.2%	0.62%	1.2%
Residuos de zanahoria	21.7%	13%	1.2%	3.88%	—	2.86%

5.2 Hidrólisis ácida

El material lignocelulósico se somete a una etapa de hidrólisis ácida diluida, que permite la conversión de celulosa y hemicelulosa en glucosa y pentosas (principalmente xilosa). La lignina se obtiene como fracción sólida junto con el contenido de glucosa, mientras que la xilosa se obtiene en forma líquida. El resultado de la sección de hidrólisis se muestra a continuación. La composición de glucosa, lignina y xilosa que sale de la sección de hidrólisis se presenta en la Tabla 5.3. El uso del proceso de hidrólisis ácida favoreció a las etapas de fermentación posteriores, esto debido a que a partir de las composiciones de celulosa y hemicelulosa presentes en cada residuo y mediante el mecanismo de reacción aumentó el porcentaje de glucosa y xilosa de la corriente principal. Estos dos compuestos son los de mayor importancia para la producción de los biocombustibles y mientras mayor sea el porcentaje de estos, se obtendrá un mayor rendimiento en el proceso.

Tabla 5.3 Composición de salida de los principales compuestos de la hidrólisis ácida

Materia prima	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	Glucosa	Xilosa
Orujo de uva	1.2%	1.5%	0.3%	62.3%	9.07%
Residuos de cítricos	0.86%	0.12%	0.6%	48.3%	7.3%
Orujo de manzana	1.02%	0.96%	0.03%	55.2%	6.2%

Orujo de pera	0.98%	0.93%	0.01%	52.6%	6.3%
Residuos de patatas	1.03%	0.03%	0.2%	41.1%	8.03%
Residuos de zanahoria	2.3%	1.6%	1.2%	65.2%	12.3%

5.3 Fermentación ABE

Las corrientes de azúcares reductores provenientes de las etapas anteriores son convertidas en etanol por una bacteria recombinante *Clostridium acetobutylicum*. Se genera un rendimiento promedio de 0.1839 de etanol y butanol. El resultado para cada uno de los residuos se muestra a continuación, así como la cantidad de biocombustible total. La bacteria *Clostridium acetobutylicum* se presenta como una cepa adecuada para la producción de biobutanol a partir de distintos residuos de frutas y vegetales siempre que cuenten con un pretratamiento previo para aumentar el rendimiento. Los resultados obtenidos al momento muestran que se requiere una mejora substancial en el rendimiento de butanol al existir una ruptura en la lignina y un mayor acceso a la celulosa y hemicelulosa de la materia prima. La proporción de biobutanol obtenido es mayor en cada uno de los residuos, los resultados se presentan en la Tabla 5.4. Como se puede observar ...

Tabla 5.4 Corrientes de salida y rendimientos de los principales productos de la fermentación ABE

Materia prima	Acetona (kg/h)	Butanol (kg/h)	Etanol (kg/h)	Rendimiento (Butanol-Etanol producido/Suministro de residuos)
Orujo de uva	850.23	11,957	4,903.23	0.2107
Residuos de cítricos	960.12	8,195.45	3,365.12	0.1926
Orujo de manzana	797.09	7,512.50	3,080.66	0.1891
Orujo de pera	470.35	6,146.59	2,520.54	0.1605
Residuos de patatas	895.11	7,522.27	3,248.59	0.1737
Residuos de zanahoria	725.81	8,468.63	3,472.74	0.1705
Total	4,698.71	50,202.44	20,590.88	0.1839

5.4 Fermentación IBE

El desarrollo del proceso se realiza con la bacteria *Clostridium beijerinckii*, la cual presentó resultados favorables para la materia prima empleada. A diferencia de la fermentación ABE la cepa cuenta con un mecanismo de reacción distinto, de igual forma presenta un cambio de los factores de conversión en aquellas reacciones que comparten ambos sistemas. La producción de biobutanol y bioetanol tiene proporciones similares en gran parte de los residuos y orujos de frutas y vegetales. El rendimiento promedio de bioetanol y biobutanol producido es de 0.1681, por otra parte, la cantidad de isopropanol generado es considerablemente menor, por lo cual no es necesario la purificación de éste en la destilación. La fermentación IBE se muestra como una alternativa viable si se necesita mantener un equilibrio en la producción de los dos biocombustibles. Los resultados de la fermentación IBE para cada residuo se encuentran en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5 Corrientes de salida y rendimientos de los principales productos de la fermentación IBE

Materia prima	Isopropanol (kg/h)	Butanol (kg/h)	Etanol (kg/h)	Rendimiento (Butanol-Etanol producido/Suministro de residuos)
Orujo de uva	1,352.34	6,905.91	7,863.59	0.1846
Residuos de cítricos	1,014.75	5,179.43	5,352.44	0.1755
Orujo de manzana	946.63	4,234.14	5,655.62	0.1766
Orujo de pera	912..82	4,161.49	4,257.2	0.1559
Residuos de patatas	1,048.06	4,952.08	5,250.86	0.1645
Residuos de zanahoria	1,267.82	4,974.29	5,640.56	0.1516
Total	5,629.6	3,0407.34	34,020.27	0.1681

5.5 Fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

En esta fermentación se hizo el desarrollo de las reacciones que comprende el mecanismo de la cepa en cuestión. La evolución del proceso de fermentación de los azúcares

presentes en la materia prima fue diferente para cada proceso. La producción de etanol aumentó en los residuos que presentan un elevado nivel de azúcares, lo cual se atribuye a que la bacteria *Saccharomyces cerevisiae* presenta tanto un sistema de difusión facilitada que le permite un rápido equilibrio entre las concentraciones celulares internas y externas de estos compuestos. Asimismo, el mecanismo de reacción de la bacteria presenta cierta resistencia a los inhibidores que puedan presentarse durante el proceso, como lo puede ser el furfural, ácido acético y ácido fórmico. Las corrientes de salida de la fermentación, así como los rendimientos se encuentran reportados en la Tabla 5.6. Como se puede observar ...

Tabla 5.6 Corrientes de salida y rendimientos de los principales

Materia prima	Etanol (kg/h)	Rendimiento (Etanol producido/Suministro de residuos)
Orujo de uva	15,904.30	0.1988
Residuos de cítricos	13,766.10	0.2294
Orujo de manzana	11,131.20	0.1987
Orujo de pera	9,789.10	0.1812
Residuos de patatas	11,978.70	0.1932
Residuos de zanahoria	13,312.80	0.1901
Total	75882.2	0.1986

5.6 Purificación en fermentación ABE

La corriente de salida de la fermentación ABE pasó por el proceso de destilación convencional. Se empleó una columna para la separación de los compuestos pesados (secundarios) presentes en la corriente, de igual manera se empleó una columna para la separación de la mayor cantidad de agua posible, debido a que un exceso de agua en la corriente disminuye la pureza que se pueda obtener de los biocombustibles principales, necesitando una mayor cantidad de agente extractante. La cantidad de agua que se obtiene de las fermentaciones es aproximadamente de un 60% de la corriente. El agente extractante empleado en esta destilación fue acetato de hexilo debido a sus características entre las que se encuentran el costo e impacto menor al ambiente en comparación con otros extractantes

(Lohani, Fallahi, & Muthukumarappan, 2015). Los resultados obtenidos en la destilación para cada uno de los orujos y residuos se presentan en la Tabla 5.7. De igual manera, el esquema desarrollado para esta fermentación se presenta en la Figura 5.1. En la fermentación IBE se obtuvieron composiciones < 0.99 %peso para ambos biocombustibles, butanol y etanol, sin embargo, la corriente predominante es la de butanol debido a que el mecanismo de reacción utilizado cuenta con una producción de 6 partes de butanol, 3 de acetona y 1 de butanol, lo cual concuerda con las cantidades finales obtenidas.

Tabla 5.7 Resultados de las corrientes en la etapa de separación para la fermentación ABE

Secuencia de destilación.	Materia Prima	Acetona		Butanol		Etanol		AHEX	
		Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso
Fermentación ABE	Uva	4,900.21	0.992	11,872.2	0.999	1,817.23	0.998	35,624.34	0.999
	Cítricos	3,325.24	0.981	8,182.12	0.992	1,922.35	0.997	34,321.23	0.998
	Manzana	3,010.94	0.982	7,508.13	0.993	1,762.86	0.997	33,651.34	0.999
	Pera	2,503.76	0.991	6,132.33	0.996	1,465.61	0.998	32,972.23	0.997
	Patatas	3,198.90	0.985	7,502.75	0.998	1,888.79	0.996	33,367.58	0.998
	Zanahoria	3,445.21	0.992	8,410.10	0.999	1,716.18	0.993	34,354.24	0.999

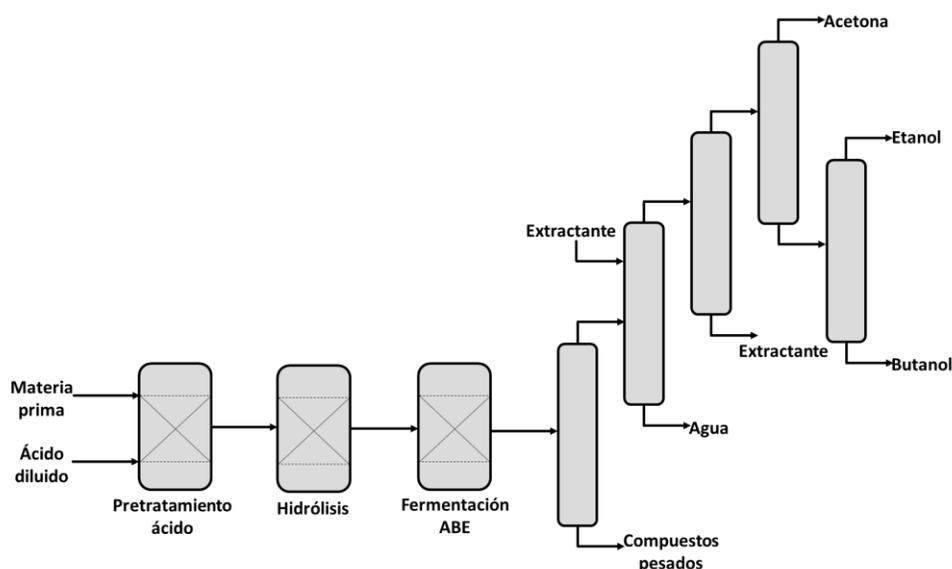


Figura 5.1 Diagrama de proceso para la fermentación ABE.

5.7 Purificación en fermentación IBE

Se aplicó la secuencia de destilación convencional a la corriente de salida de la fermentación IBE. Así como en la secuencia anterior, se comenzó con la separación de los compuestos pesados presentes en la corriente principal, los cuales son producidos a partir del mecanismo de reacción de la fermentación IBE. Se empleó una columna para la separación del agua, la cual disminuye el rendimiento del proceso debido a las grandes cantidades que son producidas en las reacciones de la fermentación. De igual manera se empleó como agente extractante el acetato de hexilo (AHEX), el cual ha presentado resultados favorables al emplearse en esta clase de separaciones. Al finalizar la secuencia se separaron los biocombustibles principales. Así también, el diagrama desarrollado para la fermentación IBE se muestra en la Figura 5.2. Para el caso de la fermentación IBE y los resultados se presentan en la tabla 5.8 en la que se obtuvieron composiciones < 0.99 %peso para butanol y etanol y mayores a 0.9 %peso para isopropanol. A diferencia de la fermentación anterior (ABE), en esta fermentación las proporciones de butanol y etanol generados al finalizar la purificación son similares, mientras que la parte de isopropanol es la menor.

Tabla 5.8 Resultados de las corrientes en la etapa de separación para la fermentación IBE

Secuencia de destilación.	Materia Prima	Isopropanol		Butanol		Etanol		AHEX	
		Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso
Fermentación IBE	Uva	1,321.75	0.986	6,883.54	0.999	7,853.43	0.999	42,263.12	0.999
	Cítricos	1,002.56	0.993	5,153.54	0.998	5,315.54	0.996	40,724.44	0.998
	Manzana	912.22	0.998	4,202.58	0.998	5,603.23	0.993	38,274.23	0.999
	Pera	901.96	0.992	4,162.22	0.996	4,249.73	0.995	37,282.34	0.997
	Patatas	1,004.76	0.996	4,533.35	0.999	5,194.24	0.995	38,249.34	0.998
	Zanahoria	1,212.57	0.986	4,912.65	0.998	5,593.53	0.999	39,242.54	0.999

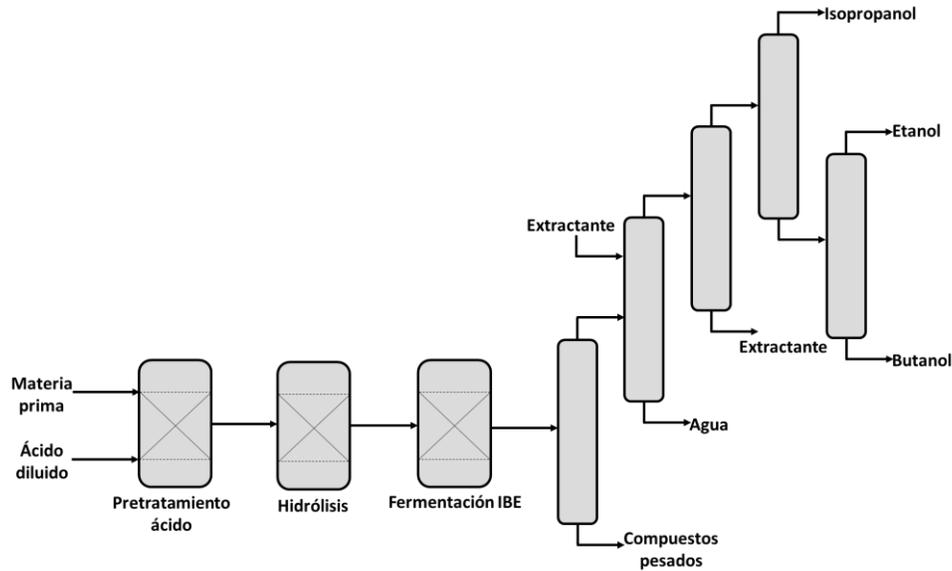


Figura 5.2 Diagrama de proceso para la fermentación IBE.

