

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE LA
HIDRÓLISIS ÁCIDA DE LA LIGNOCELULOSA
PRESENTE EN LA CÁSCARA DE BANANO DE
RECHAZO

Trabajo de graduación presentado por Lizza María Aldana Castillo
para optar al grado académico de Licenciada en Ingeniería

Química

Guatemala

2016

OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE LA
HIDRÓLISIS ÁCIDA DE LA LIGNOCELULOSA
PRESENTE EN LA CÁSCARA DE BANANO DE
RECHAZO

Vo. Bo. :

(f)



Ing. Jaime Rosales

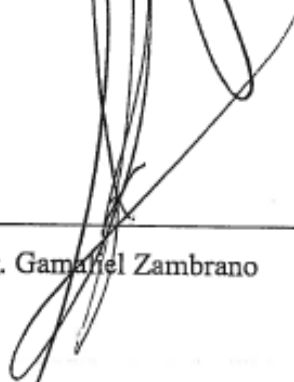
Tribunal Examinador

(f)



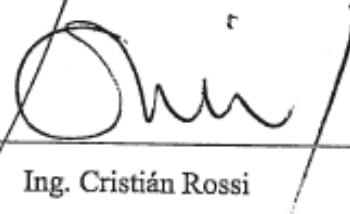
Ing. Jaime Rosales

(f)



Ing. Gamaliel Zambrano

(f)



Ing. Cristián Rossi

Fecha de aprobación: Guatemala 18 de Enero de 2016. ✓

CONTENIDO

LISTA DE TABLAS	xiii
LISTADO DE FIGURAS.....	xv
RESUMEN.....	xvii
I. INTRODUCCIÓN	1
II. OBJETIVOS	3
A. Objetivo general.....	3
B. Objetivos específicos	3
III. JUSTIFICACIÓN	5
IV. MARCO TEÓRICO	7
V. ANTECEDENTES	25
VI. METODOLOGÍA.....	29
VII. RESULTADOS	33
VIII. DISCUSIÓN.....	39
IX. CONCLUSIONES	45
X. RECOMENDACIONES.....	47
XI. BIBLIOGRAFÍA	49
XII. ANEXOS	51
XIII. GLOSARIO	79

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Comercio de banano 2008 a 2013 de Guatemala	9
Tabla 2. Banano: producción y rendimiento por país (2004)	10
Tabla 3. Caracterización cáscara de banano	13
Tabla 4. Disponibilidad de banano verde de rechazo en América Central y Panamá	27
Tabla 5. Caracterización de la cáscara de banano verde y banano maduro	27
Tabla 6. Determinación de azúcares presentes en las muestras por HPLC ⁺	33
Tabla 7. Rendimiento de hidrólisis respecto a la glucosa teórica disponible en la cáscara de banano	33
Tabla 8. Cuantificación de etanol posterior a 48 horas de fermentación de los azúcares hidrolizados	33
Tabla 9. Constantes cinéticas para la reacción de fermentación alcohólica	36
Tabla 10. Ecuación cinética de reacción diáuxica	36
Tabla 11. Consumo de materia prima e insumos.....	36
Tabla 12. Balanza digital.....	51
Tabla 13. Refractómetro digital.....	51
Tabla 14. Placa cerámica (estufa).....	51
Tabla 15. Reóstato.....	52
Tabla 16. Cromatógrafo líquido de alta resolución	52
Tabla 17. Cromatógrafo de gases	52
Tabla 18. Refractómetro.....	52
Tabla 19. Temperatura y tiempo de hidrólisis para las muestras de cáscara de banano.	53
Tabla 20. Determinación del consumo de sustrato en grados Brix durante 48 horas de fermentación	53
Tabla 21. Datos Curva de calibración refractómetro.....	54
Tabla 22. Datos de equilibrio para el sistema etanol-agua a 1 atm.....	54
Tabla 23. Estudio mensual año 2014 para la determinación de materia prima disponible	55
Tabla 24. Cálculo de datos para cinética de reacción.....	71
Tabla 25. Concentración alcohólica final	71
Tabla 26. Densidades y calores específicos calculados	72
Tabla 27. Constantes para la determinación de calor específico	72
Tabla 28. Constantes para la determinación del calor latente de vaporización	72
Tabla 29. Datos calculados para el diagrama entalpía concentración de Ponchon y Savarit.....	73
Tabla 30. Datos calculados para el balance de masa y energía del proceso	73

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Estructura de la lingnocelulosa.	11
Figura 2. Fragmento de una cadena de celulosa	11
Figura 3. Enlaces β -1,4 entre las unidades de glucose, xilosa y manosa en hemicelulosa	12
Figura 4. Contenido en polisacáridos de hemicelulosas (%).	12
Figura 5. Esquema de fermentación alcohólica	15
Figura 6. Esquema del ciclo biológico de <i>saccharomyces crerevisiae</i>	16
Figura 7. Mecanismo de reacción para la producción de etanol a partir de ácido pirúvico.....	16
Figura 8. Ilustración de la cinética de crecimiento de Monod.....	19
Figura 9. Curva de Crecimiento en un modelo diaúxico	20
Figura 10. Matriz energética de Guatemala, mayo de 2015	25
Figura 11. Perfil ambiental de Guatemala 2006-2010.....	26
Figura 12 Consumo promedio de sustrato (etanol) en el tiempo.	34
Figura 13. Desarrollo de microorganismos en el tiempo*.....	34
Figura 14. Regresión lineal para la cinética de fermentación del sustrato 1 *	35
Figura 15. Regresión lineal para cinética de fermentación del sustrato 2 *	35
Figura 16. Diagrama de proceso.....	37
Figura 17. Consumo promedio de sustrato (etanol) en el tiempo.	58
Figura 18. Desarrollo de microorganismos en el tiempo.....	58
Figura 19. Consumo sustrato 1 en el tiempo *	59
Figura 20. Consumo sustrato 2 en el tiempo *	59
Figura 21. Regresión lineal sustrato 1 *	60
Figura 22. Regresión lineal sustrato 2 *	60
Figura 23. Curva de calibración refractómetro.....	63
Figura 24. Diagrama de entalpías-concentración método Ponchón y Savarit	74
Figura 25. Curva de equilibrio para el sistema etanol-agua	74
Figura 26 Lectura HPLC para la determinación de azúcares totales	75
Figura 27. Curva de calibración para determinación de azúcares de las distintas muestras	75
Figura 28. Lectura de HPLC para cuantificación de etanol.....	76
Figura 29. Curva de calibración determinación de etanol	76
Figura 30. Determinación de azúcares totales después de 48h de fermentacion	77
Figura 31. Determinación de etanol por medio de cromatografía de gases.....	77

RESUMEN

El objetivo del presente trabajo fue realizar un estudio técnico sobre la factibilidad de producción de alcohol etílico a partir de cáscara de banano de rechazo. Para dicho propósito se llevó a cabo una serie de pruebas a escala laboratorio a partir de las cuales se determinó el contenido de azúcares generados posterior al proceso de hidrólisis, el etanol producido a partir de los azúcares obtenidos y las constantes cinéticas de reacción para la descripción del comportamiento de la misma. Los azúcares determinados después del proceso de hidrólisis fueron glucosa y fructosa, con una concentración total de 33.5g/L, con un rendimiento de hidrólisis de 83.73% respecto a los azúcares teóricos disponibles en la cáscara. Posterior al proceso de fermentación, se determinó que la concentración de etanol fue de 11.4g/L, implicando una conversión del 66.9% respecto a los azúcares hidrolizados.

Los mostos fermentados fueron sometidos a un proceso destilación para la obtención del etanol grado industrial (cuya pureza se encuentra en un rango de 80 a 88% V/V). De lo anterior se obtuvo que a partir de un volumen promedio de 0.5574 kg de mosto fermentado, se obtiene un volumen total de 0.0194 kg, respecto al producto de interés, con una concentración promedio del 78.4% (V/V). Finalmente, a partir del balance de masa y energía del proceso efectuado a escala laboratorio, se determinó que el costo de obtención de etanol resultó de Q. 4.88; implicando un costo total de Q. 192.16/L.

I. INTRODUCCIÓN

Según el reporte “Producto Interno Bruto Trimestral” del Banco de Guatemala, la agroindustria representa el tercer rubro de mayor aporte, reportándose para el primer trimestre del año 2015, un 13.6% del total. La agroindustria se dedica al procesamiento y manufactura de productos agrícolas, pecuarios y forestales. Su clasificación industrial se basa en el proceso fabril al cual se someten los productos que seguidamente son vendidos en el mercado local o exportados.

La actividad agroindustrial en Guatemala se rige principalmente por la siembra, cosecha, procesamiento y exportación de cuatro cultivos que son la caña de azúcar, café, banano y cardamomo. Una de las mayores problemáticas de la agroindustria son los desechos y/o residuos que se generan desde la cosecha hasta el procesamiento final.

En el presente trabajo se desarrolló un estudio para la obtención de un material de valor a partir de un material de desecho, enfocado en la industria bananera. El objetivo general del mismo es la obtención de alcohol etílico a partir de la hidrólisis ácida de la lignocelulosa presente en la cáscara del banano de rechazo.

El trabajo está dividido en cinco secciones. En la primera sección se detallan los antecedentes y las definiciones tanto de la agroindustria como de las variables involucradas en la obtención del alcohol. En la segunda sección, se detalla la metodología seguida para la obtención del producto final, las variables involucradas y las condiciones de operación requeridas.

En la tercera sección se presentan los resultados obtenidos a partir de la metodología empleada, en conjunto con una discusión y análisis de dichos resultados. En la cuarta sección se presentan las conclusiones y recomendaciones a las que se llegó con dicha investigación. Finalmente, en la quinta sección se presenta el detalle de los cálculos realizados, los resultados de análisis efectuados y el diagrama de flujo del proceso.

Posterior al proceso de hidrólisis, se obtuvo dos tipos de azúcares (glucosa y fructosa) a partir de los cuales, luego de ser sometidos al proceso de fermentación, generaron una conversión a etanol del 66.2%. Se comprobó la factibilidad técnica de obtención de etanol, implicando un costo de Q. 4.73 para 0.02 kg de etanol producido. Finalmente, se obtuvo el modelo cinético para el proceso de fermentación de los azúcares, correspondiendo éste al tipo diaúxico (para dos sustratos), con un tiempo de reacción de 28.73 horas. Dicho modelo fue:

$$\mu = \frac{\frac{0.115}{h} * C_{S_1}}{124.98 \frac{mg}{L} + C_{S_1}} + \frac{\frac{0.0186}{h} * C_{S_2}}{111.21 \frac{mg}{L} + C_{S_2} + \frac{C_{S_1}^2}{2 \frac{g}{L}}}$$

II. OBJETIVOS

A. Objetivo general

Obtener alcohol etílico a partir de la cáscara de banano de rechazo para la generación de un producto de valor a partir de un material de desecho.

B. Objetivos específicos

- Cuantificar los azúcares obtenidos de la hidrólisis ácida de la cáscara de banano por medio de cromatografía líquida de alta resolución, para determinar la viabilidad de su uso posterior en un proceso de fermentación alcohólica.
- Cuantificar el alcohol generado a partir de la fermentación anaerobia de los azúcares disponibles, mediante cromatografía líquida de alta resolución para la determinación de la conversión a etanol.
- Obtener el modelo cinético de la fermentación de los azúcares presentes, por medio del consumo del sustrato medido a través de refractometría, con el propósito de determinar el comportamiento de la reacción.
- Determinar el potencial disponible de la cáscara del banano de rechazo para establecer la factibilidad técnica de su utilización en un proceso de obtención de etanol.

III. JUSTIFICACIÓN

Plantaciones Nahualate S.A. es una empresa ubicada en la finca Santa Irene en el departamento de Suchitepéquez, que se dedica al cultivo, cosecha y procesamiento de banano *Cavendish Gigante* o *Grand Naine*. En la finca, los procedimientos llevados a cabo para cumplir con los estándares del banano establecidos generan una alta cantidad de desechos durante el cultivo. Para el año 2013, se estimó un desecho anual promedio en finca de 92t/hectárea conformado por hojas, flores, bananos subdesarrollados, tallos, etc. Así mismo, se determinó que entre el 5 al 10% de los residuos/desechos estaba conformado por bananos subdesarrollados. Parte de dichos desechos (alrededor de un 40 a 50%) se emplea dentro de la finca, como abono para las plantas en desarrollo y el restante se desecha en una fosa como desecho.

La planta del banano requiere abonos con altas cantidades de potasio para su desarrollo, potasio que se aprovecha de los frutos desechados. La cáscara del banano representa alrededor de un 30 a 40% en masa del fruto y su contenido potásico (0.012g/100g de cáscara) es significativamente más bajo en comparación al fruto (0.35g/100g fruta), por lo que el aporte de la cáscara en comparación al fruto es relativamente insignificante (Soto, 1985).

La lignocelulosa, principal componente de la biomasa del banano (cáscara), está conformada por un 15-22% celulosa y 20% hemicelulosa por cada 100g de cáscara; polisacáridos que luego de ser sometidos a un proceso de hidrólisis, se convierten en azúcares simples. Dichos azúcares varían en dependencia del tipo de planta (monocotiledóneas, dicotiledóneas y/o coníferas) en cuestión. En el estudio *Composición química de diversos materiales ligoceulósicos de interés industrial y análisis estructural de sus ligninas* publicado por la Universidad de Sevilla (2010), establecen que el contenido promedio de azúcares reductores dentro del material lignocelulósico (100g), se encuentra en un rango del 20 al 35% m/m. Esto implica que, a partir de 100g de biomasa, se podrían obtener de 10 a 20g de etanol.

Las altas y bajas en el precio del petróleo en los últimos años, sumado al deterioro del ambiente, ha dado luz a nuevas investigaciones en búsqueda de combustibles alternativos, más amigables con el ambiente y relativamente más económicos. Según Wayman (1996), en su libro *Handbook of Bioethanol: production and utilization*, expresa que uno de los combustibles que tiene el potencial de semejar las características del petróleo a un precio bajo es el etanol producido a partir de la lignocelulosa de las fuentes de biomasa.

En Guatemala, el banano representa el tercer producto de agrícola de exportación de mayor ingreso en el país. Para el año 2013, el ingreso reportado por el Ministerio de Agricultura y Ganadería fue de \$321,891,628.00. Dicha fruta representa de igual manera el segundo mayor cultivo del país, contando actualmente con más de 20,000 hectáreas sembradas. A raíz de lo antes expuesto, se propuso investigar la factibilidad técnica respecto al empleo de la biomasa de desecho del banano (cáscara) para la obtención de etanol a partir de la transformación de los azúcares disponibles.

IV. MARCO TEÓRICO

A. Generalidades de la industria bananera

1. Banano. Originario de las regiones tropicales y húmedas de Asia, la planta del banano es una megafobia (hierba perenne de gran tamaño) que carece de un verdadero tronco; en su lugar, posee vainas foliares que dan origen a estructuras llamadas pseudotallos (falsos tallos) que llegan a alcanzar los 7 metros de altura. (ANACAFE, 2004).

Las hojas de la planta crecen dispuestas en bandas en espiral que desde el centro van formándose sucesivamente, dando lugar a nuevas hojas. Al extenderse, comprimen hacia el exterior las bases de las hojas más viejas. Las hojas llegan a superar los 2 metros de largo y aproximadamente 60 centímetros de ancho (ANACAFE, 2004).

En un periodo de aproximadamente 10 meses después de sembrados, aparecen los botones florales. Dichos botones pueden estar formados por flores masculinas o femeninas abortivas (sin fecundación), formándose los frutos por ensanchamiento del ovario. Un botón puede estar constituido hasta por 400 o más flores, dispuestas en grupos (manos) de 6 a 20; llegándose a formar hasta 10 o más grupos por racimo (ANACAFE, 2004).

A los 14 meses de la siembra de los rizosotas o 4 meses después de aparecer la yema florar, los racimos están listos para ser cosechados (en las condiciones adecuadas de cultivo). De estos pueden producirse de 200 hasta 400 frutos por espiga (penca) llegando a pesar estos más de 50Kg. Por su característica, la planta del banano solamente produce un racimo de fruto y luego debe ser cortada. La planta madre se reemplaza con las “hijas” que nacen de las semillas que la madre bota a los 12 o 16 meses. (ANACAFE, 2004).

a. Cultivo del banano. Se requieren suelos planos, con buena disponibilidad de nutrientes, cuyo pH oscile entre 5.5 y 8. La temperatura tiene un efecto preponderante en el desarrollo y crecimiento de la planta, se requieren temperaturas comprendidas entre los 21 a 30°C, siendo el óptimo 27°C. Respecto a los requerimientos hídricos, la planta requiere de disponibilidad de agua de forma permanente en el suelo con un aproximado de 100 a 180mm de agua por mes por planta. (Soto, 1985).

b. Cosecha. El estado de desarrollo del banano que se cosecha se conoce como grado o edad y este se mismo se da con el banano aún verde. El grado o edad varía dependiendo de las condiciones de venta de la fruta –exportaciones, mercados locales, etc. (ASBAMA, 2008).

c. Corte y empaque. De acuerdo con el país, el sistema de corte difiere según el tipo de transporte de la fruta hacia la empacadora. Posteriormente al corte y una vez llegado a la empacadora se procede al desmane. El desmane se realiza con un chuchillo curvo efectuando un solo corte sin dejar otros cortes ni desgarros (o la fruta es rechazada para su exportación). Las manos pasan por un proceso de lavado y saneo, que al funciona simultáneamente como proceso de selección primario. Posteriormente se pasa al proceso de clasificación, inyección de agentes retardantes y otros, sellado, pesado y finalmente el empaque (ASBAMA, 2008).

d. Cáscara de banano. La cáscara de banano transforma alrededor del 90% de su almidón a azúcares en aproximadamente 12 días después de su cosecha; un contenido de hasta 15.6% de azúcares en base seca ha sido encontrado. El contenido de fibra en la cáscara es del 13% en base seca. Los principales componentes de la cáscara son: celulosa (25%), hemicelulosa (15%) y lignina (60%) (Clavijo y Maner, 1974).

e. Plaguicidas. Se le denomina plaguicida a cualquier sustancia o mezcla de sustancias que se destine a controlar una plaga, incluyendo los vectores de enfermedades humanas y de animales, así como las especies no deseadas que causen perjuicio o que interfieran con la producción agropecuaria y forestal (INECC, 2013).