5.8 Destilación de fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

La secuencia de destilación para la fermentación con SAC cuenta con menos columnas de separación debido a que en esta fermentación sólo se genera como biocombustible principal el etanol. Así como en las secuencias anteriores se empleó una separación de los compuestos pesados presentes en la corriente principal, los cuales son productos secundarios por el mecanismo de reacción de la fermentación. Para la columna de separación del agua presente en al corriente se empleó glicerol como agente extractante y los resultados de este diseño se muestran en la Tabla 5.9, en la cual se muestra los resultados de la corriente final del etanol producido y el glicerol empleado. El diagrama de proceso desarrollado se presenta en la Figura 5.3. En este proceso se obtuvieron composiciones de etanol y glicerol <0.99% y el único bicomcombustible generado.

Tabla 5.9 Resultados de las corrientes en la etapa de separación para la fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

Secuencia de destilación.	Materia Prima	Etanol		Glicerol	
		Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso
C. Fermentación con	Uva	15,837.33	0.999	15,902.82	0.999
	Cítricos	13,715.64	0.999	13,762.44	0.998
	Manzana	11,101.43	0.997	11,130.45	0.999

<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Pera	9,725.64	0.998	9,789.68	0.997
	Patatas	11,911.42	0.998	11,978.75	0.998
	Zanahoria	13,274.94	0.999	13,312.12	0.999

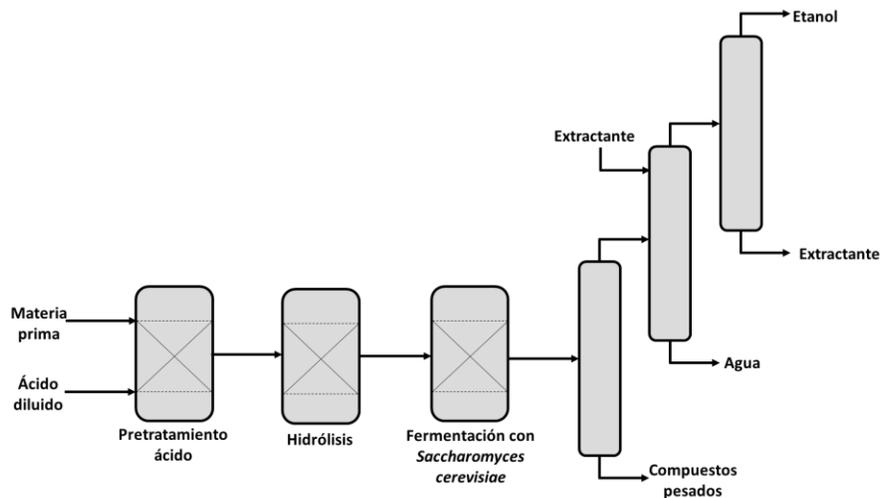


Figura 5.3 Diagrama de proceso para la fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*.

5.9 Intensificación de procesos

En esta etapa se emplearon distintos procesos intensificados seleccionados de acuerdo con los biocombustibles principales que se obtuvieron de cada fermentación. Se optó por la implementación de procesos con acoplamiento térmico, como lo son el agotador lateral y rectificador lateral dentro del tren de destilación, debido a que han mostrado buenos resultados en la disminución de la carga térmica y de los costos que se producen en esta clase de procesos.

5.9.1 Destilación intensificada de fermentación ABE

Para la aplicación del proceso intensificado se necesitó implementar un agotador lateral y se prescindió de una de las columnas de la secuencia convencional, debido a que con la implementación del acoplamiento térmico se realizó la separación de la acetona y el agente extractante en la misma columna. Con el acoplamiento térmico empleado se logró la separación de la mayor cantidad de etanol y butanol a composiciones mayores a 0.98 % peso.

La aplicación de un sistema eficiente con acoplamiento térmico logró disminuir la carga térmica de la secuencia de destilación, debido a que ya no se cuenta con una de las columnas de destilación que empleaba un mayor costo térmico. En la Tabla 5.10 se presentan los resultados obtenidos para cada uno de los orujos y residuos empleados, a partir de la implementación del acoplamiento térmico se logró obtener una composición elevada como la generada en el tren de destilación convencional, obteniendo < 0.99 %peso para la corriente de etanol y butanol. De igual manera en la Figura 5.4 se muestra el diagrama con el diseño completo aplicando el acoplamiento térmico.

Tabla 5.10 Resultados de las corrientes en el sistema de separación intensificado para la fermentación ABE.

Secuencia de destilación.	Materia Prima	Acetona		Butanol		Etanol		Ac. Hexilo	
		Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso
A. Fermentación ABE	Uva	4,882.54	0.991	11,932.52	0.999	1,742.53	0.997	35,603.12	0.998
	Cítricos	3,322.53	0.983	8,185.95	0.993	1,901.86	0.997	34,318.31	0.999
	Manzana	3,972.33	0.973	7,504.54	0.994	1,711.88	0.996	33,681.42	0.998
	Pera	2,510.74	0.984	6,142.53	0.992	1,407.35	0.995	32,952.53	0.995
	Patatas	3,166.63	0.978	7,512.53	0.996	1,811.53	0.996	33,312.42	0.996
	Zanahoria	3,439.93	0.994	8,459.42	0.998	1,694.42	0.992	34,318.42	0.998

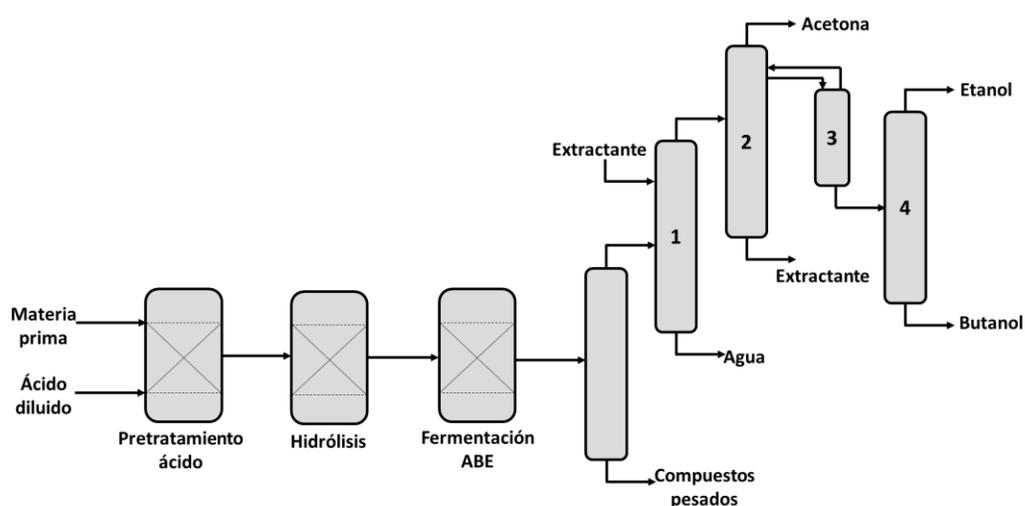


Figura 5.4 Diagrama de proceso intensificado para la fermentación ABE.

5.9.2 Destilación intensificada de fermentación IBE

En la secuencia de destilación convencional de la fermentación IBE se utilizó como acoplamiento térmico un agotador lateral, la selección de este sistema intensificado fue similar a la realizada en la fermentación ABE debido a que se producen los mismos biocombustibles como productos principales y se comparten algunos de los compuestos pesados, debido al mecanismo de reacción que presentan ambas fermentaciones. Con la implementación de este proceso intensificado se logró disminuir la carga térmica total necesaria en la secuencia de destilación convencional en un rango del 16% al 18%. En la Tabla 5.11 se encuentran los resultados de las corrientes para cada residuo empleado como materia prima, de igual manera se logró obtener una composición de < 0.99 %peso para los biocombustibles generados y las corrientes de salida cuentan con cantidades similares a la secuencia convencional. Asimismo, se muestra el diseño del proceso con la secuencia de destilación empleando como acoplamiento térmico el agotador lateral en la Figura 5.5.

Tabla 5.11 Resultados de las corrientes en el sistema de separación intensificado para la fermentación IBE

Secuencia de destilación.	Materia Prima	Isopropanol		Butanol		Etanol		Ac. Hexilo	
		Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso
B. Fermentación IBE	Uva	1,318.42	0.992	6,813.41	0.998	7,863.59	0.999	42,253.01	0.999
	Cítricos	983.24	0.987	5,143.53	0.995	5,352.44	0.997	40,712.66	0.992
	Manzana	904.24	0.991	4,194.76	0.996	5,655.62	0.995	38,215.65	0.992
	Pera	893.53	0.989	4,159.98	0.996	4,257.2	0.994	37,292.65	0.996
	Patatas	987.94	0.993	4,522.46	0.999	5,250.86	0.996	38,322.54	0.998
	Zanahoria	1,194.74	0.981	4,901.12	0.998	5,640.56	0.998	39,242.65	0.998

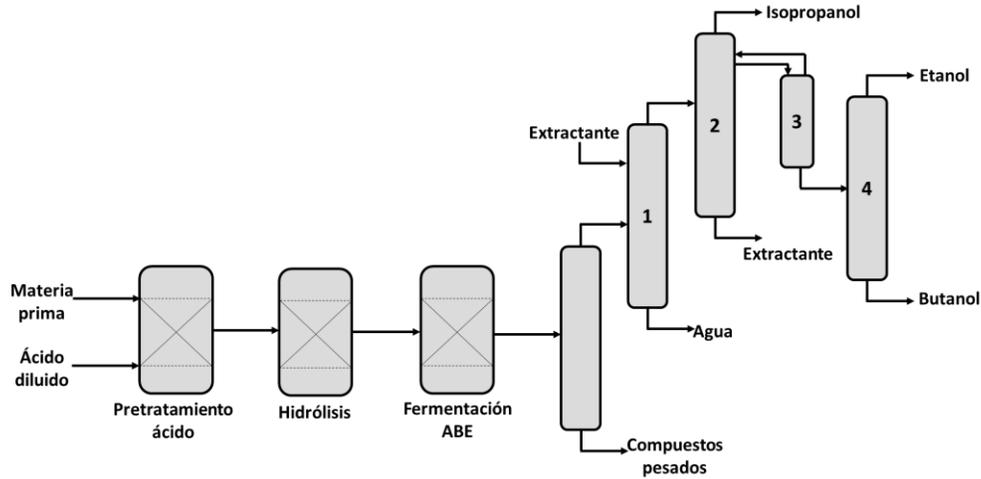


Figura 5.5 Diagrama de proceso intensificado para la fermentación IBE.

5.9.3 Destilación intensificada de fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

La última secuencia de destilación convencional a la cual se le aplicó un proceso intensificado fue la fermentación con SAC. El proceso seleccionado para esta fermentación fue un acoplamiento térmico mediante un rectificador lateral. Con el uso de este proceso intensificado se logró reducir la cantidad de columnas de destilación empleadas en la secuencia convencional, de igual manera el uso del agotador lateral disminuyó la carga térmica total de la secuencia de destilación en un rango del 18-20%. Los resultados obtenidos de las corrientes principales de la secuencia se muestran en la Tabla 5.12, en la cual se aprecia que la pureza alcanzada para el etanol y glicerol fue mayor al 0.99 % peso. Asimismo, el diagrama del proceso para la secuencia de destilación intensificada se muestra en la Figura 5.6.

Tabla 5.12 Resultados de las corrientes en el sistema de separación intensificado para la fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

Secuencia de destilación.	Materia Prima	Etanol		Glicerol	
		Kg/h	%Peso	Kg/h	%Peso
C. Fermentación con	Uva	15,856.12	0.999	15,892.54	0.999
	Cítricos	13,712.42	0.998	13,723.51	0.996
	Manzana	11,102.32	0.996	11,103.43	0.998

<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Pera	9,713.54	0.997	9,743.57	0.993
	Patatas	11,922.42	0.998	11,966.49	0.994
	Zanahoria	13,288.42	0.998	13,305.56	0.995

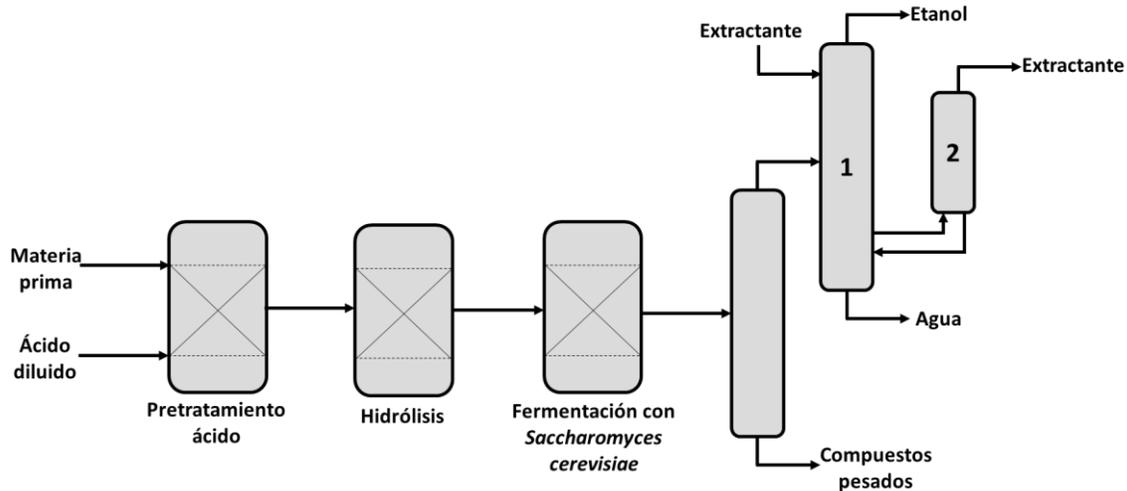


Figura 5.6 Diagrama de proceso intensificado para la fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*.