Los plaguicidas se clasifican, de acuerdo con la CICOPLAFFEST, de la siguiente manera:

1. Concentración:

Ingrediente activo	Compuesto químico que ejerce la acción plaguicida
Plaguicida técnico	La máxima concentración del ingrediente activo obtenida como resultado final de su fabricación, de la cual se parte para preparar un plaguicida formulado.
Plaguicida formulado	Mezcla de uno o más plaguicidas técnicos, con uno o más ingredientes conocidos como “inertes” cuyo objetivo es dar estabilidad al ingrediente activo o hacerlo útil y eficaz: constituye la forma usual de aplicación de plaguicidas.

2. Organismos que controlan

Insecticidas	Fungicidas	Molusquicidas	Ovicidas
Acaricidas	Nematicidas	Avicidas	
Rodenticidas	Bactericidas	Herbicidas	

3. Modo de acción

De contacto	Repeientes	Fumigantes	Defoliantes
Sistémicos	De ingestión		

4. Composición química

Organoclorados	Clorofenoxi	Organoestánicos	Tricloropicolínico
Protroides	Carbamatos	Bipiridílicos	Derivados de la Urea
Organoazufrados	Carboxamidas	Derivados de los ácidos tricloroacético y tricoloropicolínico	Compuestos de Cobre
Organofosforados	Tiocarbamatos	Dinitrofenoles	Guanidinas y naftoquinonas
Aceites minerales	Ftalimidas	Triazinas	

5. Persistencia

Ligeramente persistentes	Menor a 4 semanas
Poco persistentes	4 - 26 semanas
Moderadamente persistentes	27 – 52 semanas
Altamente persistentes	1 – 20 años
Permanentes	Mayores a 20 años

6. Uso al que se destinan

Agrícola	Pecuario	Forestal	Doméstico
Urbano	Industrial	Jardinería	

f. Sigatoka negra. Es un tipo de enfermedad fúngica que ataca al banano, causada por el hongo *mycosphaerella fijiensis Morelet*. Este hongo ataca a las hojas y provoca pérdidas de más el 50% del rendimiento. A nivel mundial, el costo aproximado de su control es de \$2500 millones al año. (Belacázar, 1991).

La enfermedad llega a causar una reducción de hasta 56.8% en el peso del racimo y una maduración prematura, que es la causa principal de las pérdidas económicas ocasionadas por la enfermedad. (Belacázar, 1991).

Las toxinas producidas por el hongo, afectan la fisiología de las células del mesófilo y éstas entran en un proceso de muerte celular que se expresa en los síntomas de manchas parduzcas hasta el color característico de necrosis entre las nervaduras secundarias de la hoja. (Sánchez y Cárdenas, 2002).

2. Producción de banano en América. Se ha sugerido la posibilidad de la presencia precolombina del cultivo del banano en América, aunque aún no se tienen pruebas directas de ello. La introducción más reciente fue hecha a principios de del siglo XIX y marcó el inicio del imperio bananero de la United Fruit Company (Izaguirre, 2000).

Guatemala, conjunto con Costa Rica y Honduras, son importantes productores de banano. En 2013, Guatemala percibió US\$623 millones por sus ventas de banano, un 25% más que en 2012 (Izaguirre, 2000).

a. Importancia del banano en Guatemala. Desde su introducción a Guatemala, el banano ha sido económicamente de vital importancia para el país. El banano representa el tercer producto agrícola de exportación de mayor ingreso en el país. Los ingresos de divisas por concepto de exportación de banano para el 24 de abril de 2014 alcanzaron los \$205 millones 119mil; incrementando en un 18.80% respecto del mismo periodo en el año 2013 (\$172 millones 649 mil). (APIB, 2014).

Tabla 1. Comercio de banano 2008 a 2013 de Guatemala

Comercio Exterior de Banano 2008 a 2013		
Año	TM	US \$
2008	1,452,462.66	337,309,387.00
2009	1,901,936.80	569,806,342.00
2010	1,370,515.83	353,175,513.00
2011	1,658,851.77	504,678,352.00
2012	1,920,783.68	583,895,288.00
2013	1,056,495.20	321,891,628.00

Fuente: Ministerio de Agricultura y Ganadería (MAGA)

b. Oferta y demanda. El área de producción de banano en Guatemala se estima en 17,200 y 19,800 Hectáreas al año por una producción de 940,388 toneladas métricas en el año 2003. Aunque se cosecha todo el año, los meses de mayor producción se ubican de febrero a mayo. Izabal y Escuintla son los departamentos con mayor producción en el país (ANACAFE, 2004).

La producción de banano constituye uno de los rubros de importancia económica para Guatemala en materia de exportación como generadores de divisas.

c. Producción mundial. Los principales productores de banano en el mundo son India y Brasil (33.6%) del total mundial. Sin embargo, pese a ser el tercer país productor de banano en el mundo, Ecuador figura como el primer país exportador de banano (con casi un tercio de las exportaciones mundiales). Guatemala por su parte se encuentra en el 13° puesto a nivel mundial. (ANACAFE 2004).

Tabla 2. Banano: producción y rendimiento por país (2004)

País	TM	TM/Ha
India	16,450,000.00	26.43
Brasil	6,469,470.00	12.74
Ecuador	5,609,460.00	25.65
China	5,826,521.00	22.44
Filipinas	5,500,000.00	13.75
Indonesia	3,683,155.00	12.49
Costa Rica	2,000,000.00	44.44
México	1,944,710.00	27.78
Tailandia	1,800,000.00	12.95
Burundi	1,602,979.00	5.34
Colombia	1,450,000.00	33.72
Vietnam	1,044,400.00	10.29
Guatemala	940,388.00	49.39
Egipto	850,000.00	40.48
Venezuela	750,000.00	17.06

Fuente: FAO, 2004

B. Etanol.

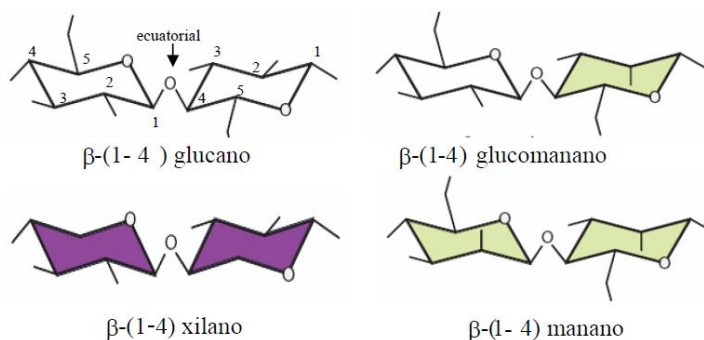
El etanol es el alcohol producido a partir de la fermentación de los azúcares que se encuentran en los productos vegetales combinados en forma de sacarosa, almidón, hemicelulosa y celulosa. Dependiendo de su fuente de obtención, su producción implica fundamentalmente molienda, fermentación y destilación de las mismas. Se obtiene generalmente de 3 principales tipos de materias primas como: Melaza de caña de azúcar y sorgo dulce (ricas en sacarosa), cereales y tubérculos (ricos en almidón), madera y residuos agrícolas (ricos en celulosa). (Donato y Beltrán, 2010).

Globalmente más del 60% del etanol elaborado anualmente se deriva del azúcar, siendo Brasil el mayor productor del mundo; mientras que de cereales se deriva el 32%. En Estados Unidos un 95% del etanol proviene del maíz. (Cardona, 2008).

C. Composición del material lignocelulósico

La lignocelulosa (celulosa, hemicelulosa y lignina) es el principal y más abundante componente de la biomasa producida por la fotosíntesis, anualmente se forman 200,00 millones de toneladas en el mundo (Ragauskas *et al.*, 2006).

La pared celular de las plantas está formada por lignocelulosa, la composición y porcentaje de los polímeros varían entre las especies de plantas, incluso entre la edad y etapa de crecimiento (Jeffries & Kirk, 1994).

Figura 3. Enlaces β -1,4 entre las unidades de glucosa, xilosa y manosa en hemicelulosa

Fuente: Universidad de Sevilla (Prinsen, 2010)

Las hemicelulosas se pueden clasificar según la cadena principal de xilanos (Xyl), xiloglucanos (XyG), mananos y glucomananos. Son ramificados con una cadena principal de glucosa, xilosa y/o manosa con enlaces β -1,4. Otros autores los clasifican en xilanos, glucuronoxilanos, arabinoxilanos, mananos, glucamananos y galactoglucomananos (Prinsen, 2010).

Las unidades constituyentes, la estructura y el contenido total de la hemicelulosa varían entre los tipos de especies, dentro de la misma especie e incluso, según el tejido anatómico y fisiológico del organismo vegetal. La función principal es su interacción con la celulosa y la lignina para proporcionar rigidez a la pared celular. Las cenizas de hemicelulosas se asocian con las microfibrillas de celulosa tras su carácter polar (puentes de hidrógeno). Los procesos de biorrefinería tratan de convertir hemicelulosa con mezclas de enzimas que actúan sobre celulosas y hemicelulosas simultáneamente, frecuentemente en la segunda fase de la hidrólisis (Prinsen, 2010).

Figura 4. Contenido en polisacáridos de hemicelulosas (%).

Polisacárido	Pared de dicotiledones		Pared de monocotiledones		Pared de coníferas	
	Primaria	Secundaria	Primaria	Secundaria	Primaria	Secundaria
Xiloglucanos	20-25	Menor	2-5	Menor	10	-
Glucuronoxilanos	-	20-30	-	-	-	-
Glucurono-arabinoxilanos	5	-	20-40	40-50	2	5-15
(Gluco)mananos	3-5	2-5	2	0-5	-	-
Galactoglucomananos	-	0-3	-	-	+	10-30
β -(1 \rightarrow 3,1 \rightarrow 4)-glucanos	-	-	2-15	Menor	-	-

*Pared primaria y secundaria de dicotiledones, monocotiledones y coníferas.

Fuente: Universidad de Sevilla (Prinsen, 2010)

3. Lignina. La lignina es un heteropolímero amorfo, tridimensional y ramificado por alcoholes aromáticos que da soporte estructural, rigidez, impermeabilidad y protección a los polisacáridos estructurales (celulosa y hemicelulosa) y es altamente resistente a la degradación química y biológica (Aro *et al.*, 2005).

Tabla 3. Caracterización cáscara de banano

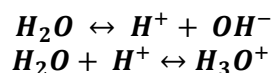
Características Químicas de la cáscara de banano (100g)	
Componente	% Base seca
% Humedad	89.1
Hemicelulosa	14.8
Celulosa	15.2
Lignina	24
Fibra cruda	---
Magnesio	0.16
Calcio	0.29
% Ceniza	11.37

Fuente: Universidad de Guayaquil, Ecuador.

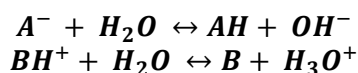
D. Hidrólisis.

Es una reacción química entre una molécula de agua y otra molécula, en la que la molécula de agua se divide y sus átomos pasan a formar parte de otra especie química.

1. Hidrólisis ácido – base. En la hidrólisis ácido-base el agua se divide en el ion hidroxilo OH^- y un ion H^+ (el cual es inmediatamente hidratado para formar el ion hidronio H_3O^+). Esta reacción sucede espontáneamente en agua pura, y en el equilibrio la concentración de iones hidronio en agua es $[\text{H}_3\text{O}^+] = 1 \cdot 10^{-7} \text{M}$. Esta es también la concentración de los iones hidroxilo puesto que cada molécula de agua que se divide genera un hidroxilo y un hidronio. Dicho equilibrio se denomina autoprotólisis:



La adición de algunas sustancias al agua modifica el equilibrio. Al ser disueltos en agua, los iones constituyentes de una sal se combinan con los iones hidronio, hidroxilo o ambos, procedentes de la disociación del agua. Al consumirse estos iones se modifica su concentración y, como consecuencia, se modifica el valor de pH.



Los iones A^- y BH^+ procedentes de ácido débiles AH , bases débiles B o sales AB se hidrolizan por acción del agua, dependiendo del grado de la reacción de la debilidad del ácido o de la base y la solubilidad de la sal; los iones procedentes de ácidos o bases fuertes no se hidrolizan apreciablemente.

En el contexto de la química orgánica, la hidrólisis representa una reacción opuesta a la condensación. Una molécula orgánica y el agua reaccionan rompiendo un enlace covalente para formar dos moléculas orgánicas con grupos funcionales que incluyen los átomos de la molécula de agua. En general se requiere añadir ácidos o bases fuertes para catalizar la hidrólisis.

2. Hidrólisis ácida de material lignocelulósico. Los procesos de obtención de etanol a partir de biomasa lignocelulósica que utiliza catalizadores ácidos permiten, en condiciones adecuadas de presión y temperatura, una solubilización de la hemicelulosa y la celulosa, quedando prácticamente inalterada la lignina. A temperaturas superiores a 200°C aparecen productos de descomposición de los azúcares (furfural, hidroximetilfurfural y una serie de productos solubles no identificados), por lo que no pueden obtenerse rendimientos muy altos. Además, estas sustancias son inhibidoras del proceso fermentativo por lo que deben eliminarse del hidrolizado antes de realizar la fermentación (San Miguel & Gutiérrez, 2015).

Los métodos industriales de hidrólisis ácida de la fracción celulósica se agrupan en dos tipos: los que emplean ácidos concentrados y temperaturas relativamente bajas (80-100°C) y los que emplean ácidos diluïdos a temperaturas más altas (170-240°C). La presencia de ácidos ataca las zonas amorfas de la celulosa ya que contienen agua intermolecular que ayuda a la difusión del ácido. Por lo tanto, la alta acidez favorece la ruptura del enlace β -acetal (1-4) entre las moléculas de glucosa que conforman la celulosa. El mecanismo involucrado en la hidrólisis ácida de la celulosa es el siguiente:

- Ataque protónico (H^+) del enlace β -acetal (1-4) de la celulosa.
- Ruptura del enlace y formación del catión carbonio.
- Reacción del radical carbonio con agua.
- Producción de grupos terminales hidroxilo o carboxilo.
- Liberación de otro radical H^+ que continúa la reacción.

(San Miguel & Gutiérrez, 2015)

Los procesos que implican ácidos concentrados operan a baja temperatura, pudiendo obtenerse altos rendimientos de hidrólisis (superiores al 90% de la glucosa potencial). A pesar de ello, la gran cantidad de ácido empleado en la impregnación del material a tartar y lo costoso de su recuperación, unido a los efectos corrosivos de los ácidos concentrados que obliga a altas inversiones en los equipamientos, hacen que el proceso no resulte rentable. Además, tiene el problema asociado de que es necesaria una costosa etapa de neutralización antes de la fermentación. Sin embargo, los procesos que utilizan ácidos concentrados han adquirido renovado interés debido a nuevos métodos que mejoran la economía de recuperación de los ácidos desarrollados por varias compañías (San Miguel & Gutiérrez, 2015).

E. Fermentación.

La fermentación es una extensión de la glucólisis que puede generar ATP solamente por fosforilación a nivel de sustrato, en tanto haya suficiente suministro de NAD^+ para aceptar electrones durante el paso de oxidación de la glucólisis. Se define como un proceso catabólico de oxidación incompleta, que no requiere oxígeno (Campbell & Reece, 2007).

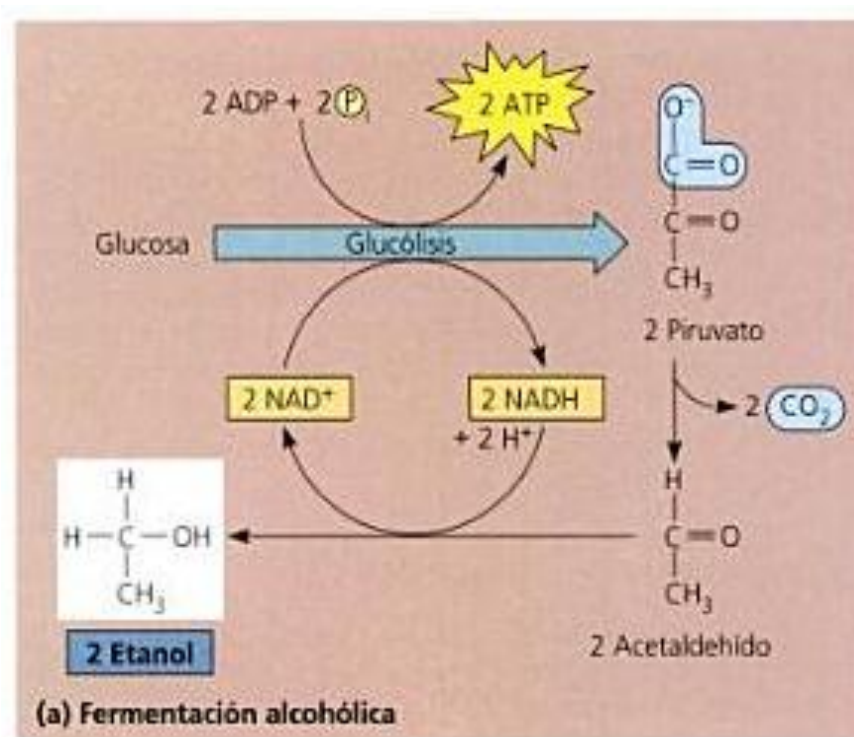
El proceso de fermentación es anaeróbico (en ausencia de oxígeno); esto significa que el aceptor final de los electrones del NADH producido en la glucólisis no es el oxígeno, sino otro compuesto que se reducirá para poder reoxidar el NADH a NAD^+ . El compuesto orgánico que se reduce es un derivado del sustrato que se ha oxidado anteriormente (Audesirk, 2003).

Hay muchos tipos de fermentación que difieren en los productos finales que se forman a partir del piruvato. Dos tipos comunes son la fermentación alcohólica y la fermentación ácida láctica (Campbell & Reece, 2007).

1. Fermentación alcohólica. Es un proceso anaeróbico originado por la actividad de algunos microorganismos que procesan los hidratos de carbono (azúcares) para obtener como producto final alcohol, dióxido de carbono y moléculas de ATP que consumen los propios microorganismos en su metabolismo celular energético anaeróbico (Howard & Piggott, 2003).

En la fermentación alcohólica, el piruvato se convierte en etanol (alcohol etílico) en dos pasos. El primer paso libera dióxido de carbono del piruvato, que se convierte en el compuesto de dos carbonos acetaldehído. En el segundo paso, el acetaldehído es reducido por el NADH a etanol. Esto regenera la provisión de NAD^+ necesaria para la continuación de la glucólisis. Muchas bacterias llevan a cabo la fermentación alcohólica en condiciones anaerobias. La levadura (un hongo) también lleva a cabo la fermentación alcohólica (Campbell & Reece, 2007)

Figura 5. Esquema de fermentación alcohólica



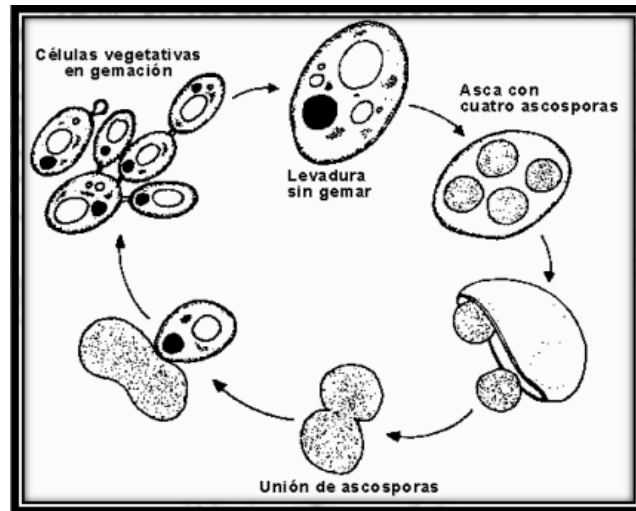
Fuente: Campbell & Reece, 2007.

a. Levaduras. Las levaduras son cuerpos unicelulares que están presentes en forma natural en algunos productos como frutas, cereales y verduras. Son lo que se denomina organismos anaeróbicos facultativos. Los microorganismos responsables de la fermentación son de tres tipos: bacterias, mohos y levaduras. Cada uno de estos microorganismos posee una característica propia sobre la fermentación que son capaces de provocar (Beltan *et al*, 2002).

Se ha descubierto que que en algunos casos es mejor inmovilizar (reducir el movimiento) algunas levaduras para que pueda atacar enzimáticamente mejor y con mayor eficiencia sobre el sustrato de hidratos de carbono evitando que los microorganismos se difundan, facilitando su recuperación. Algunas cepas de bacterias tienen eficiencias de fermentación altas sin necesidad de fijación, incluso a relativas velocidades de movilidad; tal como *Zymomonas mobilis* (Seo *et al*, 2005).

1) *Saccharomyces cerevisiae*. La levadura de cerveza (*Saccharomyces cerevisiae*) es un hongo unicelular, un tipo de levadura utilizado industrialmente en la fabricación de pan, cerveza y vino. El ciclo de vida de las levaduras alterna dos formas, una haploide y otra diploide. Ambas formas se reproducen de forma asexual por germación. En condiciones muy determinadas la forma diploide es capaz de reproducirse sexualmente (Beltan *et al*, 2002).

Figura 6. Esquema del ciclo biológico de *saccharomyces cerevisiae*

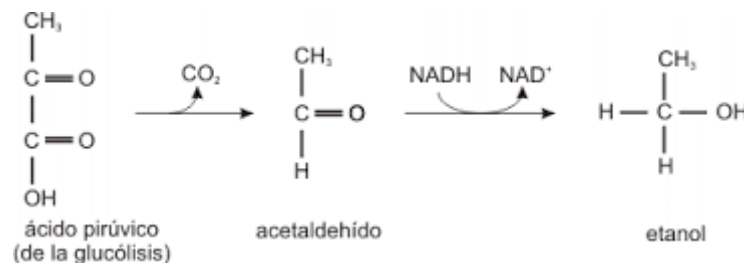


Fuente: Beltan et al. 2002

b. Bioquímica de la reacción. La glucólisis es la primera etapa de la fermentación, que requiere enzimas para su completo funcionamiento. A pesar de la complejidad de los procesos bioquímicos, una forma esquemática de la reacción química de la fermentación alcohólica puede describirse como una glucólisis de tal forma que puede verse como:



Figura 7. Mecanismo de reacción para la producción de etanol a partir de ácido pirúvico.



Fuente: Beltrán et al. 2002

La presencia de fósforo en forma de fosfatos, es importante para la evolución del proceso de fermentación. La fermentación alcohólica se produce por regla general antes que la fermentación maloláctica, aunque existen procesos de fermentación específicos en los que ambas fermentaciones tienen lugar al mismo tiempo. La presencia de los azúcares asimilables superiores a una concentración de 0.16g/L produce invariablemente la formación del alcohol etílico en el proceso de crecimiento de levadura (*Saccharomyces cerevisiae*) incluso en presencia de exceso de oxígeno (Dijken, Weusthuis & Pronk, 1993).



La reacción química describe como la reducción de dos moléculas de nicotinamida adenina dinucleótido (NAD^+) de $NADH$ con un balance final de dos moléculas de ADP que finalmente por la reacción general se convierten en ATP (Audesirk, 2003).

En más detalle de la fermentación etílica en el interior de las levaduras, la vía de la glucólisis es idéntica a la producida en el eritrocito (con la excepción del piruvato que se convierte en etanol). En primer lugar, el piruvato se descarboxila mediante la acción de la piruvato descarboxilasa para dar como producto final acetaldehído liberando CO_2 a partir de iones de hidrógeno (H^+) y electrones de $NADH$. El $NADH$ se vuelve a oxidar por el alcohol deshidrogenasa, regenerando NAD^+ para la

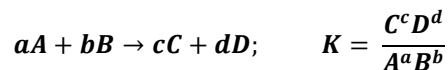
continuación de la glucólisis y sintetizando al mismo tiempo etanol. El etanol es un producto tóxico para las levaduras, al punto que al alcanzar una concentración de aproximadamente 12 a 20% tienden a morir (Audesirk, 2003).

c. Limitantes del proceso. La determinación de los factores que limitan la glucólisis fermentativa del etanol es compleja debido a la interrelación existente y a la naturaleza de las variables que intervienen durante el proceso de fermentación. Algunas de las limitantes más importantes son:

- Concentración de etanol resultante: la resistencia de las levaduras a las concentraciones de etanol que se llegan a producir durante la fermentación, algunos microorganismos como el *Saccharomyces cerevisiae* pueden llegar a soportar hasta el 20% de concentración en volumen.
- Acidez del sustrato: como regla general, el metabolismo activo de las levaduras está un rango de pH del medio que va aproximadamente desde 3.5 a 5.5 pH.
- Concentraciones de azúcar: la concentración excesiva de hidratos de carbono en forma de monosacáridos y disacáridos puede frenar la actividad microbiana (envenenamiento por sustrato), de la misma forma que una concentración muy baja (inhición).
- Contacto con el aire: una intervención mínima de oxígeno detiene el proceso por completo.
- La temperatura: las levaduras mueren a temperaturas por encima de los 55°C.
- Crecimiento de las cepas: las cepas crecen durante la fermentación debido a las condiciones favorables que se presentan en el medio, esto hace que se incremente la concentración de levaduras.

F. Cinética de la reacción.

El estudio de una reacción química puede hacerse desde el punto de vista termodinámico o desde el cinético. El estudio termodinámico permite conocer la posición en la cual la reacción alcanzará el equilibrio. Cuantitativamente, la posición de equilibrio viene definida por la constante de equilibrio, que representa el cociente de las actividades de productos y reacciones:



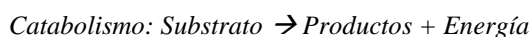
El valor de la constante es un indicador de la extensión en la que se producirá la reacción. Sin embargo, no proporciona ninguna información relacionada con la duración del proceso. Los criterios termodinámicos no incluyen la variable tiempo, puesto que sólo consideran la diferencia de las propiedades del Sistema entre los estados inicial y final, por lo tanto, no se ocupan de la velocidad en la que tiene lugar la reacción ni los estados intermedios por los que transcurre (UV, 2008).

Para completar los conocimientos termodinámicos de los procesos químicos, la cinética química trata dos aspectos básicos: la descripción del modelo de reacción o conjunto de pasos y estados intermedios que se producen durante la reacción y la formulación de una ley de velocidad que describa adecuadamente y en detalle la velocidad de reacción (UV, 2008).

Se define como cinética de reacción o cinética química al estudio de las velocidades de las reacciones químicas y de los mecanismos mediante los que se tienen lugar. A cinética química introduce la variable tiempo en el estudio de las reacciones químicas y estudia el camino que siguen los reactivos para convertirse en productos (UV, 2008).

1. Cinética de las reacciones biológicas.

a. Tasa de utilización del sustrato (coeficiente de producción). El crecimiento celular engloba la conversión metabólica de un sustrato en sus productos, lo que hace que se libere energía en forma de ATP (ruta Catabólica), que será utilizada para la síntesis celular (ruta Anabólica):



Anabolismo: Substrato + Energía + Nutrientes → Masa Celular

Resultado Global: Substrato + Nutrientes → Masa Celular + Productos

La cantidad de masa celular o biomasa formada, es proporcional a la cantidad de sustrato y de product. Se puede definir un coeficiente para cada tipo de bacterias, llamado coeficiente de producción Y, que puede ser determinado de manera experimental:

$$\text{Producción de Biomasa} = Y_{x/s} = \frac{\text{Cambio en biomasa}}{\text{Cambio en sustrato}} = \frac{\Delta X}{\Delta S}$$

El crecimiento de la población de microorganismos se puede asociar al consume del sustrato mediante el uso del coeficiente de producción

$$\frac{dX}{dt} = Y_{x/s} \frac{dS}{dt} - bX$$

Donde bX es un término que refleja la lisis bacteriana, habiéndose asociado también, con el concepto de energía de mantenimiento, o energía utilizada no para el crecimiento sino para el mantenimiento de los microorganismos (Pavlostathisy Giraldo-Gómez, 1991).

b. Tasa de crecimiento. En condiciones ideales, el crecimiento de las poblaciones de bacterias sigue una tendencia exponencial con el tiempo. Puesto que el crecimiento de la población bacteriana ocurre por division, la función de concentración de la población en el tiempo se expresa como:

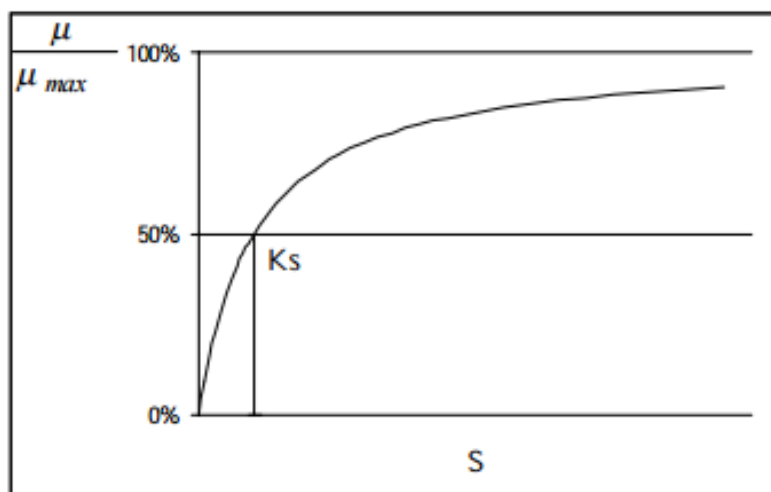
$$X = X_{(t=0)} e^{(\mu-b)t}$$

En la práctica existen limitaciones al crecimiento, por ejemplo, la limitación del sustrato disponible o por la presencia de tóxicos. La concentración de sustrato disponible limita la velocidad de crecimiento de las poblaciones bacterianas. En general se acepta que se cumple la cinética de Monod (1950), quien propuso una expression similar a la ecuación de Michaelis-Menten de la velocidad de reacción enzimática:

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S}$$

Donde μ es la tasa de crecimiento específica; μ_{max} es la tasa máxima de crecimiento específica, S es la concentración del sustrato y K_s la constante de saturación. La dependencia del sustrato de la velocidad de crecimiento específica (μ) es de forma que, si la cantidad de sustrato es muy grande, la tasa específica se aproxima al valor máximo; y si la concentración del sustrato tiende a cero, se aproxima a cero.

Figura 8. Ilustración de la cinética de crecimiento de Monod



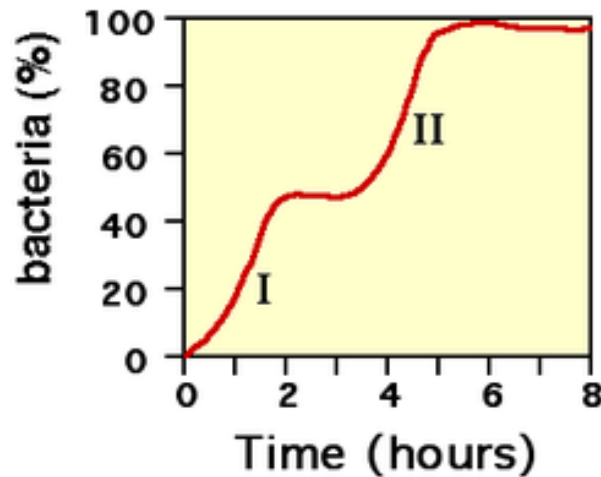
c. Cinética de inhibición. La presencia de un compuesto tóxico para los microorganismos se refleja en una menor tasa de crecimiento de los mismos. No todos los microorganismos se ven afectados de la misma forma por los mismos compuestos. Se dice que hay tres tipos básicos de inhibición, en función de la reversibilidad y del parámetro cinético que afecta (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

A través de las constantes biocinéticas de la ecuación de Monod para la tasa de crecimiento específico y de utilización del sustrato, se puede ajustar el modelo para tener en cuenta los factores inhibidores. Lo más común en los modelos consultados en la bibliografía es que sea la velocidad de crecimiento específica (μ) la variable afectada, aunque algunas sustancias pueden afectar el coeficiente de producción o la tasa de lisis (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

d. Cinética de crecimiento diaúxico. Es un tipo de crecimiento microbiano bifásico que tiene lugar cuando hay presentes dos sustratos diferentes que pueden ser utilizados como fuente de carbono. En este tipo de crecimiento microbiano, se observa una curva de crecimiento bifásica debido a la utilización secuencial de distintas fuentes de carbono. El metabolismo del organismo es selectivo para uno de los sustratos (se usa la fuente de carbono que permite un crecimiento más rápido) y cuando la agota, comienza a metabolizar el otro (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

$$\mu = \frac{\mu_{max_1} * C_{S_1}}{K_s + C_{S_1}} + \frac{\mu_{max_2} * C_{S_2}}{K_s + C_{S_2} + \frac{C_{S_1}^2}{K_{IE}}}$$

En bacterias lácticas, por ejemplo, la presencia de glucosa que es fácilmente asimilable, induce un efecto de represión por catabolito sobre el operon lac que es necesario para el metabolismo de la lactosa, un disacárido de más difícil asimilación. Como consecuencia se produce un crecimiento diaúxico en medios de cultivo que contienen una mezcla de glucosa y lactosa (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

Figura 9. Curva de Crecimiento en un modelo diaúxico**G. Destilación.**

Es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. Con el fin de obtener la segunda fase, ésta se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original. (Treybal, 2007).

En la práctica, la destilación puede llevarse a cabo según dos métodos principales. El primer método se basa en la producción de vapor mediante la ebullición de la mezcla líquida que se desea separar y la condensación de los vapores sin permitir que el condensado retorne a la columna de destilación. El segundo método se basa en el retorno de una parte del condensado a la columna en condiciones tales que el líquido que se retorna se pone en contacto íntimo con los vapores que ascienden hacia el condensador (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

1. Volatilidad relativa. Una medida numérica de la diferencia en las composiciones el líquido y el vapor en una mezcla se conoce como el factor de separación o, particularmente en el caso de la destilación, la volatilidad relativa (α). Esta es la relación entre la relación de concentraciones de A y B (para una mezcla binaria) en una fase y en la otra, y es una medida de la posibilidad de separación (Treybal, 2007).

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} = \frac{K_i}{K_j}$$

2. Soluciones ideales. Ley de Raoult. Considerando los equilibrios para el caso límite de las mezclas cuyos vapores y líquidos son ideales. Para una solución ideal, la presión parcial en el equilibrio \bar{P} de un componente a temperatura fija es igual al producto de su fracción mol en el líquido por su presión de vapor (P_{vap}) cuando está puro a esta temperatura (Treybal, 2007).

$$yP_{vap} = x\bar{P}$$

Por lo tanto, para soluciones ideales es posible calcular los equilibrios totales vapor-líquido a partir de las presiones de vapor de las sustancias puras (Treybal, 2007).