5.9.4 Reducción de requerimientos energéticos

En esta sección se muestran los distintos resultados de las cargas térmicas necesarias en cada uno de los procesos desarrollados, en la parte superior de la tabla 5.13 se presentan los resultados para cada una de las fermentaciones: fermentación ABE (A), fermentación IBE (B) y fermentación SAC (C). En la parte inferior de la tabla se presentan los resultados de la carga energética empleada en los procesos de fermentación después de implementar las secuencias de destilación intensificadas. En los tres esquemas de aprovechamiento existe una disminución en cuanto a los costos energéticos, lo cual tendrá una mayor relevancia durante el análisis de costos que se encuentra en las secciones posteriores. Los procesos que presentaron una mayor disminución de requerimientos energéticos fueron aquellos desarrollados mediante la fermentación ABE con un rango de disminución del 18-22%, seguidos por los procesos con fermentación IBE con una reducción energética que va del 16-18% y por último se tiene al proceso para la generación de etanol, la fermentación SAC, con una reducción de requerimientos energéticos del 11-13%.

Tabla 5.13 Comparación de cargas energéticas en procesos convencionales e intensificados

Comparación de cargas energéticas			
Materia prima	Carga de proceso convencional (kW)		
	A	B	C
Orujo de uva	62,722.42	63,920.22	47,839.39
Residuos de cítricos	59,321.29	60,134.85	44,193.22
Orujo de manzana	57,273.84	57,274.55	42,284.54
Orujo de pera	54,313.33	56,824.32	41,482.33
Residuos de patatas	56,389.49	57,272.44	42044.44
Residuos de zanahoria	59,464.55	60,311.38	44,639.32
TOTAL	349,484.92	355,737.76	262,483.24
Materia prima	Carga de proceso intensificado (kW)		
	A	B	C
Orujo de uva	52,182.91	52,839.22	36,188.24
Residuos de cítricos	48,182.39	49,183.52	34,182.33
Orujo de manzana	45,183.47	46,288.36	32,173.73
Orujo de pera	43,832.18	45,199.87	31,829.82
Residuos de patatas	44,184.22	46,292.44	31,927.54
Residuos de zanahoria	48,829.23	49,247.93	34,829.42
TOTAL	238,562.22	289,051.34	201,131.08
Reducción	18-22%	16-18%	11-13%

5.10 Obtención de biodiésel

El contenido promedio de aceite que es posible obtener en las semillas presentes de las frutas y vegetales mediante procesos de extracción (Soxhlet) fue de 50% en peso, (g aceite/100 g semilla). Este valor concuerda con lo reportado por diversos investigadores, en un rango que va de 35% a 55% en peso. Para cada uno de los residuos empleados como materia prima que cuentan con un porcentaje de semillas, se analizó el rendimiento del biodiésel considerando una composición similar de las semillas presentes en los orujos. El rendimiento de las semillas presentes en las muestras obtenidas se determinó cuantificando

la cantidad de biodiésel obtenido respecto a la cantidad del contenido de aceite calculado en la semilla. El rendimiento obtenido de la transesterificación para la generación de biodiesel fue de 58.3%. Las Tablas 5.13, 5.14 y 5.15 muestran los resultados de la obtención del biodiésel.

Tabla 5.14 Porcentaje de aceite en las semillas de residuos de fruta

Semillas en residuos	Aceite (%peso)
Uvas	50.34%
Cítricos	51.25%

Tabla 5.15 Aceite generado a partir de la materia prima empleada

Semillas en residuos	Materia prima empleada (kg/h)	Aceite obtenido (kg/h)
Uvas	3,200 kg/h	1,610.88 kg/h
Cítricos	3,800 kg/h	1,947.50 kg/h

Tabla 5.16 Rendimiento de aceite obtenido y biodiésel producido

Semillas en residuos	Biodiesel obtenido (kg/h)	Rendimiento (Aceite /Biodiésel obtenido)
Uvas	1,029.23 kg/h	63.89%
Cítricos	1,186.22 kg/h	60.90 %

5.11 Purificación de biodiésel

Debido a que la corriente de salida del reactor de transesterificación contiene una mezcla de biodiésel con otros compuestos secundarios, como son el etanol, glicerol y agua. Para obtener la mayor composición del biodiésel obtenido fue necesaria la implementación de un tren de destilación. En primera instancia fue necesaria la separación del agua presente en la columna en conjunto con el glicerol. Para el aprovechamiento de las semillas se desarrolló un único esquema debido a la cantidad mínima de materia prima con la que se cuenta de este tipo.

Se logró separar la mayor cantidad de agua de la corriente principal que contenía biodiésel, sin embargo, la corriente de salida de agua cuenta con una parte de glicerol y fue necesario implementar una columna para la purificación de este compuesto. Por otra parte, la corriente de salida de la extracción que contiene el biodiésel cuenta con una parte de etanol, un reactivo en exceso que se recupera, sin embargo, se hizo énfasis en la purificación del biodiésel. Empleando una columna de separación se logró obtener una composición mayor a 99% peso para la corriente de salida de biodiésel, cumpliendo así con el objetivo del tren de destilación.

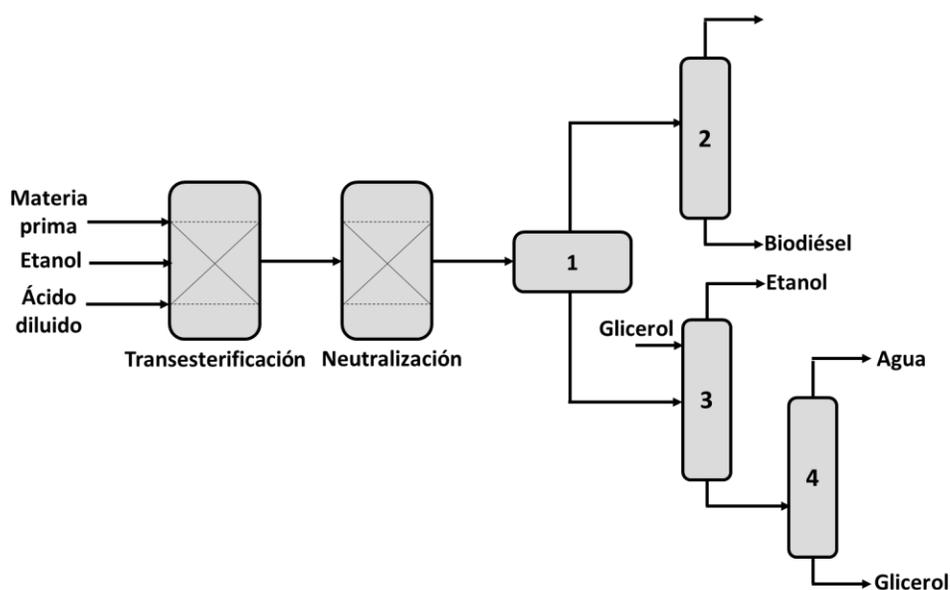


Figura 5.7 Diagrama de proceso para producción de biodiésel.

5.12 Análisis de costos

Existen diversas metodologías para el análisis de costos de los esquemas de proceso, uno de los métodos más empleados debido a su aplicación y su cercanía en cuanto al costo real en su aplicación, es el método de Guthrie (1969). Mediante el análisis de costos se compararon las diferentes alternativas para el aprovechamiento de los residuos de frutas y vegetales, lo cual será de ayuda para la selección de alguno de los esquemas que se

desarrollaron, tomando en cuenta a su factibilidad económica y el costo general del proceso. De igual manera, el análisis de costos de los esquemas de aprovechamiento demostrará la efectividad de los esquemas de procesos intensificados que se realizaron y confirmar si se logra una disminución en cuanto al costo que generan estos procesos.

5.12.1 Análisis de costos de procesos de fermentación

Se llevó a cabo un análisis de costos de los procesos de fermentación empleados. El análisis se realizó desde la primera etapa que se necesita para llevar a cabo el proceso, comenzando con los costos del pretratamiento; en seguida se realizó el análisis de costos de la hidrólisis ácida, en donde se emplearon reactores a partir de los cuales se realizó el análisis de costos de los equipos empleados. De igual manera se realizó el análisis de costos para el reactor de fermentación y así determinar el costo total para el proceso de fermentación. Es importante mencionar que el proceso de fermentación es una parte fundamental para lograr obtener la mayor cantidad de biocombustible posible. Para el análisis del costo de los equipos, así como los servicios empleados se realizó con base en el método Guthrie, descrito en la sección de anexos.

Tabla 5.17 Costos generados en el proceso de fermentación ABE

Fermentación ABE		
Análisis de costos	Resultado anual	Unidades
React. Pretratamiento	11,272,833.28	USD/año
React. Hidrólisis	12,428,482.24	USD/año
Reac. Fermentación ABE	17,737,222.32	USD/año
Servicios	2,834,829.82	USD/año

Tabla 5.18 Costos generados en el proceso de fermentación IBE

Fermentación IBE		
Analisis de costos	Resultado anual	Unidades
React. Pretratamiento	11,364,733.93	USD/año

React. Hidrólisis	13,339,384.39	USD/año
Reac. Fermentación ABE	18,637,393.28	USD/año
Servicios	3,238,246.10	USD/año

Tabla 5. 19 Costos generados en el proceso convencional de fermentación SAC

Fermentación <i>Saccharomyces cerevisiae</i>		
Análisis de costos	Resultado anual	Unidades
React. Pretratamiento	10,284,472.22	USD/año
React. Hidrólisis	10,928,328.65	USD/año
Reac. Fermentación ABE	15,823,728.11	USD/año
Servicios	1,922,472.28	USD/año

5.12.2 Análisis de costos de secuencias convencionales

A continuación, se muestran los resultados del análisis de costos desarrollados para los sistemas convencionales de destilación, en donde se incluyen las columnas empleadas, los platos necesarios en las mismas, así como los condensadores y rehervidores necesarios. Los valores para cada uno de los procesos convencionales se presentan en las Tablas 5.16 (fermentación ABE), 5.17 (fermentación IBE) y 5.18 (fermentación SAC). Los costos más elevados se presentaron en la fermentación IBE, seguido de la fermentación ABE, esto debido a que cuentan con más columnas de destilación para la separación de los dos bicomponentes en cuestión, a diferencia de la fermentación SAC donde únicamente se genera etanol. Esto mismo se representa en las cantidades de platos empleados en cada una de las fermentaciones. Los análisis de costos se realizaron en conjunto para todos los orujos y residuos empleados en cada fermentación y debido a que en cada orujo se empleó un diseño propio los costos en conjunto de los procesos son elevados, sin embargo, los resultados individuales de cada proceso son los esperados al compararlos con otros estudios de la misma índole.

Tabla 5.20 Costos generados en el proceso convencional de fermentación ABE

Fermentación ABE				
Número equipo	Columnas (CMD) USD	Platos USD	Condensador	Rehervidor
ABE-1	1,214,241.72	655,705.92	391,765.32	427,579.56
ABE-2	824,245.62	271,697.22	0.00	0.00
ABE-3	1,010,233.74	367,701.24	158,899.62	205,708.38
ABE-4	1,154,840.64	457,765.68	229,765.38	254,905.62
ABE-5	970,347.84	343,700.58	189,830.28	217,708.08
TOTAL	5,173,909.56	2,096,570.64	970,260.60	1,105,901.64

Tabla 5.21 Costos generados en el proceso convencional de fermentación IBE

Fermentación IBE				
Número equipo	Columnas (CMD) USD	Platos USD	Condensador	Rehervidor
IBE-1	1,453,638.60	754,547.22	494,839.74	577,706.28
IBE-2	917,022.72	351,283.50	0.00	0.00
IBE-3	1,126,392.84	416,746.02	224,353.98	247,699.68
IBE-4	1,283,535.78	537,404.04	271,699.74	307,669.68
IBE-5	1,075,699.26	428,140.74	235,709.58	253,698.06
TOTAL	5,856,289.20	2,488,121.52	1,226,603.04	1,386,773.70

Tabla 5.22 Costos generados en el proceso convencional de fermentación con *Saccharomyces cerevisiae*

Fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>				
Número equipo	Columnas (CMD) USD	Platos USD	Condensador	Rehervidor
Sac-1	1,364,842.50	728,241.90	436,459.08	481,034.22
Sac-2	1,003,699.56	331,705.86	0.00	0.00
Sac-3	1,042,523.16	403,754.28	188,905.68	244,709.46
TOTAL	3,411,065.22	1,463,702.04	625,364.76	725,743.68

Al finalizar el análisis de costos del sistema y ya con los costos de modulo desnudo, se determinó el costo final considerando las posibles contingencias, como la mano de obra y el costo al valor del año en curso. El desarrollo de la metodología utilizada se muestra en el

anexo A. De igual manera se determinó el costo de los servicios auxiliares necesarios para el esquema, a partir del consumo de los intercambiadores de calor y del balance de energía. El costo para vapor es de 0.0123 \$/kg, el costo para el agua es de 0.0011 \$/kg (Gómez-Castro et al., 2013). Asimismo, se realizó el cálculo de las emisiones de CO₂ al ambiente generadas en el proceso. Los resultados para los diseños convencionales se muestran en las Tablas 5.19, 5.20 y 5.21. El costo generado para el proceso de fermentación SAC es el menor, debido a que cuenta con menos equipos para la sección de purificación y este es el valor que tiene un mayor impacto en el costo anual total. Por otra parte, el costo para los procesos de fermentación ABE e IBE cuentan con costos más elevados por las cantidades de columnas de separación empleadas y la cantidad de vapor empleada en el proceso.