3. Desviaciones positivas del comportamiento ideal. De una mezcla cuya presión total es mayor que la calculada para el ideal se dice que muestra desviaciones positivas de la Ley de Raoult. La mayoría de las mezclas pertenecen a esta categoría. En estos casos, las presiones parciales de cada componente son mayores que la presión ideal. En otras palabras, la ley de Raoult es casi aplicable a la sustancia presente en concentraciones grandes. Este es el caso de todas las sustancias, excepto cuando existe asociación dentro del vapor o disociación electrolítica dentro del líquido (Treybal, 2007).

4. Mezclas con punto de ebullición mínimo - azeótropos. Cuando las desviaciones positivas del ideal son lo suficientemente grandes y cuando las presiones de vapor de los dos componentes no están muy alejadas entre sí, las curvas de presión total a temperatura constante pueden aumentar a través de un máximo a cierta concentración. Se dice que una mezcla de este tipo forma un azeotropo o mezcla con punto de ebullición constante (Treybal, 2007).

Este tipo de soluciones no puede separarse más allá del azeotropo mediante métodos ordinarios de destilación a esta presión, puesto que la composición azeotrópica $y^* = x$ y $\alpha = 1.0$. La composición azeotrópica al igual que su punto de ebullición cambia con la presión. En algunos casos, el cambio de presión puede llegar a eliminar el azeotropismo del sistema (Treybal, 2007)

5. Tipos de destilación.

a. Destilación instantánea. La destilación instantánea o flash consiste en la vaporización de una fracción definida del líquido, en una manera tal que el vapor que se forma está en equilibrio con el líquido residual, separando el vapor del líquido y condensando el vapor. Dicha destilación se emplea esencialmente para la separación de componentes que tienen temperaturas de ebullición muy diferentes (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

b. Destilación diferencial o sencilla. Si durante un número infinito de evaporaciones instantáneas sucesivas de un líquido, sólo se evapora instantáneamente una porción infinitesimal del líquido cada vez, el resultado neto sería equivalente a una destilación diferencial o sencilla (Treybal, 2007).

Un lote de líquido se carga en un destilador equipado con algún tipo de dispositivo de calentamiento. La carga hierve lentamente y los vapores se descargan en un condensador tan pronto como se forman; aquí se licuan y el destilado se almacena en el colector. La primera porción del destilado será la más rica en la sustancia más volátil, conforme continúa la destilación el producto evaporado se va empobreciendo. El destilado puede separarse en varios lotes separados llamados “fracciones” (Treybal, 2007).

c. Destilación con rectificación continua. Es una operación de destilación a contracorriente. Por lo general, para una solución binaria, con algunas excepciones, es posible separar mediante este método la solución de sus componentes y recuperar cada componente en el estado de pureza que se desee (Treybal, 2007).

La alimentación desciende por la columna hacia el hervidor y se agota en el componente A por el vapor que asciende desde el hervidor. Por ese medio se obtiene un producto residual, que es el componente B casi puro (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

La columna A se alimenta generalmente cerca de su parte central con un flujo de alimentación constante de concentración definida; el plato en el que se introduce la alimentación recibe el nombre de plato de alimentación. Todos los platos que se encuentran por encima del plato de alimentación constituyen la zona de rectificación, mientras que todos los platos por debajo constituyen la zona de agotamiento. La alimentación desciende por la sección de agotamiento hasta el fondo de la columna, donde se mantiene un nivel definido de líquido (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

d. Sistema multicomponentes. Muchos de los sistemas de multicomponentes de importancia industrial pueden considerarse casi ideales en la fase líquida para todos los fines prácticos. Esto es particularmente cierto para todas las mezclas de hidrocarburos de la serie homóloga. En estos casos, puede aplicarse la ley de Raoult o su equivalente en función de las fugacidades y calcular el equilibrio a través de las propiedades de los componentes puros. Sin embargo, generalmente no es seguro conocer el comportamiento detallado de un sistema de multicomponentes a partir de únicamente de la consideración de los componentes puros, ni siquiera del conocimiento de los sistemas binarios simples que pueden formarse a partir de los componentes (Treybal, 2007).

Un principio importante que se debe establecer es que un solo fraccionador no puede separar más de un componente in una forma razonablemente pura de una solución multicomponentes, por tanto, se requerirá un total de $C-1$ fraccionadores para completar la separación de un sistema de C componentes. Otra diferencia significativa entre un sistema multicomponentes de un sistema binario radica en el

análisis de los grados de libertad en la columna. Asumiendo una presión constante y despreciando las pérdidas de calor en la columna, el número de grados de libertad es $C+6$ (Benítez, 2009).

En los sistemas multicomponentes la composición tanto del destilado como del remanente no están especificadas debido a que no hay suficientes grados de libertad que permitan la completa especificación; esto mismo genera dificultades en los cálculos del procedimiento. Para realizar un procedimiento de cálculo etapa por etapa, se requiere conocer las composiciones en al final de la misma; de cualquier manera, los cálculos internos para sistemas de multicomponentes requieren ser ejecutados mediante prueba y error. Afortunadamente, es posible realizar una estimación inicial, asumiendo que los componentes más volátiles se quedan en su mayoría en el fondo y el refinado tiene una mayor presencia del componente menos volátil (Benítez, 2009).

1) Equilibrio entre fases para la destilación multicomponentes. Los equilibrios vapor-líquido para una mezcla están descritos por los coeficientes de distribución o factores K , siendo K para cada componente la relación entre las fracciones molares de las fases vapor y líquido en equilibrio (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

$$K_i = \frac{y_{ie}}{x_{ie}}$$

Si las leyes de Raoult y Dalton son aplicables, es posible calcular los valores de K_i a partir de la presión de vapor y la presión del sistema:

$$\begin{aligned} p_i &= x_i P'_i \\ y_i &= \frac{p_i}{P} \\ K_i &= \frac{x_i P'_i}{P x_i} = \frac{P'_i}{P} \end{aligned}$$

La ley de Raoult es una buena aproximación para mezclas de compuestos similares, como las parafinas que se encuentran en fracciones de petróleo de baja temperatura de ebullición o de aromáticos recuperados a partir de la producción de coque. Sin embargo, a presiones elevadas, los factores K no varían de forma inversamente proporcional con la presión total debido a los efectos de compresibilidad (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

Los factores K dependen fuertemente de la temperatura debido a la variación de la presión de vapor, peor los valores relativos de K para dos componentes sólo varían moderadamente con la temperatura. La relación de los factores K es la misma que la volatilidad relativa de los componentes:

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} = \frac{K_i}{K_j}$$

(McCabe, Smith & Harriot, 2007).

2) Cálculo del punto de burbuja y el punto de rocío. La determinación de la temperatura de burbuja o la temperatura de rocío es necesaria para el cálculo de destilación súbita y para cada una de las etapas de una destilación multicomponentes (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

Para la temperatura de burbuja:

$$\sum_{i=1}^{N_c} y_i = \sum_{i=1}^{N_c} K_i x_i = 1$$

En donde la composición del vapor en el equilibrio está dada por:

$$y_i = \frac{K_i x_i}{\sum_{i=1}^{N_c} K_i x_i}$$

Para la temperatura de rocío:

$$\sum_{i=1}^{N_c} x_i = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{y_i}{K_i} = 1$$

En donde la composición del líquido en el punto de rocío está dada por:

$$x_i = \frac{\frac{y_i}{K_i}}{\sum_{i=1}^{N_c} \frac{y_i}{K_i}}$$

Donde N_c es el número de componentes (McCabe, Smith & Harriot, 2007).

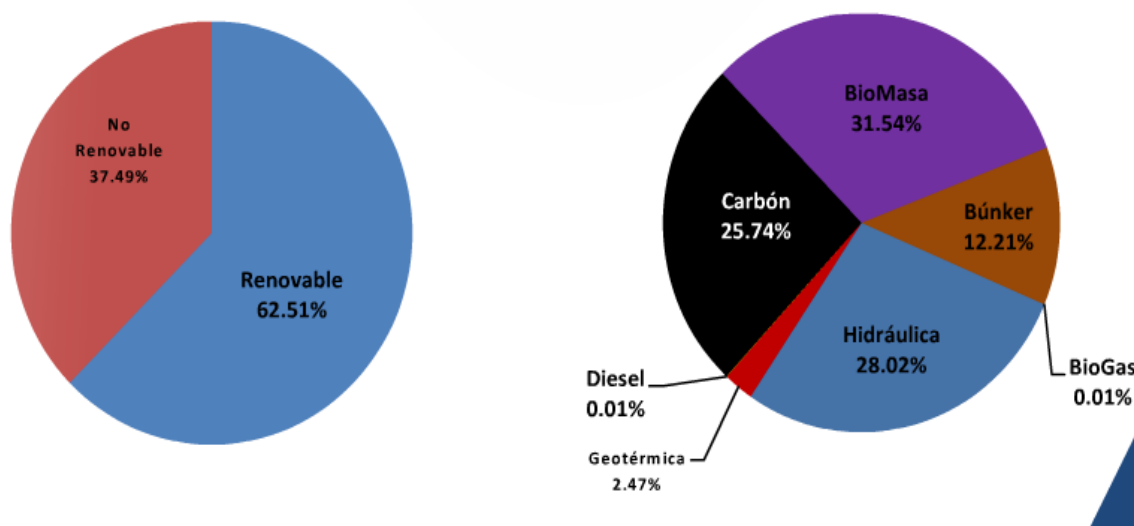
3) Método Fenske-Underwood-Gilliland. Existe una diversidad de métodos por computadora (simuladores) para la solución de problemas en una destilación multicomponentes; uno de los más empleados es el método Fenske-Underwood-Gilliland (FUG). Este método combina la ecuación de reflujo total de Fenske y la de reflujo mínimo de Underwood con la relación gráfica de Gilliland que relaciona el comportamiento real de la columna con las condiciones de reflujo total y mínimo para una seriación especificada entre dos compuestos clave (UIS, 2010).

V. ANTECEDENTES

A. Marco general de los combustibles.

La Comisión Nacional de Energía Eléctrica, CNEE (2015), presenta la matriz energética para marzo de 2015 de la siguiente forma

Figura 10. Matriz energética de Guatemala, mayo de 2015



Según las estadísticas, en Guatemala el 12.21% de la energía consumida proviene del búnker, un derivado del petróleo y 37.49% de la energía total proviene de fuentes no renovables. En una estadística obtenida del Index Mundi (2015) para el año 2014, se consumieron 25,915,000 barriles de petróleo en ese año, generando un promedio de 71,000 barriles al día. El petróleo y sus derivados continúa siendo en nuestro país una fuente de energía ampliamente utilizada, importada en totalidad y cuyas altas y bajas tienen una influencia significativa en la economía del país.

B. Etanol de fuentes de biomasa

Wayman (1996) en su libro *Handobook of Bioethanol: production and utilization*, expresa que uno de los combustibles que tiene el potencial de semejar las características del petróleo a un precio bajo es el etanol producido de la lignocelulosa de las fuentes de biomasa. El bioetanol puede ser producido a partir de los desechos agrícolas. El etanol tiene propiedades extremadamente favorables que reducen las emisiones de formación de smog. Una máquina propiamente afinada puede lograr una eficiencia alta con etanol puro, que se compensa en gran medida por su reducido contenido energético.

C. Biomasa en la producción de etanol carburante

De igual manera, Wyman (1996) establece en su libro que actualmente, más de 11 billones de litros de etanol son producidos comercialmente a partir de caña de azúcar cada año en Brasil para ser empleados en mezclas de 22% de etanol/gasolina y como combustible puro. Otra opción es convertir biomasa lignocelulósica en etanol. La lignocelulosa de la biomasa incluye materiales como los residuos agrícolas y otros componentes. Se necesitará emplear cuerpos leñosos y herbáceos para respaldar la producción a gran escala de combustible.

Souza, Sellin & Marangoni (2013) en su estudio *Ethanol Production: Comparasion between the Use of Fruits Peed and Pseudostem*, establecen que generalmente cerca del 35 al 50% de los materiales están compuestos de celulosa, una gran cadena de moléculas de glucosa que se juntan en una estructura cristalina. Otro 20 a 35% está compuesto de hemicelulosa, otra cadena larga de

azúcares. Una gran fracción del material remanente se compone de lignina, un polímero fenilpropeno y otros compuestos insolubles adheridos a la hemicelulosa y celulosa. La celulosa y hemicelulosa juntas componen entre el 60 al 75% de la lignocelulosa en la biomasa; estos materiales pueden ser rotos para aprovechar sus azúcares y ser transformados a etanol mediante la fermentación.

D. Residuos agrícolas en Guatemala

En el perfil ambiental de Guatemala, presentado por BANGUAT (2011) para el periodo comprendido entre 2006 y 2010, demostró que los residuos de la industria agraria guatemalteca alcanzaron aproximadamente 75,000,000 t, representando el 64.7% del total de los residuos del país.

Figura 11. Perfil ambiental de Guatemala 2006-2010.

Flujo y tipo de residuo	Año					Promedio (2006-2010)	Estructura porcentual
	2006	2007	2008	2009	2010		
Generación (oferta bruta) de residuos							
Residuos ordinarios mixtos	1,667	1,702	1,750	1,756	1,688	1,712	0.001
Equipo desechado	10,754	11,431	11,149	10,752	11,181	11,054	0.01
Residuos metálicos	29,934	31,868	31,054	30,244	31,086	30,837	0.03
Otros residuos	178,893	190,451	185,587	180,744	185,774	184,290	0.16
Residuos estabilizados	413,581	432,387	400,311	430,951	341,397	403,725	0.35
Estiércol	786,020	808,787	804,864	799,835	835,666	807,034	0.69
Residuos biológico-infecciosos	822,456	842,284	847,750	833,781	818,602	832,974	0.71
Residuos no metálicos	1,588,102	1,489,042	1,545,749	1,585,354	1,582,603	1,558,170	1.34
Residuos minerales	13,790,651	17,442,653	15,914,468	13,233,126	12,243,372	14,524,854	12.46
Lodos	22,483,263	23,033,502	24,269,848	22,951,702	21,293,168	22,806,297	19.56
Residuos vegetales y animales	73,728,889	77,392,090	75,970,084	74,497,854	75,601,366	75,438,057	64.70
Total de la oferta bruta de residuos (O)	113,834,210	121,676,197	119,982,615	114,556,098	112,945,902	116,599,004	100.00
Utilización de residuos (reutilización) (U)	17,170,679	17,900,749	17,324,610	17,484,249	16,978,592	17,371,776	14.90
Generación menos utilización (Oferta neta) de residuos (O-U)	96,663,531	103,775,448	102,658,004	97,071,850	95,967,310	99,227,229	85.10

Nota: Véase el glosario de términos para una descripción completa de cada tipo de residuo (página 178). Fuente: BANGUAT y IARNA-URL (2011).

Vulnerabilidad y creciente construcción de riesgo. (BANGUAT, 2011)

E. El banano como fuente de materia prima

El banano representa el tercer producto guatemalteco de mayor producción y venta del país. Entre los municipios Santo Domingo, Suchitepéquez y Tiquisate, Escuintla; el banano es el segundo producto agrícola de mayor cultivo en la región (APIB, 2014). Cuando el banano no cumple con las normas de calidad para su exportación o bien que no cumple con los estándares en selección y empaque, queda dentro del país como lo que se conoce popularmente como “banano de rechazo”, que generalmente se vende en supermercados o mercados locales y que representa aproximadamente un 15% de la producción total (FAO, 1990).

Tabla 4. Disponibilidad de banano verde de rechazo en América Central y Panamá

País	Miles de t.
Costa Rica	165
El Salvador	7
Guatemala	12
Honduras	210
Nicaragua	< 1
Panamá	135

Fuente: FAO, 1990

Álvarez y Sigüenza (2006) en su estudio de *Utilización de los remanentes de banano deshidratado en la elaboración de productos alimenticios*, establecen que el banano está constituido en un 40% cáscara y 60% de pulpa; es decir, de una caja de banano de 18.14Kg, se desperdician 7.25Kg. Sin embargo, también exponen que existen experiencias desarrolladas sobre el uso de la cáscara de banano verde o maduro para el desarrollo de productos alimenticios, las mismas se han utilizado comúnmente en la alimentación animal y de su factibilidad de uso en la generación de bioproductos tales como fibras, compostaje o etanol.

Tabla 5. Caracterización de la cáscara de banano verde y banano maduro

Composición de los remanentes de banano (100g)		
	Cáscara de banano verde	Cáscara de banana
% Humedad	91.62	95.66
% Proteína Cruda	5.19	4.77
% Fibra Cruda	11.58	11.95
Energía bruta (Kcal)	4383	4592
% Calcio	0.37	0.36
% Fósforo	0.28	0.23
% Ceniza	16.3	14.58

Fuente: Álvares y Sigüenza, 2006

F. Etanol a partir de hidrólisis de lignocelulosa

Según Departamento de Energía de Estados Unidos, DOE (2005) El actual aprovechamiento para la conversión de lignocelulosa en etanol implica un complejo y costoso proceso de multietapas que combina termoquímica y métodos biológicos. La conversión de la biomasa involucra los siguientes pasos: (1) Pretratamiento de la materia prima para incrementar la accesibilidad de las enzimas en los polisacáridos (Celulosa y Hemicelulosa); (2) hidrólisis para separar los constituyentes lignocelulósicos en una mezcla de azúcares reductores; (3) fermentación microbiana, mediante levaduras o bacterias para convertir azúcares en etanol.

G. Estudios realizados

En un estudio, se evaluó la hidrólisis de la celulosa presente en la cáscara de banano y su posterior fermentación a etanol, se ajustaron los medios de fermentación para los microorganismos *Saccharomyces Cerevisiae* NRRL Y-2034 y *Zymomonas mobilis* CP4. Dicha hidrólisis produjo 20g/L de azúcares reductores. La fermentación con *Saccharomyces cerevisiae* produjo una concentración de etanol de $7.92 \pm 0.31\%$ y no se aprecia una producción considerable de etanol (menor de 0.1g/L). (Monsalve, Medina & Ruiz, 2006).

En otro, se evaluó la producción en continuo de etanol a partir de banano de rechazo utilizando células inmovilizadas de alginato de sodio; que se compararon con las fermentaciones por lotes con células libres e inmovilizadas (*Saccharomyces Cerevisiae*), utilizando un medio

estándar de fermentación y mosto de banano como sustrato. Las fermentaciones con mosto de banano presentaron un incremento del 31% en la producción de etanol durante las primeras 14 horas de fermentación, pasando de producir 33.7g/L de alcohol con células libres a 44.18g/L con células inmovilizadas (Zapata & Peláez, 2010).

En una simulación de la hidrólisis de la pulpa, el pseudotallo y la cáscara del banano de rechazo, la energía consumida fue de aproximadamente 300.6, 310.6 y 309.1 kJ/h respectivamente. Acorde a esto resulta que el mejor productor de glucosa fue el pseudotallo. (Souza, Sellin & Marangoni, 2013).

VI. METODOLOGÍA

A. Recolección de la muestra

La recolección fue efectuada por el personal de cultivo y cosecha de la finca Santa Irene semanalmente. El tipo de banana empleado es Cavendish Gigante o Grand Naine.

Se recolectaron 3.5kg de banano de desecho producto del desmane. El banano recolectado se transportó en costal hasta el área de empaque. En el área de empaque, los bananos se empacaron los bananos en las cajas de serie “Chiquita To Go” (39cm de largo, 24cm de ancho y 12cm de profundidad). Cada fila de bananos se separó usando hojas de papel tipo karft y se envolvieron con bolsa plástica perforada.

La caja selló y se almacenó en el refrigerador de la empacadora a 12°C durante 1 día. Al día siguiente, las cajas se cargaron en automóvil y se transportaron con aire acondicionado a 19°C desde la finca hasta la ciudad capital. Los bananos se almacenan en refrigerador, a 4°C por un tiempo máximo de 4 días.

B. Pretratamiento mecánico de la cáscara de banano

Para aumentar el área de contacto de la cáscara, los bananos se pelan y cortan previo al tratamiento químico.

1. Se lavaron los bananos por la parte externa con agua y jabón.
2. Se separó la cáscara de la fruta manualmente.
3. Con una espátula pastelera, se retiró la fruta que pudo quedarse adherida a la cáscara.
4. La cáscara se cortó manualmente con un cuchillo hasta obtener un diámetro de partícula de aproximadamente 0.5cm

C. Pretratamiento químico de la cáscara de banano

Con el fin de maximizar la accesibilidad a los azúcares contenidos dentro de la lignocelulosa de la cáscara de banano, así como minimizar la producción de inhibidores y degradación de los azúcares, se realiza un tratamiento para separar la lignina de la celulosa y hemicelulosa.

1. Se preparó la solución de hidróxido de sodio al 0.1 M.
 - a. Pesar en una balanza 0.4 g de hidróxido de sodio.
 - b. Medir 100 mL de agua destilada con una probeta.
 - c. En un beaker de 500 mL, se vertieron 50 mL de agua destilada
 - d. Agregar el hidróxido de sodio y disolver con una varilla de vidrio.
 - 1) En los casos en los que el hidróxido de sodio no se disolvió completamente, se calentó la solución con una plancha térmica y se agitó hasta que se disolviera
2. En un beaker de 500 mL, se transfirieron 50 g de cáscara de banano por cada 100 mL de solución de hidróxido de sodio.
3. Se dejó la cáscara inmersa en la solución durante un periodo de 24 horas a temperatura ambiente y sin agitación.

D. Hidrólisis ácida (ácido sulfúrico)

El ácido rompe los enlaces de hidrógeno en las cadenas de celulosa y hemicelulosa de la cáscara del banano y las deja susceptibles a una hidrólisis para la obtención de los azúcares fermentables.

1. Por cada 50 g de cáscara inmersa en la solución de NaOH, se prepararon 100 mL de una solución al 5 N de ácido sulfúrico.
 - a. Precauciones:
 - 1) El ácido sulfúrico es un fuerte agente oxidante y puede dar lugar a la ignición al ponerse en contacto con compuestos tales como nitratos, carburos, cloratos, etc.
 - 2) Altamente corrosivo en concentraciones menores al 77.6% V/V; corroe metales y da lugar al desprendimiento de hidrógeno.

3) Sus vapores son irritantes y tóxicos, por lo que debe trabajarse en un espacio ventilado.

4) Se requiere el uso de lentes, guantes, botas, mascarilla y bata.

5) Al prepararse las soluciones, el ácido debe agregarse al agua lentamente y en pequeñas cantidades agitando constantemente.

b. Preparación de la solución

1) Con las medidas de seguridad necesarias, se midió en probeta 86.6 mL de agua por cada 50 g de cáscara de banano.

2) Se agregó lentamente con pipeta y agitación constante 13.3 mL de ácido sulfúrico por cada 50 g de cáscara.

3) Se ajustó la solución con agua destilada a 100 mL y se dejó enfriar a temperatura ambiente.

2. Se filtró la cáscara de banano inmersa en la solución de NaOH usando filtros para café y se recuperó la solución en un recipiente para su posterior neutralización

3. Se transfirió la cáscara de banano en un recipiente de vidrio y se agregaron 100 mL de la solución de ácido sulfúrico 5 N por cada 50 g de cáscara.

4. Se calentó la solución en estufa y con capana a 100°C durante 25 minutos

E. Cuantificación de azúcares

La cuantificación de azúcares se llevó a cabo por medio de cromatografía líquida de alta resolución (HPLC), en el Laboratorio de Análisis Instrumental de la Universidad del Valle de Guatemala.

La columna empleada fue Biorad Aminex HPX-87P. La fase móvil empleada fue agua, 0.6mL/min a temperatura de 60°C, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestrador. El volumen de inyección fue de 1µL.

F. Ajuste de pH de la solución

Para el ajuste de pH, se determine por medio de estequiometría la concentración de solución de hidróxido necesaria para obtener un pH de 4.5. El ajuste se lleva a cabo con 250 mL de solución al 3.75 M. Para ello se preparó una solución de hidróxido de sodio al 3.75 M

1. Se pesó en una balanza 37.5 g de hidróxido de sodio.

2. Se midió con una probeta 100mL de agua destilada.

3. Se vertieron 100 mL de agua destilada en un beaker de 500mL.

4. Se disolvió el hidróxido de sodio con una varilla de agitación.

5. Se trasvasó la solución a un balón y se aforó a 250 mL.

G. Reproducción y crecimiento del microorganismo (*saccharomyces cerevisiae*).

Transformación de los azúcares a alcohol etílico en un medio anaerobio mediante una reacción biológica con Saccharomyces Cerevisiae (Levadura).

1. Se activó la levadura Fermipan Roja.

a. Se midió 25 mL de agua destilada en probeta

b. Se trasvaó el agua a un beaker de 50 mL y se calentó a una temperatura de 30 a 35 °C (nunca superar los 40 °C debido a que a esta temperatura se inhibe el crecimiento de los microorganismos) usando una planca térmica.

c. Por cada litro de solución hidrolizada, se pesó en balana 5 g de levadura y 1.5 g de azúcar.

d. Se vertió la levadura y el azúcar en el agua caliente y se disolvió empleando una varilla de agitación.

e. Se dejó reposar de 5 a 8 minutos para permitir la reproducción de los microorganismos en condiciones aerobias dejándolo abierto al ambiente.

2. Se añadió la levadura a la solución y se dejó reposar sin agitación en condiciones anaerobias. Esto con el objetivo de permitir el crecimiento de los microorganismos.

H. Fermentación del mosto y determinación del consumo del sustrato.

1. A un recipiente plástico hermético y transparente de 1 L de capacidad, se acopló un tomador de muestras con una manguera para suero y una jeringa.

a. El área para la toma de muestra debe estar sellada al ambiente de tan forma que impida el paso de aire hacia el interior del reactor.

2. Se implementó un sistema de venteo por medio de una manguera adaptada a la parte superior del recipiente.

3. Se conectó la manguera a una trampa de dióxido de carbono.

a. En un recipiente de 250 mL, verter 100 mL de agua medidos con una probeta.

b. Sumergir la manguera al fondo del recipiente y fijar con cinta aislante.

4. Se llenó el recipiente hasta aproximadamente un 60% de su capacidad total y se colocó en un baño térmico a una temperatura de 30 °C.

5. Para la toma de cada una de las muestras, se agitó manualmente la solución durante aproximadamente 30 segundos y se tomó una alícuota de 1 mL. Dicho procedimiento se repitió en intervalos de 30 minutos durante las primeras 48 horas de fermentación.

6. Se determinó el porcentaje en Brix mediante el refractómetro durante el tiempo de fermentación anteriormente descrito.

Los azúcares toales se cuantificaron por medio de cromatografía líquida de alta resolución al inicio y al final del periodo de fermentación.

I. Cuantificación de alcohol

La cuantificación de azúcares se llevó a cabo por medio de cromatografía de gases, en el Laboratorio de Análisis Instrumental de la Universidad del Valle de Guatemala.

La columna empleada fue Biorad Agilent DB-Wax. El volumen de inyección fue de 1 µL. La temperatura del horno de 20°C (mantenida por 10 minutos) hasta 100°C @ 5°C/minute. La temperatura de inyección y detección 200°C. La fase móvil (gas inerte) helio. Estándar interno metanol.

J. Obtención de alcohol

Con el propósito de obtener el etanol producido a partir de la fermentación, se lleva a cabo una separación por medio de destilación.

1. Se empleó el equipo de destilación del departamento de Química Orgánica de la Universidad del Valle de Guatemala para llevar a cabo la separación de los componentes.

a. Armar el sistema de destilación y verter la solución dentro del balón.

b. Colocar el balón en una manta térmica conectada a un reóstato y mantener la temperatura del mismo entre 70 y 80 °C. Asegurarse de no superar los 80°C en la solución para evitar el arrastre por vapor.

2. Obtenido el destilado, se analizó por medio de refractometría.

K. Curva de calibración para refractómetro

Se prepararon seis soluciones empleando etanol al 99% a una concentración de 0, 20, 40, 60, 80 y 100% V/V.

1. Se midió el volumen de alcohol correspondiente a cada solución por medio de una probeta.
 - a. Transferir el alcohol a un balón aforado de 100mL.
 - b. Aforar con agua destilada.
2. Se midió el índice de refracción por medio del refractómetro y anotar los valores correspondientes a cada concentración.
3. Se construyó una curva de calibración con los valores obtenido.
 - a. En el eje x colocar los valores de índice de refracción
 - b. En el eje y, colocar los valores correspondientes a la concentración de acuerdo al índice de refracción.

L. Listado de reactivos

Descripción	Marca	
Ácido sulfúrico	Químicos Ferkika, S.A.	Pureza al 99 %
Hidróxido de sodio	Me Pro / Merck	Sosa caústica industrial al 70 % / hidróxido de sodio 99 %
Levadura	Fermipan	Levadura seca

M. Equipos

Los equipos están listados en la sección "Datos de placa" del Anexo.

VII. RESULTADOS

Tabla 6. Determinación de azúcares presentes en las muestras por HPLC⁺

Muestra	Glucosa (g/L)	Fructosa (g/L)	Total (g/L)
1	25.69	7.56	33.25
2	26.12	7.63	33.75
3	25.94	7.77	33.71
4	26.21	7.82	34.03
5	25.81	7.64	33.45
Promedio	25.95	7.68	33.64

⁺Cromatografía líquida de alta definición.

Tabla 7. Rendimiento de hidrólisis respecto a la glucosa teórica disponible en la cáscara de banano

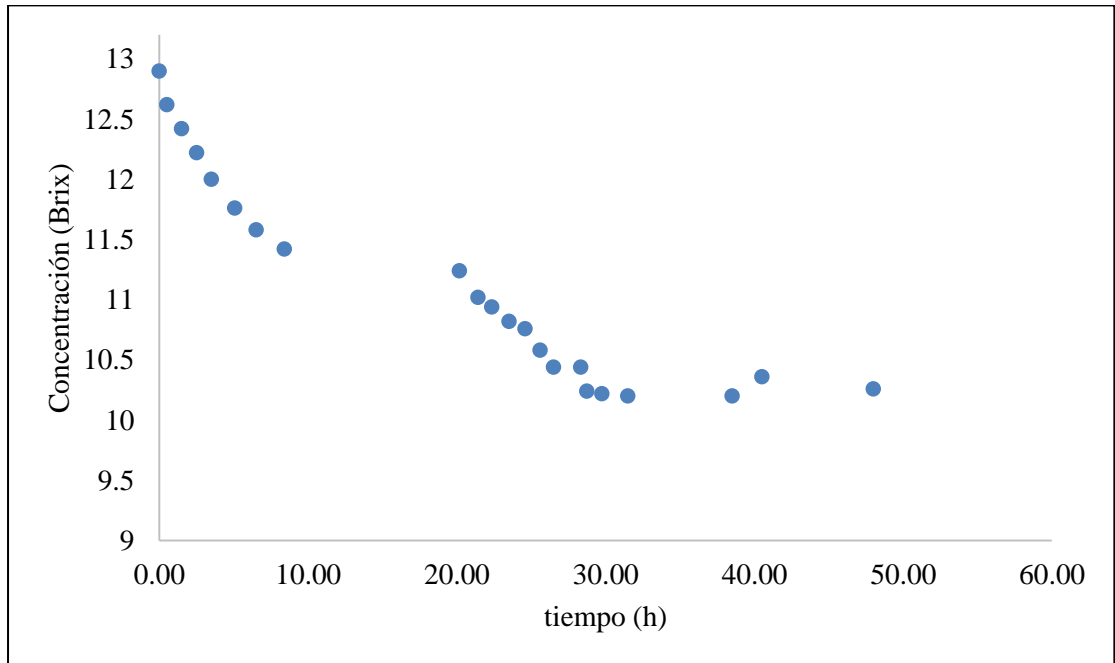
Muestra	Cáscara banano g	Glucosa experimental (g/L)	Glucosa teórica. (g/L)	Rendimiento hidrólisis %	Desviación estándar
1	152.6	25.690	31.787	80.82	0.2143
2	151.3	26.120	31.516	82.88	
3	152.2	25.940	31.703	81.82	
4	154	26.210	32.078	81.71	
5	152.5	25.810	31.766	81.25	
Promedio	152.5	25.954	31.770	81.70	

El valor de azúcares teóricos está sujeto a valores promedio reportados en la literatura para contenido de glucosa en hemicelulosa y celulosa.

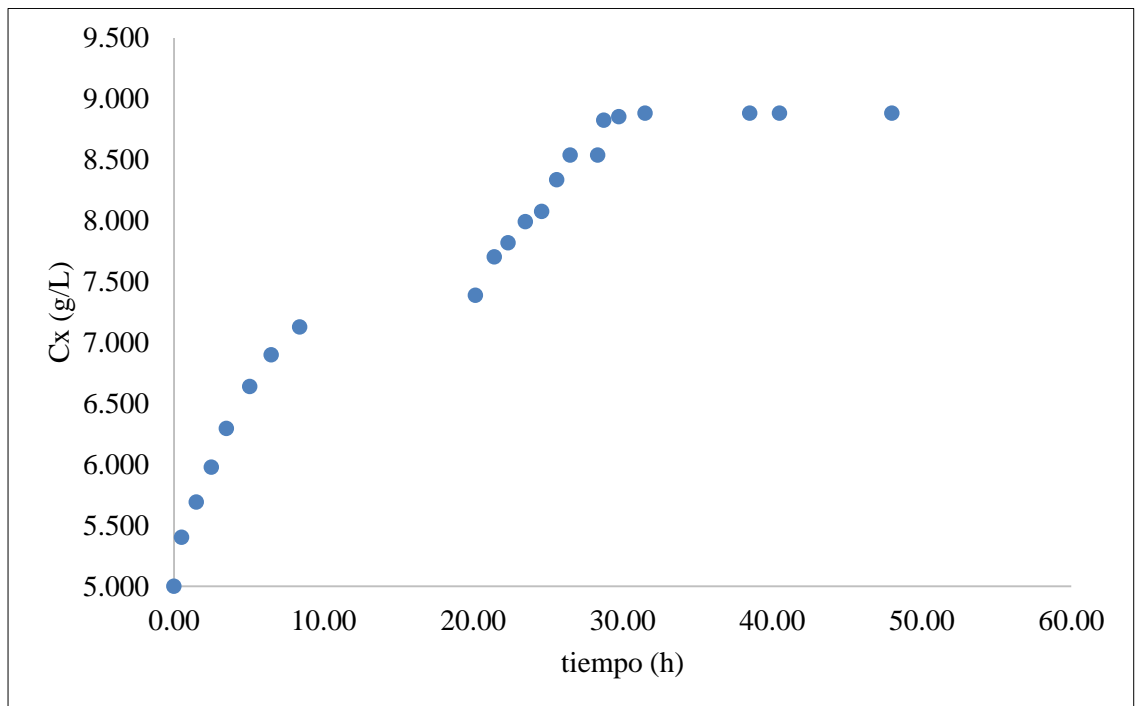
Tabla 8. Cuantificación de etanol posterior a 48 horas de fermentación de los azúcares hidrolizados

Muestra	Etanol experimental (g/L)	Etanol teórico (g/L)	Conversión %	Desviación estándar
1	11.73	17.01	68.98	0.2596
2	11.57	17.27	67.00	
3	11.32	17.25	65.64	
4	11.29	17.41	64.86	
5	11.07	17.11	64.66	
Promedio	11.40	17.21	66.20	

Los valores teóricos se obtuvieron mediante relaciones estequiométricas para la fermentación, a partir de la cantidad total de sustrato inicial.