Tabla 5.23 Costos de equipos, servicios y CO₂ generado en fermentación ABE convencional

Fermentación ABE		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	22,383,284.37	USD/año
Vapor	10,183,122.44	USD/año
Agua	4,132,947.56	USD/año
CO ₂	1,830,284.93	Ton/año

Tabla 5.24 Costos de equipos, servicios y CO₂ generado en fermentación IBE convencional

Fermentación IBE		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	26,472,374.35	USD/año
Vapor	13,836,384.55	USD/año
Agua	5,483,275.94	USD/año
CO ₂	2,060,273.47	Ton/año

Tabla 5.25 Costos de equipos, servicios y CO₂ generado en fermentación con *Saccharomyces cerevisiae* convencional

Fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	17,183,824.37	USD/año
Vapor	6,274,283.26	USD/año
Agua	1,928,347.66	USD/año
CO ₂	1,638,477.98	Ton/año

5.12.3 Análisis de costos de secuencias intensificadas

Los valores obtenidos del análisis de costos para cada uno de los procesos intensificados se presentan en las Tablas 5.22, 5.23 y 5.24. En estas se presentan los resultados de análisis desarrollados para los sistemas intensificados con agotador y rectificador lateral respectivamente, las columnas empleadas, los platos empleados, así como los condensadores y rehervidores necesarios. De igual manera, los costos mostrados son los obtenidos en cada uno de los esquemas desarrollados, debido a que en cada una se empleó un diseño propio debido a las composiciones de la materia prima.

Tabla 5.26 Costos generados en el proceso convencional de fermentación ABE

Fermentación ABE				
Número equipo	Columnas (CMD) USD	Platos USD	Condensador	Rehervidor
ABE-1	1,214,241.72	655,705.92	391,765.32	427,579.56
ABE-2	824,245.62	271,697.22	0.00	0.00
ABE-3	822,037.30	310,233.21	131,151.14	167,728.65
ABE-4	143,495.19	74,713.77	0.00	0.00
ABE-5	801,967.26	280,984.32	154,682.06	186,473.94
TOTAL	3,805,987.08	1,593,334.44	677,598.52	781,782.14

Tabla 5.27 Costos generados en el proceso convencional de fermentación IBE

Fermentación IBE				
Número equipo	Columnas (CMD) USD	Platos USD	Condensador	Rehervidor
IBE-1	1,453,638.60	754,547.22	494,839.74	577,706.28
IBE-2	917,022.72	351,283.50	0.00	0.00
IBE-3	1,005,464.43	364,503.16	191,471.34	226,304.12
IBE-4	325,530.34	153,018.28	0.00	0.00
IBE-5	938,806.85	364,951.45	197,627.92	213,720.32
TOTAL	4,640,462.94	1,988,303.60	883,938.99	1,017,730.72

Tabla 5.28 Costos generados en el proceso convencional de fermentación *Saccharomyces cerevisiae*

Fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>				
---	--	--	--	--

Número equipo	Columnas (CMD) USD	Platos (USD) USD	Condensador	Rehervidor
Sac-1	1,364,842.50	728,241.90	436,459.08	481,034.22
Sac-2	927,249.77	302,691.55	0.00	0.00
Sac-3	503,762.10	212,548.37	0.00	0.00
TOTAL	2,795,854.37	1,243,481.81	436,459.08	481,034.22

Para continuar con el análisis de costos y una vez que se cuenta con los costos de modulo desnudo, se realiza la actualización del costo para el año en curso de los equipos empleados, el proceso se muestra en el anexo A. De igual manera que en los procesos convencionales, el proceso de la metodología empleada se presenta en el anexo A. Se determinó el costo de los servicios auxiliares necesarios para los procesos intensificados, a partir del consumo de los intercambiadores de calor y del balance de energía. Asimismo, se realizó el cálculo de las emisiones de CO₂ generadas en el proceso. Los resultados para los diseños convencionales se muestran en las Tablas 5.25, 5.26 y 5.27, en donde se puede apreciar que el proceso que presenta los mayores costos es la fermentación IBE, debido al costo generado por los equipos y el vapor utilizado en el proceso, seguido de la fermentación ABE y la fermentación SAC que presentó los menores costos. Es importante mencionar que debido a la implementación del proceso intensificado al diseño se produjo una disminución en los costos generados para las tres fermentaciones en cuestión, logrando así el propósito de esta sección.

Tabla 5.29 Costos de equipos, servicios y CO₂ generado en fermentación ABE intensificado

Fermentación ABE		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	16,259,889.26	USD/año
Vapor	9,416,638.81	USD/año
Agua	3,607,401.95	USD/año
CO ₂	1,699,309.74	Ton/año

Tabla 5.30 Costos de equipos, servicios y CO₂ generado en fermentación IBE intensificado

Fermentación IBE		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	20,988,357.28	USD/año

Vapor	12,905,749.33	USD/año
Agua	4,895,578.42	USD/año
CO2	1,942,512.36	Ton/año

Tabla 5.31 Costos de equipos, servicios y CO2 generado en fermentación con *Saccharomyces cerevisiae* intensificado

Fermentación con <i>Saccharomyces cerevisiae</i>		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	13,386,199.18	USD/año
Vapor	5,881,513.13	USD/año
Agua	1,703,116.65	USD/año
CO2	1,531,485.37	Ton/año

5.12.4 Análisis de costos de la obtención de biodiésel

Los resultados generados del análisis de costos para el diseño de proceso de obtención de biodiésel a partir de las semillas se muestran en la Tabla 5.28, en donde a diferencia de las fermentaciones esta presenta los menores costos debido a la cantidad de materia prima que ingresa al sistema, correspondiente a una parte que va del 5 a 10% de semilla por residuo total de fruta. Se presentan los resultados de análisis de costos desarrollados para el sistema de transesterificación y la purificación de los productos obtenidos, el costo anual necesario para implementar las columnas empleadas, los platos necesarios, así como los condensadores y rehervidores involucrados en el proceso. A diferencia de los procesos de fermentación, los costos de este proceso son significativamente menores respecto a la fermentación ABE e IBE debido a que se realizó un único esquema de proceso y se empleó un solo tipo de materia prima, las semillas presentes en los residuos.

Tabla 5.32 Costos generados en el proceso de obtención de biodiésel

Transesterificación				
Equipos	Columnas (CMD) USD	Platos (USD) USD	Condensador	Rehervidor
Trans-1	120,172.23	0.00	0.00	0.00
Trans-2	16,183.21	2,384.92	3,137.29	4,213.44
Trans-3	50,274.37	9,348.38	97,274.33	102,374.65
Trans-4	63,174.28	11,372.49	110,283.28	131,834.76

El procedimiento que se empleó en esta sección es similar al empleado en los procesos convencionales e intensificados de fermentación, esta metodología se presenta en el anexo A. Asimismo, se determinó el costo de los servicios auxiliares empleados para el proceso de producción de biodiésel, tomando en cuenta el consumo de los intercambiadores de calor a través de balances de energía.

Tabla 5.33 Costos de equipos, servicios y CO₂ generado en la producción de biodiésel

Transesterificación		
Análisis	Resultado anual	Unidades
Equipos	2,292,837.28	USD/año
Vapor	1,024,845.76	USD/año
Agua	623,845.22	USD/año
CO ₂	217,374.65	Ton/año

5.13 Comparación de rutas de proceso respecto al CAT

En esta sección se presentan las 3 diferentes rutas de proceso que se pueden desarrollar a partir de los resultados obtenidos en el presente trabajo y el análisis de costo realizado a cada uno de los esquemas de aprovechamiento de residuos para la generación de biocombustibles. Los resultados del CAT (Costo Anual Total) se presentan en la tabla 5.33. La primera ruta de aprovechamiento es la desarrollada a partir de Fermentación ABE-Transesterificación siendo ésta la que ha presentado los resultados más favorables en cuanto a la generación de dos biocombustibles (etanol-butanol), debido a que cuentan con rendimientos similares en comparación con los resultados experimentales. Esta ruta se presenta en la primera columna de la tabla 5.34 en la cual se muestra el costo anual total generado para su desarrollo. Como siguiente ruta de aprovechamiento se tiene la fermentación IBE-Transesterificación, en la cual se presenta el mayor de los costos; sin embargo, la generación de los biocombustibles durante la fermentación fue adecuada y presentando buenos rendimientos que van desde 0.15 a 0.22 kg de biocombustible por kg de materia prima, como se mostró en su correspondiente sección. Asimismo, es importante mencionar que estas primeras rutas están enfocadas en la generación de dos diferentes biocombustibles, en ambas se cumplió con el objetivo a un diferente CAT, siendo el menor el correspondiente a la fermentación ABE para la generación de dos etanol y butanol. Por último, se tiene la ruta de Fermentación SAC-

Transesterificación. Esta ruta presentó los menores costos para su desarrollo, cerca de un 22% menos al compararlo con la fermentación IBE que presentó el mayor costo; sin embargo, en esta ruta sólo se enfoca en la producción del etanol.

En la tabla 5.34 se presentan los costos para cada una de las etapas de los esquemas, comenzando por el pretratamiento y la hidrólisis, donde los costos son similares debido a la similitud en la composición general de la materia prima, la etapa de fermentación que presenta costos más elevados debido a la cantidad de residuos que se emplean y la etapa de destilación que de igual manera tiene un costo elevado en los procesos debido a la presencia de distintos productos en la corriente final de la fermentación. Asimismo, se presenta en la parte inferior de la tabla 5.34 los costos generados en el proceso de obtención de biodiésel, resultados que se presentaron en la sección anterior. A partir del uso de ambos métodos se busca generar el mayor aprovechamiento de los residuos de frutas y vegetales. Por lo cual se realizó una comparativa tomando en cuenta ambos costos, en donde el CAT menor para la producción de etanol y butanol en conjunto se muestra en la fermentación ABE, mientras que el costo menor de los tres procesos se generó en la fermentación SAC para la producción únicamente de etanol.

Tabla 5.34 Comparación del CAT de las 3 diferentes rutas de aprovechamiento

Comparación del CAT en las rutas de aprovechamiento			
Análisis de costo	Fermentación ABE (USD)	Fermentación IBE (USD)	Fermentación SAC (USD)
Reac. Pretratamiento	11,272,833.28	11,364,733.93	10,284,472.22
Reac. Hidrólisis	12,428,482.24	13,339,384.39	10,928,328.65
Reac. Fermentación	17,737,222.32	18,637,393.28	15,823,728.11
Equipos Destilación	16,259,889.26	20,988,357.28	13,386,199.18
Vapor	9,416,638.81	12,905,749.33	5,881,513.13
Agua	3,607,401.95	4,895,578.42	1,703,116.65
TOTAL	70,722,467.87	82,131,196.63	58,007,357.95
Resultado añadiendo la ruta de Transesterificación			
Equipos	2,292,837.28	2,292,837.28	2,292,837.28
Vapor	1,024,845.76	1,024,845.76	1,024,845.76

Agua	623,845.22	623,845.22	623,845.22
CO2	217,374.65	217,374.65	217,374.65
TOTAL	4,158,902.91	4,158,902.91	4,158,902.91
COSTO TOTAL ANUAL	74,881,370.78	86,290,099.54	62,166,260.86

5.14 ESQUEMAS DESARROLLADOS EN ASPEN

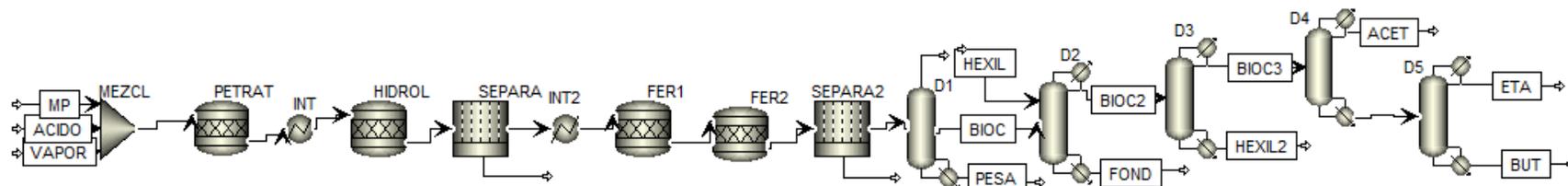


Figura 5.7 Esquema general de proceso de fermentación ABE con destilación convencional

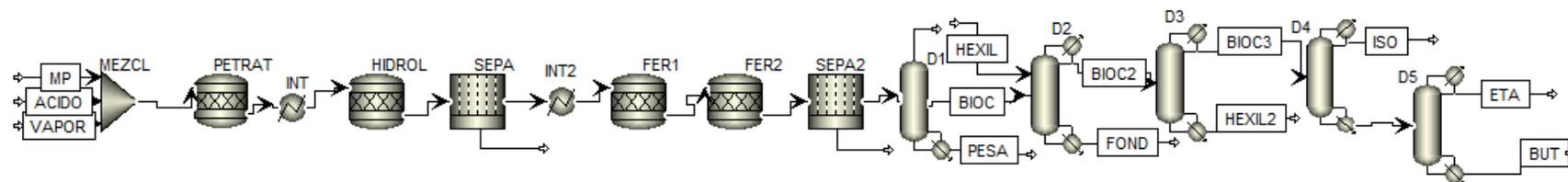


Figura 5.8 Esquema general de procesos de fermentación IBE con destilación convencional