Figura 12 Consumo promedio de sustrato (etanol) en el tiempo.

No hay toma de datos para el periodo comprendido de las 8.83 a las 19.6 horas. Se observa que no hay mayor variación respecto al sustrato durante dicho intervalo de tiempo.

Figura 13. Desarrollo de microorganismos en el tiempo*

*Crecimiento Anaerobio de *Saccharomyces Cerevisiae* a 30.1°C.

Figura 14. Regresión lineal para la cinética de fermentación del sustrato 1*

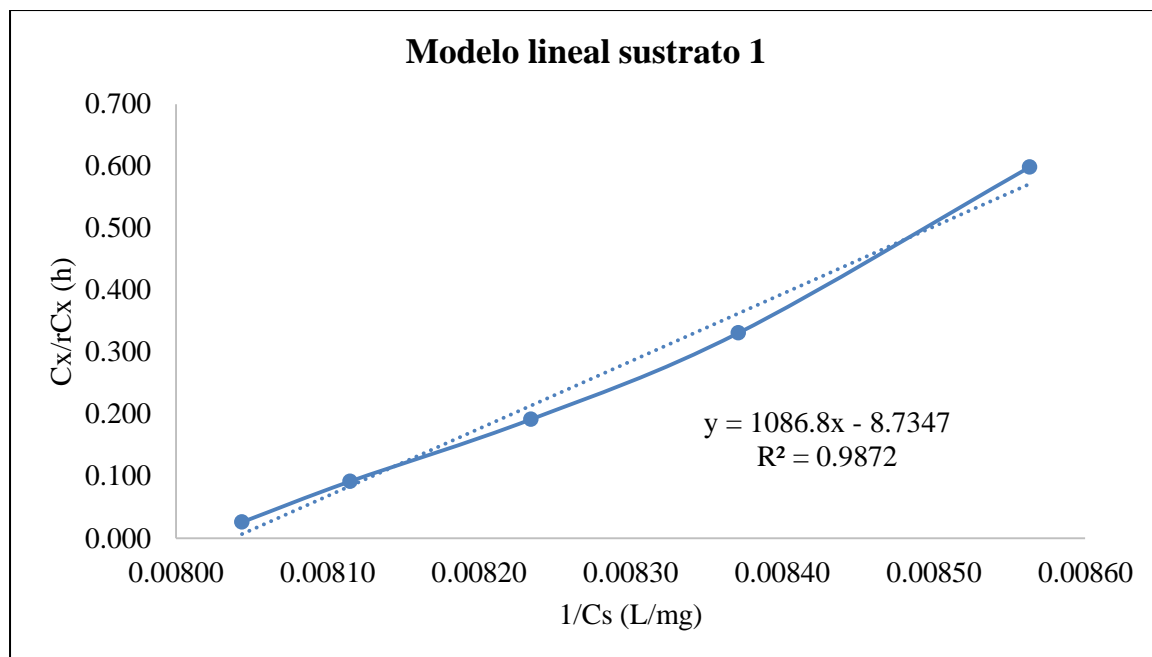
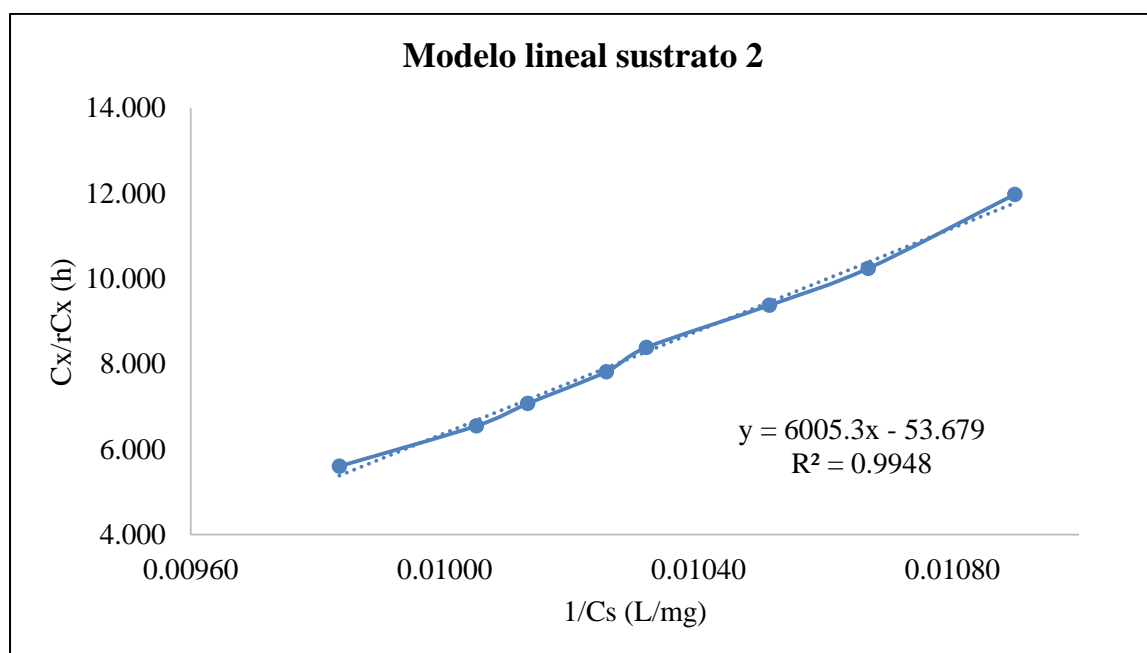


Figura 15. Regresión lineal para cinética de fermentación del sustrato 2*



* Teniendo en consideración que el microorganismo (*s. cerevisiae*) tiene mayor afinidad a la glucosa en comparación a la fructosa, se supone que el sustrato 1 es entonces glucosa y el sustrato 2 es fructosa. Es imperativo de igual manera considerar, que la cinética está también regida por el propio comportamiento del sustrato en el tiempo.

Tabla 9. Constantes cinéticas para la reacción de fermentación alcohólica

Sustrato 1	μ_{\max}	0.115	1/h
	K_s	124.98	mg/L
Sustrato 2	μ_{\max}	0.0187	1/h
	K_s	111.21	mg/L
	K_{IE}	2	mg/L

μ_{\max} : tasa de crecimiento máxima.

K_s : constante de saturación.

K_{IE} : constante de inhibición para el sustrato implicado (fructosa)

Tabla 10. Ecuación cinética de reacción diáuxica

$$\mu = \frac{\frac{0.115}{h} * C_{S_1}}{124.98 \frac{mg}{L} + C_{S_1}} + \frac{\frac{0.0186}{h} * C_{S_2}}{111.21 \frac{mg}{L} + C_{S_2} + \frac{C_{S_1}^2}{2 \frac{g}{L}}}$$

μ : tasa de crecimiento.

C_{S_1} : Concentración inicial del sustrato 1.

C_{S_2} : Concentración inicial del sustrato 2.

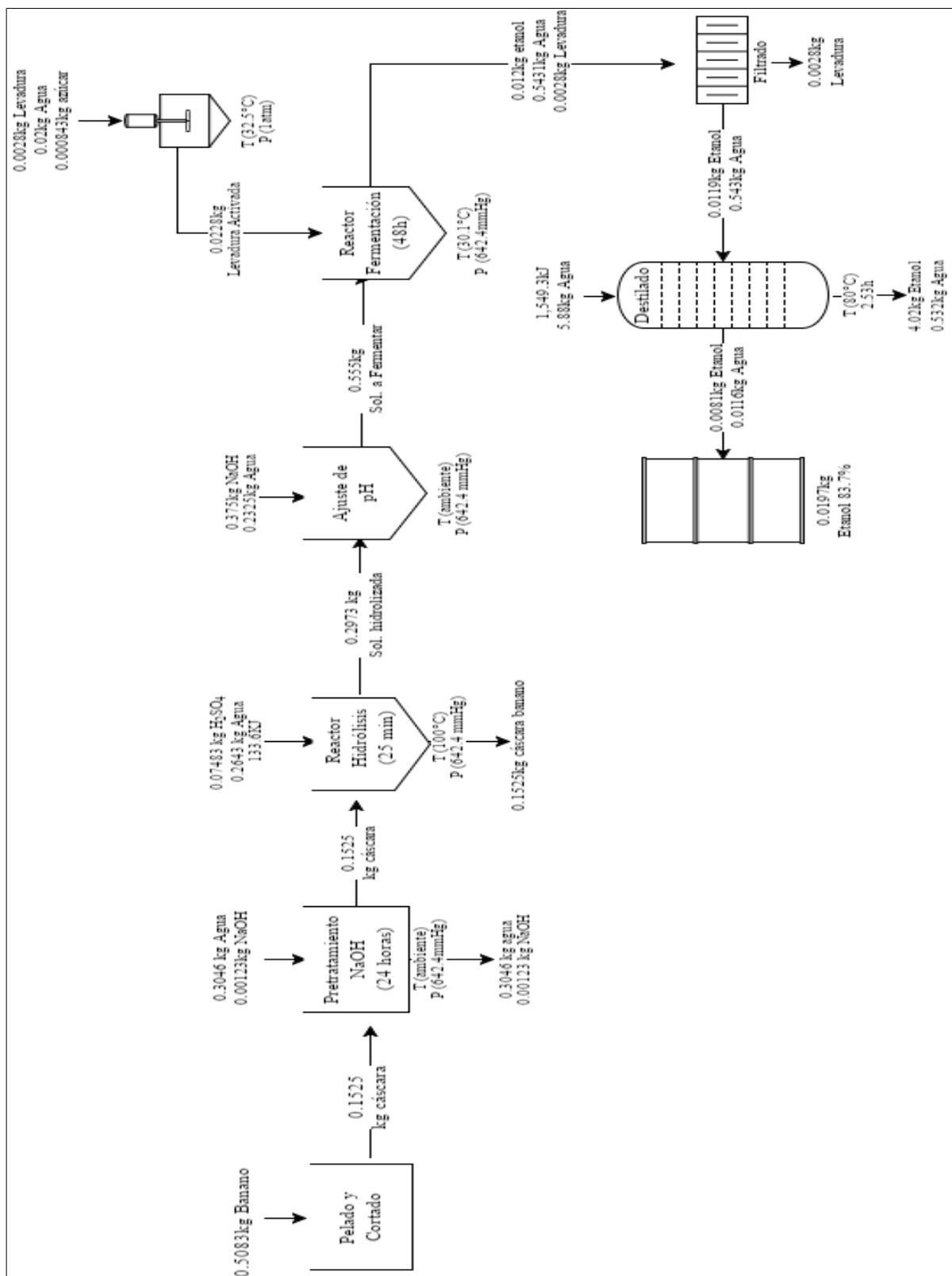
Tabla 11. Consumo de materia prima e insumos

	Unidad	Cantidad por Unidad	Precio Unitario	Cantidad Empleada	Total
Ácido sulfúrico	mL	3785	Q95.00	41.08	Q1.03
Hidróxido de sodio	g	1000	Q30.45	38.73	Q1.18
Levadura	g	30	Q7.50	2.78	Q0.70
SUB-TOTAL (Materia prima)					Q2.91
Energía	kW-h	---	Q1.52	1.02	Q1.55
Agua	m ³	---	Q40.00	0.01	Q0.28
SUB-TOTAL (insumos)					Q1.83
COSTO TOTAL (Q)					Q4.73

*El costo del kW-h se tomó a partir del costo reportado por EEGSA para noviembre de 2015.

**El costo de los materiales se tomaron según los precios de mercado para noviembre de 2015.

Figura 16. Diagrama de proceso



*Presión atmosférica reportada por INSIVUMEH para la ciudad capital durante junio de 2015

VIII. DISCUSIÓN

Para llevar a cabo el estudio, se tomó como referencia la finca bananera de *Santa Irene*, ubicada en el municipio de Santo Domingo, Suchitepéquez; en el que se llevó a cabo el trabajo de campo requerido. Para el año 2014, se cuantificó la cantidad de desechos generados por los siete sectores que conforman la finca, denominanda “Banano 1”, para lo que se obtuvo que el porcentaje correspondiente al producto de interés (cáscara de banano). Este resultó ser en promedio del 20% respecto al total de desechos generados en finca. A partir de dicho análisis y mediante información proporcionada por la empresa sobre la producción y el rechazo de banano en finca, se determinó que la cantidad promedio generada de desechos corresponde a 5,980 kg por día.

Para el presente estudio, se tomaron cinco muestras de 152.5g de cáscara de banano de diferentes semanas de cosecha. Se empleó un pretratamiento básico, consistiendo en una inmersión del material en una solución de hidróxido de sodio al 0.1 M durante aproximadamente 20 horas, a temperatura ambiente y presión de 642.4mmHg (presión reportada por el INSIVUMEH para la ciudad capital en junio 2015). Esto con el objetivo de romper el sello de lignina y perturbar la estructura cristalina de la celulosa para dejarla susceptible a un ataque hidrolítico. El posterior proceso de hidrólisis se efectuó empleando ácido sulfúrico a una concentración del 5 N por espacio de 25 minutos, a una temperatura de 93 °C. Según San Miguel y Gutiérrez (2015), se reporta que los procesos de hidrólisis ácidos generan mayores rendimientos a concentraciones más elevadas de ácido y temperaturas relativamente bajas (80-100°C). Finalizada la hidrólisis, las muestras fueron sometidas a filtración separando la solución con azúcares hidrolizados y la cáscara (sólidos) restantes.

Se determinaron los azúcares totales por usando cromatografía líquida de alta resolución al Laboratorio de Análisis Instrumental de la Universidad del Valle de Guatemala. En la Tabla 6, se presenta el resultado de dichos análisis en el cual se indica la presencia de dos tipos de azúcares en el medio, glucosa y fructosa. El contenido de glucosa determinado fue de aproximadamente 2.6% mg/mL, mientras que el contenido de fructosa fue de 0.8% mg/mL. En contraste con el contenido de azúcares presentes en el jugo de manzana (7 al 10% m/V) o el jugo de uva (13 al 15% m/V), que comunmente son empleados en la industria para su posterior transformación a etanol; se observa una diferencia de más del 70%. Sin embargo, a diferencia de los anteriores, la biomasa constituye un producto de desecho y no un producto alimenticio, lo que representa una ventaja en términos económicos respecto a la materia prima y no afecta la seguridad alimentaria del país (emplear un alimento en la producción de un biocombustible).

Con respecto al contenido de glucosa disponible inicialmente en la cáscara, se determinó en relación a al contenido de la misma dentro de la celulosa y hemicelulosa según la literatura. Según Clavijo y Maner (1975), en su estudio “*Empleo del banano de rechazo en la alimentación porcina.*”, determinaron que los principales componentes de la cáscara son celulosa (15-22% m/m), hemicelulosa (15% m/m) y lignina (20-30% m/m). En un estudio de la Universidad de Guayaquil, Ecuador (2013)

“Reutilización de residuos de la cáscara de banano y plátano para la producción de alimentos destinados al consumo humano.”, la caracterización del material lignocelulósico de la variedad de banano *Cavendish* demostró un contenido de celulosa de 15.2% m/m, de hemicelulosa de 14.8% m/m y de lignina 24% m/m. Por otra parte, en el estudio titulado “*Lignocellulosic processing with acid pretreatment and enzymatic hydrolysis for improving acquisition for sugar fermentation.*”, del grupo de cultivo AAA de bananos (al que pertenecen los bananos de la variedad *Cavendish*), el contenido en masa de celulosa fue de 14.8%, de hemicelulosa 16.7% y de lignina 23.1%.

La variedad de banano cultivada y cosechada en finca corresponde a la variedad de cultivo AAA *Cavensidh gigante (Grand Naine)*; la misma variedad de los estudios previamente mencionados. Con base a lo anterior, se puede inferir que las proporciones de celulosa y hemicelulosa presentes en la cáscara de banano serán similares a las descritas previamente. Por tanto, se determinó la cantidad promedio de dichos azúcares con relación a los valores anteriormente descritos; con lo que se obtiene un promedio de 15.0% m/m para la celulosa y 15.8% m/m de hemicelulosa. La celulosa, consiste en cadenas lineales de celobiosa (D-glucopiranosil- β -1,4-glucopiranososa), que básicamente es la unión de dos moléculas de glucosa por un grupo hidroxilo; que posteriormente a un proceso de hidrólisis origina los monómeros de glucosa.

Por su parte, la hemicelulosa es un heteropolisacárido constituido principalmente por hexosas y pentosas; esto implica que el contenido de azúcares reductores depende del tipo de planta con el que se trate; en el caso del banano, una planta monocotiledónea. La Universidad de Sevilla, en su estudio “*Composición química de diversos materiales lignocelulósicos de interés industrial y análisis estructural de sus ligninas.*”, reportan el contenido de polisacáricos de hemicelulosas (% m/m) de la pared primaria y secundaria de dicotiledones, monocotiledones y coníferas. Para la pared primaria de los monocotiledones, se encuentra un 2% de glucomananos en la pared primaria y 2.5% en la pared secundaria; de igual manera, se encontró un 8.5% de glucanos en la pared primaria y una cantidad menor en la pared secundaria. Finalmente, se reporta un 2.5% de xiloglucanos en la pared primaria y nada en la pared secundaria. De lo anterior, se estima que lo respecta al porcentaje total de glucosa constituyente en la hemicelulosa, representa alrededor de un 15 a 20%.