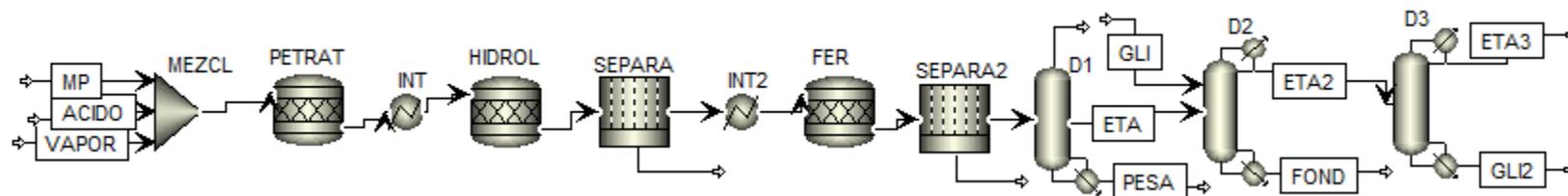


Figura 5.9 Esquema general de procesos de fermentación SAC con destilación convencional

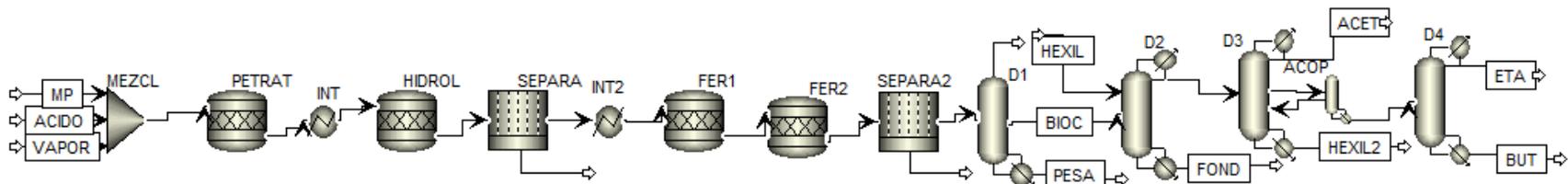


Figura 5.10 Esquema general de proceso de fermentación ABE con secuencia intensificada

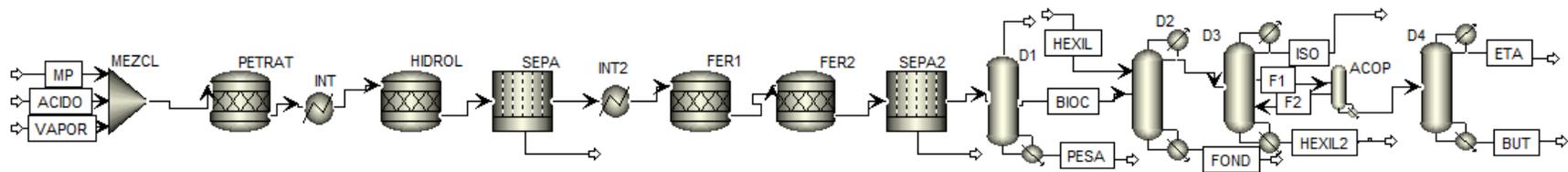


Figura 5.11 Esquema general de proceso de fermentación IBE con secuencia intensificada

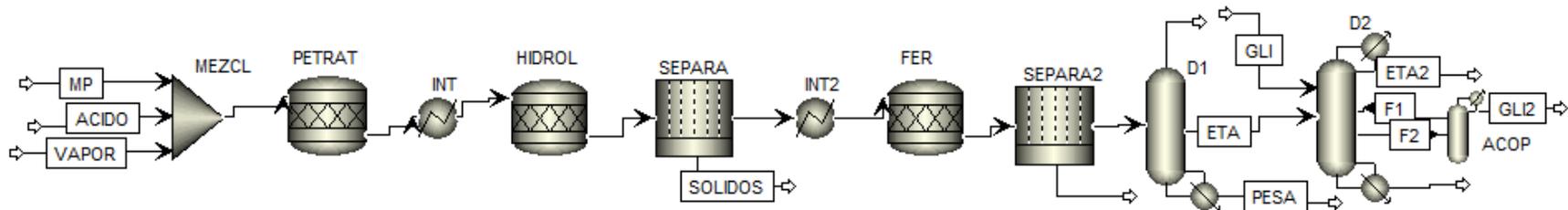


Figura 5.12 Esquema general de proceso de fermentación SAC con secuencia intensificada

CAPÍTULO 6.
CONCLUSIONES Y
PERSPECTIVAS

6.1 Conclusiones

En el presente proyecto se ha llevado a cabo un análisis del potencial uso de los residuos de frutas y vegetales para su aprovechamiento como materia prima en la producción de biocombustibles, mostrando diferentes alternativas en cuanto a los procesos aptos para su aprovechamiento. Se emplearon tres diferentes métodos de fermentación, los cuales son: fermentación ABE, fermentación IBE y fermentación SAC. De igual manera se emplearon procesos intensificados para la reducción del costo energético de los procesos convencionales. Así también, se realizó un análisis del uso de las semillas como materia prima de aceite vegetal, para su aprovechamiento, dando resultados favorables en la producción de biodiésel mediante un proceso de transesterificación.

Al emplear distintos residuos como materia prima el cambio en la composición de los alimentos varía en cada caso, por lo cual la cantidad del etanol y biobutanol obtenido resulta distinto en cada uno de los procesos seleccionados, a pesar de que se emplearon los mismos equipos y la misma metodología. Esto debido a que el sistema de reacciones es distinto para cada fermentación; en cada una se empleó una bacteria distinta y las conversiones de las reacciones presentaban variaciones dependiendo de la materia prima en cuestión y la composición de las mismas. Así también, es importante mencionar que los rendimientos obtenidos para la fermentación ABE, fermentación IBE y fermentación con SAC son los esperados al tener una proporción similar a la reportada en la literatura en cuanto a la producción de bioetanol y biobutanol.

Otros factores que afectan la producción de bioetanol y biobutanol son la temperatura y la presión en los reactores, así como la conversión de las reacciones principales, como lo es la transformación de celulosa y hemicelulosa a glucosa. Esto se desarrolla desde la hidrólisis de la materia prima, ya que convierte las moléculas de azúcar como la celulosa y la hemicelulosa en pequeñas moléculas de azúcar como la glucosa y la xilosa, lo que la hace más conveniente para el proceso de la fermentación. Si el contenido de celulosa y hemicelulosa es mayor, esto proporciona una mayor producción de etanol y biobutanol, debido a que aumenta el rendimiento de las reacciones propiciadas por su respectiva bacteria. Es importante mencionar que un mayor contenido de lignina disminuye

el rendimiento de la fermentación, sin embargo, al emplear el pretratamiento ácido se tiene un mayor acceso a la celulosa y hemicelulosa, esto por el rompimiento de la lignina.

Mediante la búsqueda de una disminución en el costo del proceso se implementaron alternativas de intensificación, empleando acoplamientos térmicos, agotador lateral y rectificador lateral. El uso de los sistemas intensificados disminuyó el costo de los esquemas de fermentación en un rango del 20-28% dependiendo del proceso de fermentación utilizado y del tipo de orujo empleado en el sistema como materia prima. Por otra parte, el costo de los equipos también disminuyó en un rango del 15 al 21% debido a que se logró prescindir de una columna de destilación para la implementación del acoplamiento térmico. La implementación de los procesos intensificados logró que el esquema de fermentación ABE presente la mayor reducción energética, seguido del esquema de fermentación IBE y el sistema de fermentación con SAC. Sin embargo, los 3 esquemas de aprovechamiento cuentan con resultados favorables para su implementación como biorefinería debido a los buenos rendimientos generados.

Por otro lado, el desarrollo del proceso de transesterificación se realizó como una alternativa para generar un mayor aprovechamiento de los residuos de frutas. Los resultados obtenidos en este proceso, así como los rendimientos para la obtención de biodiésel son favorables y concuerdan con lo reportado en la literatura, teniendo un rendimiento superior a los procesos de fermentación. Sin embargo, la implementación del proceso en campo presentaría dificultades debido a que la materia prima que ingresa en el sistema es menor al 4% de la materia prima total que se emplea en los procesos de fermentación, ya que no todos los residuos cuentan con semillas, y la relación entre el orujo y la cantidad de semillas que puede tener se encuentra entre el 8-10% aproximadamente. De igual manera la reducción de los costos y la carga térmica de este proceso mediante procesos intensificados no sería de gran impacto en el esquema general de aprovechamiento en comparación con la reducción generada en los procesos de fermentación convencionales a procesos intensificados.

Es importante mencionar que los costos generados a partir de las diferentes rutas de aprovechamiento son adecuados para esta clase de residuos, asimismo la implementación de los procesos intensificados se presenta como una alternativa para la reducción de costos, dando disminuciones que van desde el 15% al 22% respecto a las secuencias convencionales.

Es posible decir, que el uso de procesos intensificados a partir de acoplamiento térmico, como son el agotador lateral y rectificador lateral cuentan con una funcionalidad adecuada para la reducción del gasto energético con buena implementación.

Los resultados finales del presente trabajo muestran que es posible producir bioetanol, biobutanol y biodiésel a partir de distintos orujos de frutas y residuos de cítricos, así como semillas de frutas como materia prima. Debido a la gran disponibilidad y al bajo costo de los residuos lignocelulósicos como materia prima, el esquema de procesamiento a partir de distintas fermentaciones se puede emplear en lugar del método convencional de producción de etanol, es decir, a partir de maíz o caña de azúcar, ya que los rendimientos generados son comparables con estos, así también, es importante mencionar que en comparación con el uso de materia prima de primera generación, en este proyecto se emplean residuos que en la gran parte del país cuentan con un nulo aprovechamiento. El uso de residuos orgánicos como fuente de aprovechamiento para la producción de biocombustibles se presenta como una alternativa eficiente para su implementación.

6.2 Perspectivas

Actualmente, se encuentran publicados distintos trabajos para la producción de biocombustibles y productos de alto valor agregado empleando diferentes residuos orgánicos como materia prima. Sin embargo, el énfasis que tiene el uso de frutas y vegetales es menor en comparación con otros residuos debido a que la información sobre la disposición de estos residuos es mínima. Por lo cual, se podría implementar el uso de más residuos de frutas y vegetales a partir de procesos de fermentación, con una mayor variedad de residuos como materia prima se podrá realizar un análisis para seleccionar aquellos residuos que presenten los mejores resultados.

De igual manera, un aspecto importante a considerar es la optimización de los esquemas de producción que presentan buenos rendimientos. Esto con el objetivo de determinar la mejor alternativa para el aprovechamiento de los residuos; el proceso de optimización se realizaría en los esquemas de fermentación desarrollados. Esta perspectiva generaría una mejora en cuanto a los costos generados a partir de la implementación de estos procesos. Asimismo, se podría buscar zonas para la implementación de los mejores esquemas de aprovechamiento tomando en cuenta las ubicaciones de los mercados y centrales de abasto, que son los principales generadores de esta clase de residuos.

ANEXOS

ANEXO A

A.1 Costo de los equipos

Para el cálculo de costos por el método seleccionado (Guthrie) se siguió la siguiente metodología que se presenta. El análisis de costó comienza con el cálculo de un costo base para el equipo que se necesite en el proceso. Se debe considerar el material con el cual está construido dicho equipo, para este punto también es importante tomar en cuenta algunas de las variables como son presión y temperatura a las que va a estar trabajando el equipo. En la Tabla A.1 se muestra el orden en que se emplea cada una de las ecuaciones de este método, los coeficientes que se necesitan para obtener su valor, así como la descripción del uso de la ecuación y los equipos en los que aplica.

Tabla A.1 Secuencia de ecuaciones para el análisis de costos

Número	Ecuación	Coeficientes	Uso
1	$\log_{10}C_p = K_1 + K_2\log_{10}A + K_3(\log_{10}A)^2$	<ul style="list-style-type: none"> • C_p es el costo base. • K_i: depende del tipo específico del equipo. 	Cálculo de un costo base para el equipo en cuestión, considerando la construcción de este con acero al carbón y a una presión de una atmosfera.
2	$C_p = 235 + 19.80D + 75.07D^2$	D es el diámetro de la columna.	El costo base de los platos se calcula de manera diferente al resto de los componentes de la columna. Para columnas de destilación, el equipo que se debe calcular es: la coraza, los platos, el

			rehervidor y el condensador.
3	$\log_{10}F_p = C_1 + C_2\log_{10}P + C_3(\log_{10}P)^2$	<ul style="list-style-type: none"> • F_p el factor de presión • C_i son factores que dependen del tipo de equipo • P es la presión manométrica 	Se necesita obtener diversos factores que serán necesarios para establecer las características reales del equipo. Uno de ellos es el factor de presión, el cual de manera general se obtiene de esta ecuación.
4	$F_p = 0.5146 + 0.6838\log_{10}P + 0.2970(\log_{10}P)^2 + 0.0235(\log_{10}P)^6 + 0.0020(\log_{10}P)^8$	<p>Para $-0.5 < P < 3.7$ barg, $F_p = 1.00$ y para $P < -0.5$ barg, $F_p = 1.25$</p> <p>F_M, el cual depende del tipo de material empleado para la construcción del equipo.</p>	Se emplea para determinar el factor de presión. El factor de presión para recipientes de proceso tiene una forma diferente la cual, para $3.7 < P < 400$ barg
5	$C_{BM}^0 = C_p F_{BM}^0 = C_p (B_1 + B_2 F_M F_p)$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{BM}^0 es el costo del módulo desnudo • F^0 es el factor del módulo desnudo. • B_1 y B_2 son factores que dependen del tipo de equipo 	Una vez conocidos estos factores, se procede a calcular el costo del módulo desnudo mediante la presente ecuación, siguiendo los parámetros necesarios.

6	$C_{BM}^0 = C_p N F_{BM} F_q$	<ul style="list-style-type: none"> • N es el número de platos • F_{BM} es el factor de modulo desnudo, el cual depende del material • F_q es un factor de cantidad que depende del número de platos. 	<p>Para el caso de los platos de una columna, el costo de modulo desnudo se obtiene de la empleando la ecuación recién descrita.</p>
7	$C_{TM} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{BM,i}^0$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{TM}: Costo total del módulo considerando un rango de 18% de gastos adicionales. 	<p>Se necesita considerar los costos adicionales, generados por contingencias y diversas cuotas, generalmente dadas por el contratista. Se recomienda considerar un 18% del costo de modulo desnudo destinado a estos costos.</p>
8	$C_{GR} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{BM,i}^0 + 0.35 \sum_{i=1}^n C_p$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{GR}: Costo total del módulo considerando un rango de 35% de gastos adicionales. 	<p>Al incluir los costos que involucran⁷ la construcción de una nueva planta, terreno, desarrollo del sitio, soportes, etc. Se debe considerar un costo adicional, del 35% del</p>

			costo base de cada equipo.
9	$C_{2022} = C_{1996} \left(\frac{I_{2022}}{I_{1996}} \right)$	Las correlaciones de costo reportados en la literatura se determinaron para el año actual, los reportados son de 1996.	Es necesario considerar la variación del valor de dinero con el tiempo, para actualizar el costo se emplea la siguiente relación
10	$F_n = P(1 + i)^n$	<ul style="list-style-type: none"> • n es el número de años • F_n es el valor que tendrá la inversión después de n años • i es la tasa de interés • P es la inversión inicial 	En la última etapa de esta sección es necesario anualizar el costo de capital. Se necesita conocer el tiempo de recuperación de la inversión que se efectuara. Mediante una relación de la inversión con el tiempo.

A.2 Cálculo del costo de servicios

Al finalizar el análisis de costo de los equipos que se emplean es necesario calcular el costo de servicios auxiliares que se necesitan para que el esquema de aprovechamiento se lleve a cabo con las condiciones adecuadas. Generalmente la generación de vapor es uno de los servicios que representa el mayor costo debido a que se necesitan altas temperaturas para que el agua se vaporice y logre estar a temperaturas elevadas manteniéndose durante el tiempo que el proceso necesite, al emplear altas temperaturas los costos se elevan proporcionalmente y esto afecta a los servicios en cuestión. En la Tabla A.2 se muestran las ecuaciones empleadas

para calcular los costos de los servicios, así como los valores que se necesitan para emplear estas ecuaciones de manera adecuada, de igual manera se muestra en la última columna la manera correcta de cómo aplicarlas en los servicios.

Tabla A.2 Secuencia de ecuaciones para el análisis de costos de servicios

Número	Ecuación	Coefficientes	Uso
11	$W = \frac{Q_{cal}}{\lambda_{vap}}$	<ul style="list-style-type: none"> • W es el flujo de vapor. • Q_{cal} es el requerimiento energético del sistema al cual el vapor ha de suministrar calor. • λ_{vap} es el calor latente del vapor. 	El flujo de vapor necesario para cumplir los requerimientos energéticos de un sistema se calcula por medio de un balance de energía
12	$C_{vap} = W \times C_{unit} \times \left(\frac{8760 h}{1 \text{ año}} \right)$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{vap} es el costo anualizado del vapor • C_{unit} es el costo unitario del vapor 	Para el costo de vapor, depende principalmente del nivel de temperatura necesario y presión.
13	$w = \frac{Q_{enf}}{C_p \Delta T_{H_2O}}$	<ul style="list-style-type: none"> • w es el flujo de agua • Q_{enf} es la cantidad de energía que se ha de retirar del sistema • C_p es la capacidad calorífica del agua • ΔT_{H_2O} es el cambio de temperaturas que tendrá el agua al pasar por el equipo. 	Para el cálculo de costo de agua de enfriamiento, se necesita conocer el flujo de agua que se requiere para el proceso.
14	$C_{H_2O} = w \times C_{unit} \times$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{H_2O} es el costo anualizado del agua 	El intercambiador de calor. El costo de este

	$\left(\frac{8760 h}{1 \text{ año}}\right)$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{unit} el costo unitario del agua 	servicio está dado por la ecuación.
15	C_{Elec} $= kWh \times CE_{unit}$ $\times \left(\frac{8760 h}{1 \text{ año}}\right)$	<ul style="list-style-type: none"> • kWh es el consumo total de electricidad y • CE_{unit} representa el costo por kilowatt-hora de electricidad 	Para determinar el costo de electricidad, este se puede calcular aplicando la ecuación que se describe.
16	$C_{serv} = C_{vap} + C_{H_2O} + C_{elec}$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{ser} = costo total de servicios 	Ya conocidos los costos de vapor y agua, se calcula el costo total de servicios como la suma de estos
17	$C_{TOTAL} = C_{GR} + C_{serv}$	<ul style="list-style-type: none"> • C_{TOTAL} = Costo total final que se necesita de servicios. 	El costo total de operación del sistema es la suma del costo anual de los equipos y costo de servicios.

A.3 Dimensionamiento de las columnas

El desarrollo de la simulación de los esquemas de aprovechamiento, así como las secuencias de destilación se realizó en Aspen Plus. Mediante el uso de este software es posible obtener las dimensiones de las columnas de destilación. La altura y el diámetro de las columnas son características importantes para determinar el costo del proceso, así como el tipo de material. De igual manera, se necesitan los valores de las constantes empleadas en las ecuaciones del cálculo de costos.

A.3.1 Cálculo de la altura

De manera general, la altura entre platos debe ser de 2 pies (0.6096 metros), la primera etapa es el condensador y la última etapa es el rehervidor, por lo tanto, es necesario multiplicar los platos totales por el valor de 0.6096 para obtener la altura final de la columna de destilación en cuestión.

A.3.2 Cálculo del diámetro

Para continuar con el análisis de costos es necesario conocer el diámetro de las columnas de la secuencia de destilación. Nuevamente empleando el software Aspen Plus, se debe seleccionar la sección de simulación y en esta seleccionar la opción “Sizing and Rating”, posteriormente seleccionar “Tray Sizing”, a partir de las especificaciones se debe determinar a partir de que plato comienza la columna, debido que se cuenta con un condensador como etapa inicial, la primer etapa que se dimensiona es la número 2; por otra parte el ultimo plato sería la penúltima etapa debido a que la última etapa es el rehervidor. Se necesita seleccionar el tipo de perforación que se emplea en los platos, en este caso se seleccionó “Sieve” ya que es uno de los más empleados actualmente, sin embargo, existen otras opciones para la perforación del plato dependiendo de las características de diseño, para el número de pasos se necesita un único paso, para finalizar esta sección se necesita verificar los resultados en la sección correspondiente del software.

A.4 Cálculo de la diferencia de temperatura

Es necesario resolver la ecuación de la diferencia media logarítmica, será necesario conocer los valores de los perfiles de temperatura que se pueden obtener en el software empleado para el desarrollo de los esquemas, Aspen Plus. Se necesita seleccionar la columna de la cual se requiera obtener los perfiles y la sección de simulación seleccionar la opción “Profiles” ubicada en la carpeta de “EO Modeling”. Al realizar esta acción se genera una tabla

con los valores de la temperatura, presión, consumo y alimentación vapor o líquido. Como se había mencionado en la sección anterior la primera etapa corresponde al condensador y la última etapa al rehervidor, sin embargo, para este cálculo las temperaturas que se emplearán para obtener la diferencia media logarítmica son de la primera y segunda etapa correspondientes a los intercambiadores, así como las de la penúltima y última etapa que corresponden a los platos de la columna de destilación. Una vez que se conocen estos valores es posible calcular la diferencia de temperatura media logarítmica, a partir de su ecuación:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \quad (Ec. A. 1)$$

A.5 Cálculo de emisiones de contaminantes

El análisis de costos de la secuencia de destilación debe tomar en cuenta el impacto que se tiene en el medio ambiente, un factor importante al llevar a cabo cualquier diseño de proceso en la realidad. Esta parte también es de importancia al determinar los mejores procesos intensificados, debido a que en los rehervidores de estos procesos generan la mayor parte de emisiones de CO₂, por lo cual se necesita hacer una comparación de las secuencias convencionales y las secuencias intensificadas. En el caso de los rehervidores presentes en las columnas de destilación se necesita emplear cierta cantidad de energía suministrada a partir de vapor de agua que viene de los servicios auxiliares.

De igual manera, el proceso para generar el vapor de agua genera dióxido de carbono (CO₂), por lo cual mientras se requiera alcanzar mayores temperaturas será necesario emplear más energía y esto genera una mayor cantidad de CO₂ que es liberado al medio ambiente si no se cuenta con una captación adecuada. En la determinación de emisiones de CO₂ se necesita determinar la energía requerida por el rehervidor. Para esta sección del cálculo de costos, la metodología elegida fue la propuesta por (Gadalla et al., 2005). Se debe calcular el calor para suministrar el combustible al agua y así lograr la generación de vapor requerida y llegar a la temperatura deseada, a partir de balances de energía se puede obtener este resultado.

$$Q_{Fuel} = \frac{Q_{proc}}{\lambda_{proc}} (h_{proc} - 419) \frac{T_{FTB} - T_o}{T_{FTB} - T_{stack}} \quad (Ec. A. 2)$$

- Q_{Fuel} : es el calor que el combustible ha de entregar al agua de caldera.
- Q_{proc} : es el calor que el vapor entregara a proceso.
- λ_{proc} : el calor latente.
- h_{proc} : la entalpía de vapor.
- T_{FTB} : es la temperatura de flama de los gases que abandonan la caldera.
- T_{stack} : es la temperatura de chimenea.
- T_o : es la temperatura ambiente.

Para calcular la cantidad de CO₂ se puede emplear la siguiente ecuación:

$$[CO_2]_{Emisiones} = \left(\frac{Q_{comb}}{NHV} \right) \left(\frac{C\%}{100} \right) \alpha \quad (Ec. A. 3)$$

- $[CO_2]_{Emisiones}$: es el dióxido de carbono emitido al quemar el combustible (kg/s).
- NHV : es el valor calórico del combustible (kJ/kg).
- α : es la relación de masas molares entre el CO₂ y el carbono = 3.67.

A partir de este punto ya se cuenta con la energía requerida por los rehervidores, sin embargo, se necesitan determinar dos variables adicionales al proceso. El poder calorífico interior (PCI), siendo el calor de la combustión que no aprovecha la energía de condensación del agua, también se puede considerar como la cantidad total de calor que se genera en la combustión completa de combustible sin tomar en cuenta lo correspondiente al calor latente de vapor de agua de la combustión. Por otra parte, se tiene el poder calorífico superior (PCS),

el cual aprovecha la energía de condensación del agua y a partir de la misma cantidad de combustible, se propicia la generación de calor. De igual manera, también se puede considerar como la cantidad total de calor desprendido en la combustión completa del combustible cuando el vapor de agua originado en la combustión esta condensado.

A.6 Tablas de factores

En esta sección se muestran en la Tabla A.3, la información de los factores necesarios para resolver las ecuaciones antes mencionadas (Gomez-Castro, Rico-Ramirez, Segovia-Hernandez, Hernandez-Castro, & El-Halwagi, 2013).

Tabla A.3 Factores para resolución de ecuaciones

Tipo de intercambiador	K ₁	K ₂	K ₃	A min (m ²)	A max (m ²)
Doble tubos	3.0238	0.0603	0.0000	0.2	10
Tubos y coraza	3.2138	0.2688	0.07961	4	900
Cabezal flotante	3.4338	0.1445	0.10790	10	900
Kettle	3.5638	0.1906	0.11070	10	100

A.6.1 Fp y módulo

En la Tabla A.4 se muestran los factores para el cálculo de Fp y los factores del módulo desnudo necesarios en sus respectivas ecuaciones.

Tabla A.4 Factores para el cálculo de Fp y los factores del módulo

Tipo de intercambiador	C ₁	C ₂	C ₃	B ₁	B ₂
Doble tubo a 100<P<300barg	6.4945	-6.6786	1.7442	0.74	1.21
Doble tubo a 40<P<100	0.6209	-0.9274	0.3369	0.74	1.21

Tubos y coraza/ cabezal flotante/ Rehervidor kettle	-0.06499	0.05025	0.01474	1.80	1.50
Tubos y coraza P>10barg (en tubos)	-0.04139	0.04139	0	1.80	1.50

A.6.2 Factores para materiales

En la Tabla A.5 se muestran los factores de material para los intercambiadores de calor necesarios para el cálculo de costos.

Tabla A.5 Factores de material para intercambiadores de calor

Coraza	AC	AC	Cu	AC	Al	AC	Ni	Ac	Ti
Tubos	AC	Cu	Cu	Al	Al	Ni	Ni	Ti	Ti
FM	1.00	1.25	1.60	1.70	3.00	2.80	3.80	7.20	12.00

A.6.3 Factores para recipientes

En esta sección se presentan los factores necesarios para el cálculo del costo base de recipientes verticales y horizontales. Para el factor F_p se calculó a partir de la presión de operación que maneja el recipiente, por lo cual no es necesario calcular el factor para determinar su valor. En la Tabla A.6 se presentan los valores para recipientes verticales.