A partir de ello, en la Tabla 7, se presenta la relación del contenido de azúcares disponibles en la materia prima y el contenido de azúcares obtenidos. De ello se obtuvo que, para 152.5 g de cáscara de banano, se obtienen 26g/L de glucosa hidrolizados con relación a 32g/L de glucosa disponible, lo que conlleva a un rendimiento del proceso de hidrólisis del 82%. Según San Miguen y Gutiérrez (2015), a partir de los procesos de hidrólisis con ácidos concentrados que operan a baja temperatura, se pueden obtener rendimientos de los azúcares presentes superiores al 90%. Esto implica una diferencia del 8% con relación al reportado en la literatura; sin embargo, el rendimiento obtenido es muy cercano al teórico, por lo que se infiere que la hidrólisis se llevó a cabo de manera efectiva. Dicha variación puede estar sujeta a que el contenido de glucosa disponible en la hemicelulosa y celulosa del banano puede variar en dependencia del nivel de sol que la planta haya recibido durante su desarrollo, región

en la que son cosechadas, época, cantidad de agua, entre otros, respecto a los datos reportados de manera teórica. Así mismo, tal variación puede estar sujeta al proceso de pretratamiento para la eliminación de lignina, infiriéndose que no fue del todo efectivo o bien al proceso hidrolítico, en el que el tiempo pudo ser la variable causante de dicha variación.

En lo referente al contenido de fructosa presente, es importante mencionar que dicho componente es, en determinados casos, parte de los monosacáridos constituyentes de la lignocelulosa. Sin embargo, se estimó que el contenido de la misma es del 0-2% m/m con relación a la cáscara y debido a que se encuentra unida a xilosas y arabinosas en los glucono-arabinosilanos, es resistente a los ataques hidrolíticos. A partir de ello se supone que, la fructosa determinada posterior al proceso de hidrólisis se debe a trazas de la fruta que quedaron adheridas a las paredes de la cáscara del banano durante el pelado. Esto mismo indica que los resultados, tanto el contenido de glucosa como el contenido de fructosa, pudieron verse afectados por la presencia de las mismas.

Para el desarrollo de los microorganismos (*Saccharomyces cerevisiae*) se requiere un pH del medio de 4.5, por lo que se ajusta con una solución de hidróxido de sodio al 3.75 M en base a relaciones teóricas para su equilibrio. Dicho proceso se lleva a cabo empleando hidróxido de sodio puesto que, las pruebas para el ajuste de pH realizadas con cal hidratada generaron sulfato de calcio (yeso) como subproducto y provocaron un cambio en la coloración de la solución hidrolizada. El ácido sulfúrico, al ser un ácido fuerte, se disocia completamente en iones hidronio y sulfato en el medio; por su parte, la cal hidratada se disocia parcialmente en iones calcio e iones hidroxilo. Los iones de calcio reaccionan con los iones sulfato en el medio, generando sulfato de calcio como subproducto. Las partículas de cal hidratada que no se disociaron en el medio, se quedan suspendidas en la solución, provocando constantemente cambios en el pH de la solución medido por medio del potenciómetro.

Vaisman, en su publicación “*Modelamiento continuo de una red metabólica en S. Cerevisiae*”; establece que el máximo consumo de sustrato (glucosa) se da durante las primeras 24 horas de fermentación, tiempo durante el cual el microorganismo alcanza la fase de crecimiento exponencial. Posteriormente, comienza la etapa de desaceleración en la que el consumo del sustrato disminuye hasta alcanzar un valor constante, indicando la fase de muerte del microorganismo. En los estudios realizados, se observa que el mayor consumo del sustrato se da durante las primeras 48 horas de fermentación; posteriormente, el cambio en el sustrato sigue siendo el mismo.

Para medir el consumo del sustrato en el tiempo, se midieron los grados Brix usando un refractómetro. Una de las suposiciones empleadas para la medición del comportamiento del sustrato mediante grados Brix, fue que todas las mediciones efectuadas reportaron cambios únicamente en los azúcares presentes, dicha suposición implica una desviación de los resultados respecto a la cinética real al tratarse de sólidos suspendidos y no azúcares netamente. Dado que el rango de operación óptimo para la *Saccharomyces cerevisiae* se encuentra entre los 27 a 32°C y considerando que la temperatura es una de las variables que afecta directamente el comportamiento de una reacción, la fermentación se

llevó a cabo a temperatura constante (30.1°C), usando un baño térmico. Dicha metodología se empleó puesto que era la manera más rápida disponible para la obtención de datos, evitando así degradación de azúcares que se podrían sufrir por el tiempo de espera para su análisis cromatográfico. Como se observa en la Figura 12, la reacción comienza con una concentración promedio de 12.9° Brix y finaliza con 10.26° en promedio transcurridas las 48 horas. Esto implica un consumo total de 0.0542g de azúcares consumidos por hora a lo largo de la fermentación.

En la Figura 12, se presenta la gráfica que muestra el comportamiento del sustrato en el tiempo, en la cual se observa que el mayor consumo del mismo se da durante las primeras 28.73 horas de fermentación, con una velocidad de consumo de 0.0926g de azúcares por hora en contraste con un consumo de 0.00208g de azúcares por hora posteriores a ese tiempo en adelante. Analizando la misma gráfica, se observó que, en el lapso de las 8.83 hasta las 19.6 horas, se observa un descenso en la velocidad de consumo de sustrato (0.0161g/L) en relación a la velocidad durante el lapso de 0 a 8.83 horas (0.170g/L). Por otro lado, se observa un aumento en la velocidad del consumo del sustrato en el lapso de las 19.6 horas, hasta las 28.73 horas (0.118g/L). Finalmente, en el transcurso de las 28.73 horas en adelante, no se observa ningún cambio en la concentración del sustrato. El análisis por cromatografía efectuado para la determinación de azúcares presentes después de las 48 horas de fermentación indicó que no había presencia alguna de azúcares en la solución transcurrido dicho tiempo.

En la Figura 13, se presenta una gráfica para el crecimiento de los microorganismos. Al evaluar dicha gráfica se observó que la tasa de reproducción de los mismos es alta durante las primeras 8.83 horas, a razón de 0.2533g de Biomasa/Litro por hora. En el transcurso de las 8.83 hasta las 19.6 horas, la velocidad de crecimiento decae hasta 0.022g de Biomasa/Litro por hora (91.32%); luego aumenta a 0.141g de Biomasa/Litro por hora hasta las 28.73 horas (84.39%). A partir de las 28.73 hasta las 48 horas, vuelve a decaer hasta 0.00299g de Biomasa/Litro por hora (97.88%). El decaimiento en la velocidad de reproducción de microorganismos durante el lapso de las 8.83 hasta las 19.6 horas, en conjunto con la disminución en la velocidad de consumo del sustrato indican una fase de adaptación del microorganismo. Por su parte, el consiguiente aumento en la velocidad del consumo del sustrato y consecuente aumento en la velocidad de reproducción de microorganismos, indican una nueva fase de crecimiento exponencial.

Con relación a las premisas anteriores y teniendo en cuenta que, el análisis cromatográfico demostró la presencia de dos tipos de azúcares reductores (glucosa y fructosa); se determina que el modelo cinético que mejor describe el comportamiento de la reacción y al que los datos se ajustan de forma aceptable, es el modelo Diáuxico de Monod. Dicho modelo corresponde a un crecimiento microbiano bifásico que tiene lugar cuando hay presentes dos sustratos que pueden ser utilizados como fuentes de carbono. En este tipo de crecimiento, se inhibe el consumo del sustrato S_2 hasta que se agota, para los valores adecuadamente bajos de la constante de inhibición K_{IE} (Vaisman, 2012). En la Figura 19, se ilustra el consumo del primer sustrato (S_1) hasta las 8.83 horas; el efecto inhibitorio del

sustrato dos (S_2) se extiende hasta las 19.6 horas, donde comienza nuevamente a consumirse y finaliza a las 28.73 horas (Figura 20).

A partir de lo anterior, se determinaron las constantes para el modelo cinético descrito. Para ello, se analizó el consumo de los sustratos por separado, como se observa en las Figuras 19 y 20. Se efectuó la linealización del inverso de la concentración ($1/C_s$) contra la concentración de biomasa en relación a la velocidad de generación de biomasa (rC_x/C_x); y de esa manera se obtuvo la regresión lineal para el consumo de ambos sustratos: $y = 1086.6x - 8.7347$ para S_1 (Figura 14); $y = 6005.3x - 53.679$ para S_2 (Figura 15). El ajuste de los datos R^2 para S_1 es de 0.9974 y para S_2 0.9947, lo que implica que las regresiones obtenidas tienen una certeza del 99.74 y 99.47% respectivamente. En la Tabla 9 se enlistan las constantes obtenidas, resultando para el S_1 , la tasa de crecimiento máxima (μ_{max}) de 0.115/h y la constante de saturación de 124.98mg/L; y para S_2 la tasa de crecimiento máxima (μ_{max}) de 0.0186/h y la constante de saturación de 111.21mg/L. En la Tabla 10, se observa el modelo cinético de crecimiento diáuxico, obtenido en relación a las constantes antes descritas.

Los valores teóricos para la tasa máxima de crecimiento (μ_{max}) de microorganismos y levaduras a partir de glucosa como único sustrato, reportados por Hernández en el libro “Microbiología Industrial”, se encuentran en un rango de 0.2 hasta 2.0/h. Con referencia a lo anterior, tomando en consideración la velocidad de crecimiento máxima para S_1 (0.115/h); se estima que los parámetros cinéticos determinados para dicho sustrato corresponden a la glucosa presente en el medio. La desviación respecto al valor mínimo teórico reportado, puede estar debida a la presencia de dos sustratos en el medio. A falta de referencias acerca de la tasa de crecimiento empleando fructosa como sustrato, se supone entonces, que los parámetros determinados para el segundo sustrato corresponden a la fructosa. Según OENOBANDS®, la glucosa es fermentada más rápidamente que la fructosa; se respalda la teoría de la identidad de los sustratos 1 y 2.

Con respecto a la constante de saturación determinada para ambos sustratos, se observa que los valores son bastante cercanos a la concentración inicial del sustrato (128.1mg/L). Cuando la constante y la concentración del sustrato son similares, K_S representa la concentración de sustrato que hace que la velocidad específica de crecimiento sea la mitad de la velocidad máxima de crecimiento para el modelo de Monod. La constante representa la afinidad de los organismos por el sustrato. El valor teórico para la constante en presencia de glucosa es de 25mg/L; los valores determinados para ambos sustratos son aproximadamente 4.5 veces más grandes que dicho valor. Valores elevados de K_S indican una baja afinidad del microorganismo al sustrato. Dicha afinidad puede estar afectada por la presencia de dos sustratos o bien la presencia de xilosas y manosas productos de la hidrólisis que entran en contacto con el microorganismo.

Transcurridas las 48 horas de fermentación, se analizaron las muestras por cromatografía para la determinación de azúcares remanentes (sin convertir) y determinación del contenido alcohólico. El resultado de los análisis indicó que no había presencia alguna de azúcares reductores después del

tiempo de fermentación. En la Tabla 8 se presenta el resultado del análisis para la determinación de la concentración de alcohol en las muestras, que resultó de: 11.73, 11.57, 11.32, 11.29 y 11.07 g/L; obteniéndose una concentración promedio de 11.40g/L (1.65% V/V). En comparación con el valor teórico esperado, obtenido a través de estequiometría de los azúcares presentes (17.21g/L), se obtiene una conversión para el sustrato del 66.2%. Las conversiones reportadas para los procesos de fermentación de azúcares simples (glucosa y fructosa) se encuentran en un rango de 75 al 80%. La diferencia entre la conversión obtenida y la conversión teórica puede deberse a que parte del sustrato es empleada para mantenimiento del microorganismo, tomando también en consideración la etapa de adaptación al segundo sustrato ocurrida entre las 8.83 y 19.6 horas.

En la Tabla 11, se presenta el análisis de costos realizado para el estudio de requerimientos para las diferentes etapas del proceso a partir del balance de masa y energía del mismo. De ello se obtuvo que, para la etapa de pretratamiento, se requirió una inversión de Q. 0.04. Para la etapa de la hidrólisis se requirió una inversión de Q. 1.03 para la solución ácida y Q. 0.37 por consumo energético. La etapa de ajuste de pH para el correcto desarrollo de los microorganismos requirió una inversión de Q. 1.14. Así mismo, se requirió una inversión de Q. 0.70 para la etapa de adición de levadura seca y posterior fermentación. Finalmente, la última etapa del proceso consistió en concentrar la solución, desde un 1.65% v/v inicial, hasta un 80% v/v, implicando un costo total de agua y energía de Q. 1.46. Dichos costos se obtienen partir del balance de masa y energía, tomando en cuenta materiales, tiempo y energía empleados.

Del análisis se obtiene que costo total (actual) para el desarrollo del proceso es Q. 2.91 por insumos para el tratamiento de la materia prima y Q. 1.83 por consumo de agua y energía; generando un costo total de producción de Q. 4.74. Se observó que los mayores gastos se generaron a razón del hidróxido de sodio empleado durante el proceso de ajuste de pH, correspondiendo al 24.89% del total; y a la energía empleada, correspondiendo al 32.7% del total. En la tabla 12, se presenta el beneficio potencial que resulta, a partir de 152.5g de cáscara, de 19.6g de etanol al 80% (V/V) producidos, generando un beneficio total de Q. 0.30. Finalmente, el análisis de costo-beneficio indica que, el proceso de obtención de etanol a escala laboratorio, según la metodología seguida, implica una pérdida de Q. 4.44.

IX. CONCLUSIONES

Para el proceso de hidrólisis efectuado, se obtuvo un total de 25.95g/L de azúcares reductores a partir de 152.5g de cáscara de banano. En relación a los valores teóricos de los azúcares disponibles en la cáscara de banano (31.77g/L), se obtiene un rendimiento del proceso del 81.7% respecto a la glucosa.

El análisis obtenido mediante cromatografía líquida de alta resolución para la cuantificación de azúcares, demuestra la presencia de dos tipos de azúcares en la solución hidrolizada: glucosa, con una concentración promedio de 2.59% (mg/mL) y fructosa, con una concentración promedio de 0.77% (mg/mL). Oteniéndose que la concentración de azúcares reductores totales 3.36% (mg/mL).

Usando el análisis del comportamiento del sustrato en el tiempo, se obtuvo que los datos se ajustan al modelo cinético Diáuxico de Monod (para dos sustratos). Con el que se obtiene la tasa de crecimiento máxima para el sustrato 1 (μ_{max_1}) es de 0.16/h y la constante de saturación (K_{s_1}) es de 124.98mg/L. Para el sustrato 2, se obtuvo una tasa de crecimiento máxima (μ_{max_2}) es de 0.02/h y la constante de saturación (K_{s_2}) es de 111.21mg/L. El modelo obtenido fue:

$$\mu = \frac{\frac{0.115}{h} * C_{S_1}}{124.98 \frac{mg}{L} + C_{S_1}} + \frac{\frac{0.0186}{h} * C_{S_2}}{111.21 \frac{mg}{L} + C_{S_2} + \frac{C_{S_1}^2}{2 \frac{g}{L}}}$$

De acuerdo al análisis de consumo de sustrato efectuado durante la fermentación, se determinó que el tiempo de reacción para la fermentación es de 28.73h para una concentración inicial de azúcares de 33.6g/L.

El proceso de obtención de etanol a partir de la hidrólisis de la cáscara de banano resulta técnicamente factible; sin embargo, económicamente representa un proceso con una diferencia de Q. 4.47 en costos.

X. RECOMENDACIONES

Realizar un nuevo estudio mediante el uso de enzimas (celulasas), para el proceso de hidrólisis de la cáscara de banano. Las concentraciones necesarias de enzimas son relativamente bajas y pueden ser recuperadas por medio de procesos de separación tales como centrifugación o filtración; lo que disminuiría los costos de manera considerable.

Efectuar un análisis para detección de plagicidas y/o fungicidas en la materia prima, para determinar la necesidad de realizar un tratamiento adicional para su remoción con el fin de prevenir que dichos patógenos alteren el desarrollo de los microorganismos.

Se recomienda llevar a cabo el análisis de la cinética química mediante la determinación de azúcares por medio de Cromatografía Líquida de Alta Resolución o bien por medio de Espectrofotometría; con el objetivo de tener un mejor control sobre el consumo del sustrato.