Tabla A.6 Factores necesarios para el cálculo del costo base de recipientes verticales

Diámetro (m)	K₁	K₂	K₃	H min (m)	H max (m)
0.3	3.3392	0.5538	0.2851	1.2	16
0.5	3.4746	0.5893	0.2053	1.5	20
1	3.6237	0.5262	0.2146	2.5	30
2	3.9484	0.4623	0.1717	4	45
2.5	4.0547	0.462	0.1558	5	50
3	4.111	0.6094	0.049	6	50
4	4.3919	0.2859	0.1842	7	50

En la Tabla A.7 se muestran los factores para el costo base de recipientes horizontales.

Tabla A.7 Factores para el costo base de recipientes horizontales.

Diámetro (m)	K₁	K₂	K₃	Lmin (m)	Lmax (m)
0.3	2.9202	0.5056	0.1261	1	20
0.5	3.1032	0.5782	0.0632	1.5	25
1	3.3592	0.5905	0.1106	2.2	30
2	3.7599	0.3683	0.1954	4.5	40
2.5	3.678	0.712	0.043	5.5	42
3	3.7718	0.7159	0.047	6.5	50
4	4.1551	0.2238	0.2499	8	52

Asimismo, el tipo de orientación que tenga el recipiente de proceso será una característica de importancia, debido a que partir de esta se tendrá un factor C_1 y C_2 . Para ambos casos se cuenta con las Tablas A.8 y A.9, las cuales dan los valores necesarios dependiendo de la orientación del recipiente.

Tabla A.8 Factores para el recipiente respecto a su orientación

Orientación	B₁	B₂
Horizontal	1.62	1.47
Vertical	2.5	1.72

Tabla A.9 Factores para el material del recipiente

Material	FM
Acero al carbón	1
Acero inoxidable revestido	2.5
Acero inoxidable	4
Níquel revestido	4.5
Níquel	9.8
Titanio revestido	4.9
Titanio	10.6

A.6.4 Factores para platos

Se debe tomar en cuenta los platos empleados en las columnas de separación. Para determinar el costo del módulo desnudo es necesario un factor, este factor está relacionado con la cantidad del número de platos y se denomina F_q , los valores que se emplean para este valor se muestran en las Tabla A.10 y A.11.

Tabla A.10 Factores F_q respecto al número de platos

Numero de platos	F_q
1	3
4	2.5
7	2
10	1.5
>20	1

Tabla A.11 Factores FM respecto al material del recipiente

Material	FM
Acero al carbón	1.2
Acero inoxidable	2
Aleación de níquel	5

ANEXO B

B.1 Resultados generados a partir del presente trabajo

- Publicación de artículo de divulgación científica

Gómez-Castro, F. I., González-Guerra, G. M., Restrepo-Elorza, M.d.P., Montiel-Carrillo, A. P., Álvarez-Rivera, K. Y., Linares-Luna, R. G., & Hernández, S. (2022). Residuos de frutas y vegetales como materias primas para la producción de biocombustibles: potencial en el estado de Guanajuato. *Digital Ciencia@ UAQRO*, 15(1), 8-19.

Linares-Luna,, R.G., Gómez-Castro, F. I., González-Guerra, G. M., Restrepo-Elorza, M.d.P., Montiel-Carrillo, A. P., Álvarez-Rivera, K. Y., & Hernández, S. Biocombustibles a partir de residuos de frutas y vegetales: procesos de transformación y áreas de oportunidad. *Journal of Energy, Engineering, Optimization and Sustainability*.

- Ponencia en el XLIII Encuentro Nacional de la AMIDIQ 2022

René Gabriel Linares-Luna, Fernando Israel Gómez -Castro, Salvador Hernández-Castro, Guillermo Manuel González-Guerra (2022). Desarrollo de esquemas de aprovechamiento integral para la obtención de biocombustibles a partir de residuos de frutas y vegetales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Referencias

- Al-Widyan, M. I., & Al-Shyoukh, A. O. (2002). Experimental evaluation of the transesterification of waste palm oil into biodiesel. *Bioresource Technology*, 85(3), 253–256. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(02\)00135-9](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(02)00135-9)
- Alberto, H. J., Carlos, J., Aradillas, V., Castillo, R., & Leticia, M. (2015). *EFFECTO DE UN PRETRATAMIENTO TÉRMICO EN CODIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS DE FRUTAS Y VERDURAS*.
- Armas, A. (2021). *PROCEDURE FOR EVALUATING ALTERNATIVES TO TRANSFORM SUGARCA-NE INDUSTRY FACILITIES INTO BIOREFINERIES*. 565–573.
- Bankar, S. B., Survase, S. A., Singhal, R. S., & Granström, T. (2012). Continuous two stage acetone-butanol-ethanol fermentation with integrated solvent removal using *Clostridium acetobutylicum* B 5313. *Bioresource Technology*, 106, 110–116. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.12.005>
- Bonatto, C., Camargo, A. F., Scapini, T., Stefanski, F. S., Alves, S. L., Müller, C., ... Treichel, H. (2020). Biomass to bioenergy research: Current and future trends for biofuels. *Recent Developments in Bioenergy Research*, 1–17. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-819597-0.00001-5>
- Brodeur, G., Yau, E., Badal, K., Collier, J., Ramachandran, K. B., & Ramakrishnan, S. (2011). Chemical and physicochemical pretreatment of lignocellulosic biomass: A review. *Enzyme Research*, 2011(1), 18. <https://doi.org/10.4061/2011/787532>
- Buenrostro, O. (1999). Análisis de la generación de residuos sólidos en los mercados municipales de Morelia, México. *Revista Internacional de Contaminacion Ambiental*, Vol. 15, pp. 27–32.
- Cabezas, R., Pawlicki, G., Staniszewski, B., Witt, K., Urbaniak, W., Lis, S., & Minga, E. (2018). Desarrollo de membranas basadas en líquidos iónicos recubiertos para la pervaporación de butanol desde mezclas modelo de fermentación abe. *Chemical Papers*, 65(2), 221–225.

- Cadena, C. E. M., & Pérez, R. E. M. (2018). Organic waste production in commercial and services economic units in Mexico City. *Estudios Demográficos y Urbanos*, 33(3), 733–767. <https://doi.org/10.24201/edu.v33i3.1804>
- Çalışkan Eleren, S., Öziş Altınçekiç, Ş., & Altınçekiç, E. (2018). Biofuel Potential of Fruit Juice Industry Waste. *Journal of Hazardous, Toxic, and Radioactive Waste*, 22(4), 05018002. [https://doi.org/10.1061/\(asce\)hz.2153-5515.0000405](https://doi.org/10.1061/(asce)hz.2153-5515.0000405)
- Carota, E., Petruccioli, M., D’Annibale, A., Gallo, A. M., & Crognale, S. (2020). Orange peel waste–based liquid medium for biodiesel production by oleaginous yeasts. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 104(10), 4617–4628. <https://doi.org/10.1007/s00253-020-10579-y>
- Carrasco. (2014). DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA CONCENTRACIÓN DEL H₂SO₄ TIEMPO Y TEMPERATURA EN EL PRETRATAMIENTO ACIDO DE LOS RESIDUOS DE MAÍZ MORADO. *Universidad Nacional Del Centro Del Centro De Posgrado*, 10–11. Retrieved from <http://repositorio.uncp.edu.pe/handle/UNCP/5992>
- Casabar, J. T., Unpaprom, Y., & Ramaraj, R. (2019). Fermentation of pineapple fruit peel wastes for bioethanol production. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 9(4), 761–765. <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00436-y>
- Castellar Ortega, G. C., Angulo Mercado, E. R., & Cardozo Arrieta, B. M. (2014). Transesterificación de aceites vegetales empleando catalizadores heterogéneos. *Prospectiva*, 12(2), 90. <https://doi.org/10.15665/rp.v12i2.293>
- Che Kamarludin, S. N., Jainal, M. S., Azizan, A., Safaai, N. S. M., & Daud, A. R. M. (2014). Mechanical pretreatment of lignocellulosic biomass for biofuel production. *Applied Mechanics and Materials*, 625, 838–841. <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMM.625.838>
- Corbin, K. R., Hsieh, Y. S. Y., Betts, N. S., Byrt, C. S., Henderson, M., Stork, J., ... Burton, R. A. (2015). Grape marc as a source of carbohydrates for bioethanol: Chemical composition, pre-treatment and saccharification. *Bioresource Technology*, 193, 76–83. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.06.030>

- D'Água, J. A. D. C. B., Pereira, R. G., & Marinho, F. J. V. (2015). Preparación y caracterización física del biocombustible sólido del lirio acuático (*Eichhornia crassipes*). *Informacion Tecnologica*, 26(3), 53–62. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642015000300009>
- Derman, E., Abdulla, R., Marbawi, H., Sabullah, M. K., Gansau, J. A., & Ravindra, P. (2022). Simultaneous Saccharification and Fermentation of Empty Fruit Bunches of Palm for Bioethanol Production Using a Microbial Consortium of *S. cerevisiae* and *T. harzianum*. *Fermentation*, 8(7). <https://doi.org/10.3390/fermentation8070295>
- Duque, A., Álvarez, C., Doménech, P., Manzanares, P., & Moreno, A. D. (2021). Advanced bioethanol production: From novel raw materials to integrated biorefineries. *Processes*, 9(2), 1–30. <https://doi.org/10.3390/pr9020206>
- Edwiges, T., Frare, L., Mayer, B., Lins, L., Mi Triolo, J., Flotats, X., & de Mendonça Costa, M. S. S. (2018). Influence of chemical composition on biochemical methane potential of fruit and vegetable waste. *Waste Management*, 71, 618–625. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.05.030>
- Esparza, I., Jiménez-Moreno, N., Bimbela, F., Ancín-Azpilicueta, C., & Gandía, L. M. (2020). Fruit and vegetable waste management: Conventional and emerging approaches. *Journal of Environmental Management*, 265(July 2019). <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2020.110510>
- F, T., & M, C. (2009). E valuación de cepas industriales de *S accharomyces cerevisiae* para la obtención de etanol a partir de fuentes que no afectan la producción de alimentos. *Departamento de Química e Ingeniería Química, Universidad de Matanzas, Matanzas 44740, Cuba*, (1), 5–10.
- Ferreira dos Santos Vieira, C., Maugeri Filho, F., Maciel Filho, R., & Pinto Mariano, A. (2020). Isopropanol-butanol-ethanol (IBE) production in repeated-batch cultivation of *Clostridium beijerinckii* DSM 6423 immobilized on sugarcane bagasse. *Fuel*, 263(September 2019), 116708. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116708>
- Flor, R. (2017). *Evaluación de la composición de las biomásas residuales de plátano verde (Musa spp) y papa (Solarum Tuberosum) antes y después del proceso de extracción*

de almidón. 86. Retrieved from <https://repositorio.usfq.edu.ec/bitstream/23000/7568/1/83964.pdf>

Gadalla, M. A., Olujic, Z., Jansens, P. J., Jobson, M., & Smith, R. (2005). Reducing CO₂ emissions and energy consumption of heat-integrated distillation systems. *Environmental Science and Technology*, 39(17), 6860–6870. <https://doi.org/10.1021/es049795q>

Gomez-Castro, F. I., Rico-Ramirez, V., Segovia-Hernandez, J. G., Hernandez-Castro, S., & El-Halwagi, M. M. (2013). Simulation study on biodiesel production by reactive distillation with methanol at high pressure and temperature: Impact on costs and pollutant emissions. *Computers and Chemical Engineering*, 52, 204–215. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.01.007>

Gómez Mitjans, D., Pita Bravo, V., & Zumalacárregui de Cárdenas, B. (2016). Caracterización de aceites de las semillas de Moringa oleífera a partir de la extracción por diferentes métodos. *Revista Colombiana de Biotecnología*, 18(2), 106. <https://doi.org/10.15446/rev.colomb.biote.v18n2.54324>

Guerrero, K. (2018). *Producción de hidrógeno en un mutante degenerado de Clostridium acetobutylicum ATCC824*.

Gustavsson, J., Cederberg, C., Sonesson, U., & Emanuelsson, A. (2013). The methodology of the FAO study: “ Global Food Losses and Food Waste - extent , causes and prevention .” In *SIK report No. 857*. Retrieved from <https://www.diva-portal.org/smash/get/diva2:944159/FULLTEXT01.pdf>

Ibrahim, M. F., Ramli, N., Kamal Bahrin, E., & Abd-Aziz, S. (2017). Cellulosic biobutanol by Clostridia: Challenges and improvements. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 79(June 2016), 1241–1254. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.184>

Jahirul, M. I., Brown, J. R., Senadeera, W., Ashwath, N., Laing, C., Leski-Taylor, J., & Rasul, M. G. (2013). Optimisation of bio-oil extraction process from Beauty Leaf (*Calophyllum inophyllum*) oil seed as a second generation biodiesel source. *Procedia Engineering*, 56, 619–624. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2013.03.168>

- Jin, Q., Hair, J. O., Stewart, A. C., Keefe, S. F. O., Neilson, A. P., Kim, Y., ... Huang, H. (2019). Industrial White and Red Grape Pomaces in Virginia Major Components. *Foods*, 8(12), 667.
- Jin, Q., Qureshi, N., Wang, H., & Huang, H. (2019). Acetone-butanol-ethanol (ABE) fermentation of soluble and hydrolyzed sugars in apple pomace by *Clostridium beijerinckii* P260. *Fuel*, 244(October 2018), 536–544. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.01.177>
- Jin, Y., Zhang, W., Hu, Z., Jin, M., & Yu, X. (2004). Recent advances in chromatography coupled bioassay for screening bioactive natural products. *Chinese Journal of Chromatography (Se Pu)*, 22(6), 616–619.
- Khattab, R. Y., & Zeitoun, M. A. (2013). Quality evaluation of flaxseed oil obtained by different extraction techniques. *LWT - Food Science and Technology*, 53(1), 338–345. <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2013.01.004>
- Kibler, K. M., Reinhart, D., Hawkins, C., Motlagh, A. M., & Wright, J. (2018). Food waste and the food-energy-water nexus: A review of food waste management alternatives. *Waste Management*, 74, 52–62. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2018.01.014>
- Kujawska, A., Kujawski, J., Bryjak, M., & Kujawski, W. (2015). ABE fermentation products recovery methods - A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 48, 648–661. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.04.028>
- Kurnia, J. C., Jangam, S. V., Akhtar, S., Sasmito, A. P., & Mujumdar, A. S. (2016). Advances in biofuel production from oil palm and palm oil processing wastes: A review. *Biofuel Research Journal*, 3(1), 332–346. <https://doi.org/10.18331/BRJ2016.3.1.3>
- LAURA NORIEGA. (2017). *Producción de butanol por Clostridium acetobutylicum en cultivo semicontinuo*. 81.
- Li, Y., Chen, Y., Wu, G., & Liu, J. (2018). Experimental evaluation of water-containing isopropanol-n-butanol-ethanol and gasoline blend as a fuel candidate in spark-ignition engine. *Applied Energy*, 219, 42–52. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.03.051>
- Liu, C., & Wyman, C. E. (2003). The effect of flow rate of compressed hot water on xylan,

- lignin, and total mass removal from corn stover. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 42(21), 5409–5416. <https://doi.org/10.1021/ie030458k>
- Liu, T., McConkey, B., Huffman, T., Smith, S., MacGregor, B., Yemshanov, D., & Kulshreshtha, S. (2014). Potential and impacts of renewable energy production from agricultural biomass in Canada. *Applied Energy*, 130(2014), 222–229. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.05.044>
- Liu, Y., Cruz-Morales, P., Zargar, A., Belcher, M. S., Pang, B., Englund, E., ... Keasling, J. D. (2021). Biofuels for a sustainable future. *Cell*, 184(6), 1636–1647. <https://doi.org/10.1016/j.cell.2021.01.052>
- Llenque-Díaz, L. A., Quintana-Díaz, A., Torres-Lino, L., & Segura-Vega, R. (2020). Bioethanol production from organic plant waste. *Revista de Investigación Científica REBIOL*, 40, 21–29.
- Lohani, U. C., Fallahi, P., & Muthukumarappan, K. (2015). Comparison of ethyl acetate with hexane for oil extraction from various oilseeds. *JAOCs, Journal of the American Oil Chemists' Society*, 92(5), 743–754. <https://doi.org/10.1007/s11746-015-2644-1>
- Lorenci Woiciechowski, A., Dalmas Neto, C. J., Porto de Souza Vandenberghe, L., de Carvalho Neto, D. P., Novak Sydney, A. C., Letti, L. A. J., ... Soccol, C. R. (2020). Lignocellulosic biomass: Acid and alkaline pretreatments and their effects on biomass recalcitrance – Conventional processing and recent advances. *Bioresource Technology*, 304(January), 122848. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122848>
- Machado, C. M. (2010). Situación de los Biocombustibles de 2da y 3era Generación en América Latina y Caribe. *Organización Latinoamericana de Energía*, 88. Retrieved from <http://www.bivica.org/upload/biocombustibles-situacion.pdf>
- Mahmood, H., Moniruzzaman, M., Iqbal, T., & Khan, M. J. (2019). Recent advances in the pretreatment of lignocellulosic biomass for biofuels and value-added products. *Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry*, 20, 18–24. <https://doi.org/10.1016/j.cogsc.2019.08.001>
- Manev, Z., & Petkova, N. (n.d.). *INVESTIGATION OF THE INFLUENCE OF THE*

COMPONENT COMPOSITION ON THE RHEOLOGICAL CHARACTERISTICS OF PEAR FRUIT JAM. 83–87.

- Martínez Sabajanes, M., Yáñez, R., Alonso, J. L., & Parajó, J. C. (2012). Pectic oligosaccharides production from orange peel waste by enzymatic hydrolysis. *International Journal of Food Science and Technology*, 47(4), 747–754. <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.2011.02903.x>
- Meher, L. C., Vidya Sagar, D., & Naik, S. N. (2006). Technical aspects of biodiesel production by transesterification - A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 10(3), 248–268. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2004.09.002>
- Mendez, S. D. J., Rossel, D., Amante, A., Gardo, J. E., & Gomez, A. (2009). El NOPAI EN LA PRODUCCION DE BIOCOMBUSTIBLES. *RESPYN Revista Salud Pública y Nutrición*, 5(5), 70–84.
- Micic, V., & Jotanovic, M. (2015). Bioethanol as fuel for internal combustion engines. *Zastita Materijala*, 56(4), 403–408. <https://doi.org/10.5937/zasmat1504403m>
- Mohd Azhar, S. H., Abdulla, R., Jambo, S. A., Marbawi, H., Gansau, J. A., Mohd Faik, A. A., & Rodrigues, K. F. (2017). Yeasts in sustainable bioethanol production: A review. *Biochemistry and Biophysics Reports*, 10(February), 52–61. <https://doi.org/10.1016/j.bbrep.2017.03.003>
- Ofori, D. A., Anjarwalla, P., Mwaura, L., Jamnadass, R., Stevenson, P. C., Smith, P., ... Slaton, N. (2020). BIOCONVERSION OF ORANGE PEEL WASTE BY ESCHERICHIA COLI AND SACCHAROMYCES. *Molecules*, 2(1), 1–12. Retrieved from <http://clik.dva.gov.au/rehabilitation-library/1-introduction-rehabilitation%0Ahttp://www.scirp.org/journal/doi.aspx?DOI=10.4236/as.2017.81005%0Ahttp://www.scirp.org/journal/PaperDownload.aspx?DOI=10.4236/as.2012.34066%0Ahttp://dx.doi.org/10.1016/j.pbi.201>
- Padula, A. D., Santos, M. S., Ferreira, L., & Borenstein, D. (2012). The emergence of the biodiesel industry in Brazil: Current figures and future prospects. *Energy Policy*, 44, 395–405. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2012.02.003>

- Panwar, D., Panesar, P. S., & Chopra, H. K. (2021). Recent Trends on the Valorization Strategies for the Management of Citrus By-products. *Food Reviews International*, 37(1), 91–120. <https://doi.org/10.1080/87559129.2019.1695834>
- Peña, C., & Arango, R. (2009). Evaluación de la producción de etanol utilizando cepas recombinantes de *Saccharomyces cerevisiae* a partir de melaza de caña de azúcar. *DYNA (Colombia)*, 76(159), 153–161.
- Perea-Moreno, A. J., Perea-Moreno, M. Á., Dorado, M. P., & Manzano-Agugliaro, F. (2018). Mango stone properties as biofuel and its potential for reducing CO2 emissions. *Journal of Cleaner Production*, 190, 53–62. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.04.147>
- Pfaltzgraff, L. A., De Bruyn, M., Cooper, E. C., Budarin, V., & Clark, J. H. (2013). Food waste biomass: A resource for high-value chemicals. *Green Chemistry*, 15(2), 307–314. <https://doi.org/10.1039/c2gc36978h>
- Raganati, F., Procentese, A., Olivieri, G., Russo, M. E., & Marzocchella, A. (2016). Butanol production by fermentation of fruit residues. *Chemical Engineering Transactions*, 49, 229–234. <https://doi.org/10.3303/CET1649039>
- Rajpurohit, D. (2018). A review: Food, chemical composition and utilization of carrot (*Daucus carota* L.) pomace. *Article in International Journal of Chemical Sciences*, 6(3), 2921–2926. Retrieved from <https://www.researchgate.net/publication/328450822>
- Rubio, E., Carmona, Y., Igartuburu, J. M., García-Barroso, C., Macías, F. A., & García-Moreno, M. V. (2011). Estudio de la composición de los residuos de vinificación con fines alimenticios. *Actualizaciones En Investigación Vitivinícola. XI Congreso Nacional de Investigación Enológica*, (41), 7358–7612. <https://doi.org/10.1016/j.chroma.2011.08.068>
- Sáchica, D., Hernando, W., Mora, P., Segura, C., Guerrero, C., Posada, E., ... Mora, W. P. (2015). *vinícola del valle de Sáchica con potencial nutricional para su aprovechamiento después del proceso agroindustrial*. (December), 0–6.
- Sánchez, R., & Vázquez, J. (2017). Hidrólisis de residuos de naranja para la obtención de carbohidratos fermentables. *Revista de Investigación y Desarrollo*, 1(1), 1–15.

Retrieved from www.ecorfan.org/M

- Santos, C. M., Dweck, J., Viotto, R. S., Rosa, A. H., & de Moraes, L. C. (2015). Application of orange peel waste in the production of solid biofuels and biosorbents. *Bioresource Technology*, *196*, 469–479. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.07.114>
- Santos, T. do N., Dutra, E. D., Gomes do Prado, A., Leite, F. C. B., de Souza, R. de F. R., dos Santos, D. C., ... Menezes, R. S. C. (2016). Potential for biofuels from the biomass of prickly pear cladodes: Challenges for bioethanol and biogas production in dry areas. *Biomass and Bioenergy*, *85*, 215–222. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2015.12.005>
- Seo, S., L'Hocine, L., & Karboune, S. (2014). Allergenicity of potato proteins and of their conjugates with galactose, galactooligosaccharides, and galactan in native, heated, and digested forms. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, *62*(16), 3591–3598. <https://doi.org/10.1021/jf5003073>
- Shah, S., Sharma, A., & Gupta, M. N. (2005). Extraction of oil from *Jatropha curcas* L. seed kernels by combination of ultrasonication and aqueous enzymatic oil extraction. *Bioresource Technology*, *96*(1), 121–123. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.02.026>
- Silva, E., Montoya, D., Buitrago, G., Daza, G., Torres J.C., Romero, H. (1995). Fermentación acetobutilica (ABE) con células inmovilizadas de *Clostridium acetobutyricum*. *Revista Colombiana de Ciencias Químico-Farmacéuticas*, *23*, 64–69.
- Singh Nee Nigam, P., & Pandey, A. (2009). Biotechnology for agro-industrial residues utilisation: Utilisation of agro-residues. In *Biotechnology for Agro-Industrial Residues Utilisation: Utilisation of Agro-Residues*. <https://doi.org/10.1007/978-1-4020-9942-7>
- Stratta, J. (2000). Biocombustibles : los aceites vegetales como constituyentes principales del biodiesel. *Bolsa de Comercio de Rosario*, 1–15. Retrieved from <http://www.bcr.com.ar>
- Suárez-Machín, C., Garrido-Carralero, N. A., & Guevara-Rodríguez, C. A. (2016). Levadura *Saccharomyces cerevisiae* y la producción de alcohol. *Revista de Investigación*, *50*(1), 20–28.
- Sui, W., & Chen, H. (2016). Effects of water states on steam explosion of lignocellulosic

- biomass. *Bioresource Technology*, 199, 155–163.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.09.001>
- Szymańska-Chargot, M., Cybulska, J., & Zdunek, A. (2011). Sensing the structural differences in cellulose from apple and bacterial cell wall materials by Raman and FT-IR Spectroscopy. *Sensors*, 11(6), 5543–5560. <https://doi.org/10.3390/s110605543>
- Taghizadeh-Alisaraei, A., & Rezaei-Asl, A. (2016). The effect of added ethanol to diesel fuel on performance, vibration, combustion and knocking of a CI engine. *Fuel*, 185, 718–733. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.08.041>
- Tahir, A., & S, S. (2012). *Effect of cultural condition on production of ethanol from rotten apple waste by saccharomyces cerevisiae straining*. 2(1), 187–195.
- Tejeda, L., Marimón, W., & Medina, M. (2014). Evaluación del potencial de las cáscaras de frutas en la obtención de bioetanol. *Hechos Microbiológicos*, 5(1), 4–9. Retrieved from <https://revistas.udea.edu.co/index.php/hm/article/view/323244>
- Usubiaga, A., Butnar, I., & Schepelmann, P. (2018). Wasting Food, Wasting Resources: Potential Environmental Savings Through Food Waste Reductions. *Journal of Industrial Ecology*, 22(3), 574–584. <https://doi.org/10.1111/jiec.12695>
- Van Zyl, W. H., Lynd, L. R., Den Haan, R., & McBride, J. E. (2007). Consolidated bioprocessing for bioethanol production using *saccharomyces cerevisiae*. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*, 108(April), 205–235. https://doi.org/10.1007/10_2007_061
- Velásquez, H. I., Ruiz, A. A., & de Oliveira Junior, S. (2010). Energy and exergy analysis of ethanol production process from banana fruit. *Revista Facultad de Ingeniería*, (51), 87–96.
- Vellosillo, I. D. (2020). *Obtaining bioethanol through yeast fermentation processes*.
- Wefers, D., Flörchinger, R., & Bunzel, M. (2018). *Detailed Structural Characterization of Arabinans and Galactans of 14 Apple Cultivars Before and After Cold Storage*. 9(October), 1–12. <https://doi.org/10.3389/fpls.2018.01451>

Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., & Tan, T. (2014). Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 38, 383–392. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.05.038>

Zhang, Z., O'Hara, I. M., Mundree, S., Gao, B., Ball, A. S., Zhu, N., ... Jin, B. (2016). Biofuels from food processing wastes. *Current Opinion in Biotechnology*, 38, 97–105. <https://doi.org/10.1016/j.copbio.2016.01.010>