Llevar a cabo un estudio en el residuo de cáscara del proceso de hidrólisis, para determinar su uso potencial en un proceso de biodigestión en la generación de metano y/o de su uso para la elaboración de biocompost.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- Abdullah N. *et al.* Characterization of banana (*Musa spp.*) Pseudo-stem and fruit-bunch-stem as a potential renewable energy resource. *International journal of biological, biomolecular, agricultural, food and biotechnological engineering* Vol. 8 No.8.
- Aro *et al.* 2005. Transcriptional regulation of plant cell wall degradation by filamentous fungi. *FEMS Microbiology*.
- Asociación Nacional del Café (ANACAFE). *Cultivo del banano: programa de diversificación de ingresos en la empresa cafetalera*. Julio de 2004.
- Asociación de Productores Independientes de Banano (APIB). 2014. *Estadísticas de la producción 2013*.
- Asociación de Bananeros de Magdalena y la Guajira (ASBAMA). 2008. *Cultivo, procesamiento y cosecha del sector bananero*. Santa Marta, Colombia.
- Banco de Guatemala (BANGUAT). 2015. *Producto Interno Bruto. Primer trimestre año 2015*. Departamento de Estadísticas Macroeconómicas.
- Beltrán *et al.* 2002. *Analysis of yeast populations during alcoholic fermentation. Systematic and Applied Microbiology*.
- Campbell & Reece. 2007. *Biología*. Séptima edición. Ed. Panamericana.
- García & Suárez. 1992. Artículo publicado en la revista ICIDCA, vol. XXVI, No. 2-1.
- Hendriane *et al.* 2015. *Lignocellulosic processing with acid pretreatment and enzymatic hydrolysis for improving acquisition fo sugar fermentation*. *Modern Applied Science* Vol 9 No. 7. Canadian Center of Sciene and Education.
- Hernández, A. 2003. *Microbiología industrial*. Editorial Universidad Estatal a Distancia. Costa Rica.
- Howard & Piggott. 2003. *Fermented beverage production*. Ed. Springer Verlag.
- Instituto Nacional de Ecología y Cambio Climático (INECC). 2013. Publicación obtenida de: <http://www.inecc.gob.mx/sqre-temas/768-sqre-plaguicidas>
- Jeffries, T. *Ethanol Fermentation on the move*. *Nature Biotechnology*., Vol. 23, no. 1. 2005.
- Karina Moreira. 2013. *Reutilización de residuos de la cáscara de banano y plátano para la producción de alimentos destinados al consumo humano*. Universidad de Guayaquil, Ecuador.
- Kirk & Jeffries. 1996. *Roles for microbial enzymes in pulp and paper processing*. American Chemical Society, Washington, DC.
- Kirk & Othmer. 1998. *Enciclopedia de Tecnología Química*. Editorial LIMUSA. España.
- McCabbe, Smith & Harriot. 2007. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Séptima Edición. Editorial McGraw-Hill. México.
- Moore PJ & Staehelin LA. 1988. *Immunogold localisation of the cell wall matrix polysaccharides rhamnogalacturonan-I and xyloglucan during cell expansion and cytokinesisi in K Trifolium pratense L. –Implications for secretory pathways*.
- Natalia Donato y Romina Beltrán. 2005. *Análisis teórico de los diferentes procesos para la obtención de etanol de maíz*. Publicado por la Universidad Tecnológica Nacional. Córdoba, Argentina
- Ovando & Waliszewski. 2005. *Preparativos de celulasas comerciales y aplicaciones en procesos extractivos*. *Universidad y Ciencia*.
- Pérez *et al.* 2002. *Biodegradation and biological treatments of cellulose, hemicellulose and lignin: an overview*. *Int. Microbiology*.
- Perry, R.H. 2007. *Manual del Ingeniero Químico*. Octava Edición. McGraw Hill Professional.
- Prinsen P.. 2010. *Composición química de diversos materiales lignocelulósicos de interés industrial y análisis estructural de sus ligninas*. Trabajo de Maestría publicado por la Universidad de Sevilla. España.
- Ragauskas *et al.* 2006 *The Path Foward for biofuels and biomaterials*. *Science*.
- San Miguel G. & Gutiérrez F. 2015. *Tecnologías para el uso y transformación de biomasa energética*. Ediciones Mundi-Prensa. España.

- SC Fry. 1989. *The structure and functions of xyloglucan*. Journal of Experimental Biology. 40, 1-11.
- Seo, J., *et al.* *Nature Biotechnology*. 2005.
- Smith J., Van Ness H. & Abbott M. 2007. *Introducción a la Termodinámica Química*. 7ª. Edición. Editorial McGraw-Hill. México.
- Solieri L. & Giudici P. 2009. *Vinegars of the world*. Editorial Springer. Italia.
- Soto, M. 1985. *Bananos cultivados y comercialización*. San José, Costa Rica. Editorial Lil.
- Teresa & Gerald Audersirk. *Biología: La vida en la tierra*. Pearson Education. 2003.
- Treybal, R. *Operaciones de transferencia de masa*. Segunda Edición. Editorial McGraw-Hill. México, 2007.
- Universidad de Valencia (UV). 2008. *Tema 8: Cinética química*. Documento publicado por la Universidad del Valencia, España, aprobado por el Lic. Manuel Aragón. Facultad de Química.
- Vaisman, Daniela. 2012. *Modelamiento continuo de una red metabólica en S. cerevisiae*. Editorial Académica Española.
- Wyman, C. 1996. *Handbook of bioethanol: production and utilization*. Ed. Taylor & Francis.

XII. ANEXOS

I. Datos de placa

Tabla 12. Balanza digital

Marca	OHAUS
Capacidad	kg
Incertidumbre	± 0.01 kg

Tabla 13. Refractómetro digital

Instrumento	Refractómetro digital
Marca	Metter Toledo
Modelo	30GS
Rango	0-85% Brix
Incertidumbre	$\pm 0.2\%$ Brix
Resolución	0.1% Brix
Rango de temperatura	10-40 °C
Incertidumbre de temperatura	± 0.2 °C
Resolución	0.1°C

Tabla 14. Placa cerámica (estufa)

Marca	CORNING
Modelo	PC-420
Rango de calor	0-10
Incertidumbre	± 1
Rango de agitación	0-10
Incertidumbre de agitación	± 1

Tabla 15 Reóstato

Marca	POWERSTAT
Modelo	3PN116C
Rango	0-140V
Incertidumbre	±1V

Tabla 16. Cromatógrafo líquido de alta resolución

Marca	Alligent
Modelo	1-100
Modelo del detector	1-200
Columna	Hi-Plex Ca.
Rango temperatura	0-60°C
Fase móvil	Agua

Tabla 17. Cromatógrafo de gases

Marca	Alligent
Modelo	6850
Modelo del detector	5965C
Columna	DB-Wax
Rango temperatura	0-200°C
Gas móvil	Helio

Tabla 18. Refractómetro

Marca	ATAGO
Modelo	Rx-5000
Capacidad	1.32700 – 1.58000
Incertidumbre	± 0.00001

II. Datos originales

Tabla 19. Temperatura y tiempo de hidrólisis para las muestras de cáscara de banano.

Muestra	Peso cáscara gramos	Temperatura (°C)		Tiempo min
		inicio	hidrólisis	
1	152.6	24.8	93	25
2	151.3	24.7	93.2	25
3	152.2	24.8	93	25
4	154	24.8	93	25
5	152.5	24.8	93	25

Tabla 20. Determinación del consumo de sustrato en grados Brix durante 48 horas de fermentación

Grados Brix (g/g) \pm 0.1%						
t (h)	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	Prueba 4	Prueba 5	Promedio
0.00	13.3	13	12.8	13	12.4	12.9
0.50	13.1	12.7	12.5	12.8	12	12.62
1.50	13	12.7	12.1	12.4	11.9	12.42
2.50	12.8	12.5	12.1	12	11.7	12.22
3.50	12.5	12.1	11.8	12	11.6	12
5.07	12.2	11.9	11.5	11.8	11.4	11.76
6.50	12	11.7	11.2	11.8	11.2	11.58
8.40	11.9	11.7	11	11.4	11.1	11.42
20.17	11.7	11.4	10.8	11.3	11	11.24
21.42	11.6	11	10.7	11	10.8	11.02
22.35	11.4	10.9	10.7	11	10.7	10.94
23.50	11.4	10.7	10.5	10.8	10.7	10.82
24.58	11.4	10.7	10.5	10.7	10.5	10.76
25.60	11.2	10.5	10.2	10.7	10.3	10.58
26.50	11	10.5	10.2	10.3	10.2	10.44
28.33	11	10.5	10.2	10.3	10.2	10.44
28.73	10.7	10.4	10	10.2	9.9	10.24
29.75	10.7	10.5	10	10.2	9.7	10.22
31.50	10.7	10.4	10	10.2	9.7	10.2
38.5	10.7	10.4	10	10.2	9.7	10.2
40.5	10.7	10.4	10.2	10.4	10.1	10.36
48	10.7	10.4	10.2	10	10	10.26

Tabla 21. Datos Curva de calibración refractómetro

Concentración (V/V%)	Índice de refracción	Temperatura (°C)
0	1.33238	24.6
8	1.33632	24.7
20	1.34249	24.9
30	1.34839	25
40	1.35324	25
60	1.35961	24.8
70	1.36139	24.7
80	1.362721	24.6
90	1.37554	24.3

Tabla 22. Datos de equilibrio para el sistema etanol-agua a 1 atm

T/°K	T/°C	X	Y
373.15	100	0	0
368.65	95.5	0.019	0.17
362.15	89	0.0721	0.3891
359.85	86.7	0.0966	0.4375
358.45	85.3	0.1238	0.4704
357.25	84.1	0.1661	0.5089
355.85	82.7	0.2377	0.5445
355.45	82.3	0.2608	0.558
354.65	81.5	0.3273	0.5826
353.85	80.7	0.3965	0.6122
352.95	79.8	0.5079	0.6564
352.85	79.7	0.5198	0.6599
352.45	79.3	0.5732	0.6841
351.89	78.74	0.6763	0.7385
351.56	78.41	0.7472	0.7815
351.45	78.3	0.8954	0.8954
351.3	78.15	1	1

Datos Obtenidos del Manual del Ingeniero Químico de Perry.

Tabla 23. Estudio mensual año 2014 para la determinación de materia prima disponible

EVALUACIÓN MENSUAL AÑO 2014						
	Producción promedio (cajas)	Producción promedio (kg)	Promedio rechazo en selección (kg)	Porcentaje rechazo	Desperdicio de cáscara en finca (kg)	
Enero	84,918.00	1,552,301.04	1,298,356.15	16.36	23,284.52	
Febrero	80,924.00	1,479,290.72	1,298,356.15	12.23	22,189.36	
Marzo	81,556.00	1,490,843.68	1,298,356.15	12.91	22,362.66	
Abril	83,927.00	1,534,185.56	1,298,356.15	15.37	23,012.78	
Mayo	83,855.00	1,532,869.40	1,298,356.15	15.30	22,993.04	
Junio	84,259.00	1,540,254.52	1,298,356.15	15.71	23,103.82	
Julio	82,137.00	1,501,464.36	1,298,356.15	13.53	22,521.97	
Agosto	82,244.00	1,503,420.32	1,298,356.15	13.64	22,551.30	
Septiembre	82,389.00	1,506,070.92	1,298,356.15	13.79	22,591.06	
Octubre	84,296.00	1,540,930.88	1,298,356.15	15.74	23,113.96	
Noviembre	83,763.00	1,531,187.64	1,298,356.15	15.21	22,967.81	
Diciembre	83,143.00	1,519,854.04	1,298,356.15	14.57	22,797.81	
TOTAL	83,117.58	1,519,389.42	1,298,356.15	14.53	273,490.10	

III. Cálculo de la muestra

Cálculo 1. Determinación de la fracción molar de etanol y agua en el fermentado

Sea el porcentaje promedio de etanol en el fermentado de 2.15%

Moles involucrados de cada uno de los compuestos

$$n_{\text{etanol}} = \frac{2.15 \text{ mL etanol}}{100 \text{ mL solución}} * \frac{0.789 \text{ g etanol}}{\text{mL etanol}} * \frac{1 \text{ mol etanol}}{46.07 \text{ g etanol}} = 0.0368 \text{ mol etanol}$$

$$n_{\text{agua}} = (100 - 2.15) \text{ mL agua} * \frac{1 \text{ g agua}}{\text{mL agua}} * \frac{1 \text{ mol agua}}{18.02 \text{ g agua}} = 5.43 \text{ mol agua}$$

$$n_{\text{total}} = n_{\text{agua}} + n_{\text{etanol}} = 5.43 \text{ mol} + 0.0368 \text{ mol} = 5.467 \text{ mol}$$

Fracción molar

$$X_{\text{etanol}} = \frac{0.0368 \text{ mol}}{5.467 \text{ mol}} = 0.007; \quad X_{\text{agua}} = \frac{5.43 \text{ mol}}{5.467 \text{ mol}} = 0.993$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de todas las fracciones molares involucradas en el proceso.*

Cálculo 2. Determinación de la densidad de solución del fermentado

$$\rho_{\text{agua}} = 1 \frac{\text{g}}{\text{mL}}; \quad \rho_{\text{etanol}} = 0.789 \frac{\text{g}}{\text{mL}}$$

$$\rho_{\text{solucion}} = X_{\text{agua}} * \rho_{\text{agua}} + X_{\text{etanol}} * \rho_{\text{etanol}}$$

$$\rho_{\text{solucion}} = 0.993 * 1 \frac{\text{g}}{\text{mL}} + 0.007 * 0.789 \frac{\text{g}}{\text{mL}} = 0.9985 \frac{\text{g}}{\text{mL}}$$

**Se efectuó el mismo cálculo para la determinación de todas las densidades requeridas dentro del proceso.*

Cálculo 3. Determinación de la concentración del sustrato Cs

$$C_s = \rho_{\text{solución}} * \text{Brix}$$

$$C_s = 0.9985 \frac{\text{Kg}}{\text{L}} * \frac{12.9 \text{ g}}{0.100 \text{ Kg solución}} = 12.881 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de la concentración de sustrato para todos los % Brix obtenidos.*

Cálculo 4. Determinación de la velocidad de consumo de sustrato

$$-r_s = \frac{\Delta C_s}{\Delta t} = \frac{(12.881 - 12.601) \text{ g/L}}{(0.5 - 0) \text{ h}} = 25.202 \frac{\text{g}}{\text{L} * \text{h}}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de la velocidad de consumo del sustrato a lo largo del tiempo de fermentación.*

Cálculo 5. Determinación de la velocidad de consumo de sustrato

$$-r_s = \frac{C_s}{t} = \frac{12.601 \text{ g/L}}{0.5 \text{ h}} = 25.202 \frac{\text{g etanol}}{\text{L} * \text{h}}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de la velocidad de reacción a lo largo de la fermentación*

Cálculo 6. Determinación de la concentración de biomasa durante la fermentación.

Consumo de etanol

$$\text{Etanol consumido} = C_{\text{etOH}_0} - C_{\text{etOH}_f}$$

$$\text{Etanol consumido} = 12.881 \text{ g/L} - 12.601 \text{ g/L} = 0.28 \text{ g/L}$$

Crecimiento de biomasa

Sea la concentración inicial de biomasa (saccharomyces cerevisiae) 5g/L y con relación a un rendimiento biomasa/sustrato de:

$$Y_{x/s} = \frac{\text{g Biomasa formada}}{\text{g Etanol consumido}} = 1.44$$

$$X_f = (\text{Etanol consumido} * 1.44) + X_0 = \left(1.44 * 0.28 \frac{\text{g}}{\text{L}}\right) + 5 \frac{\text{g}}{\text{L}} = 5.403 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de biomasa producida a lo largo de toda la reacción de fermentación*

Cálculo 7. Determinación de la velocidad de generación de biomasa

$$r_x = -rs * Y_{\frac{x}{s}} = 25.202 \frac{\text{g etanol}}{\text{L} * \text{h}} * 1.44 \frac{\text{g biomasa}}{\text{g etanol}} = 36.29 \frac{\text{g biomasa}}{\text{L} * \text{h}}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de la velocidad de producción de biomasa durante la fermentación.*

Cálculo 8. Determinación de C_x/r_x

$$\frac{C_x}{r_x} = \frac{5.403 \frac{\text{g biomasa}}{\text{L}}}{36.29 \frac{\text{g biomasa}}{\text{L} * \text{h}}} = 0.149 \text{ h}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de todos los C_x/r_x a lo largo de la fermentación*

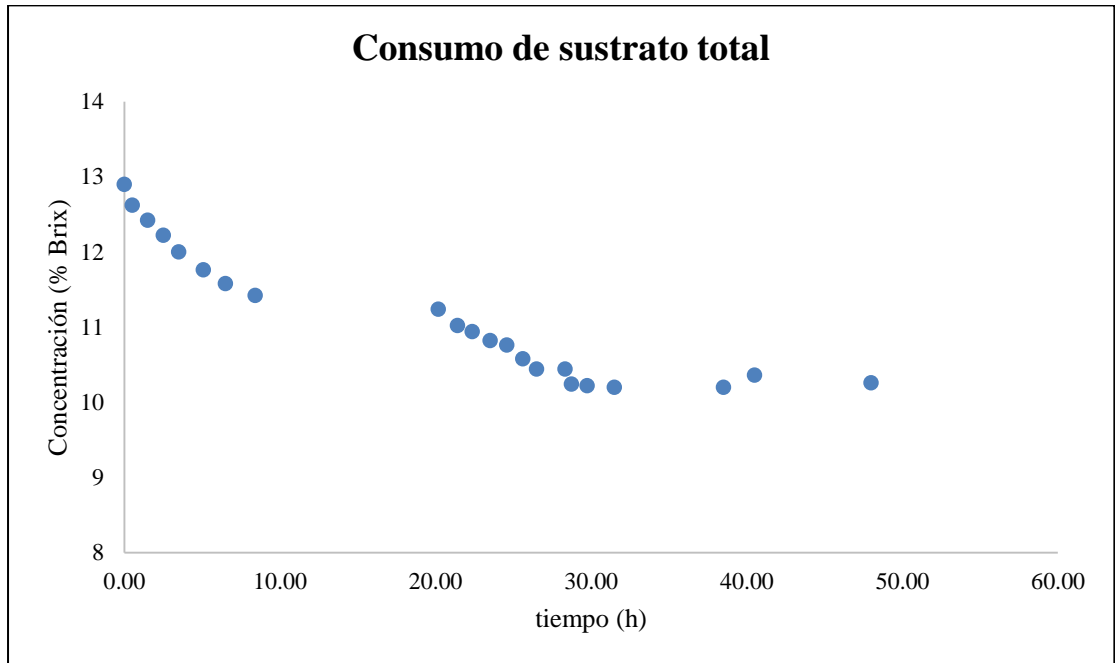
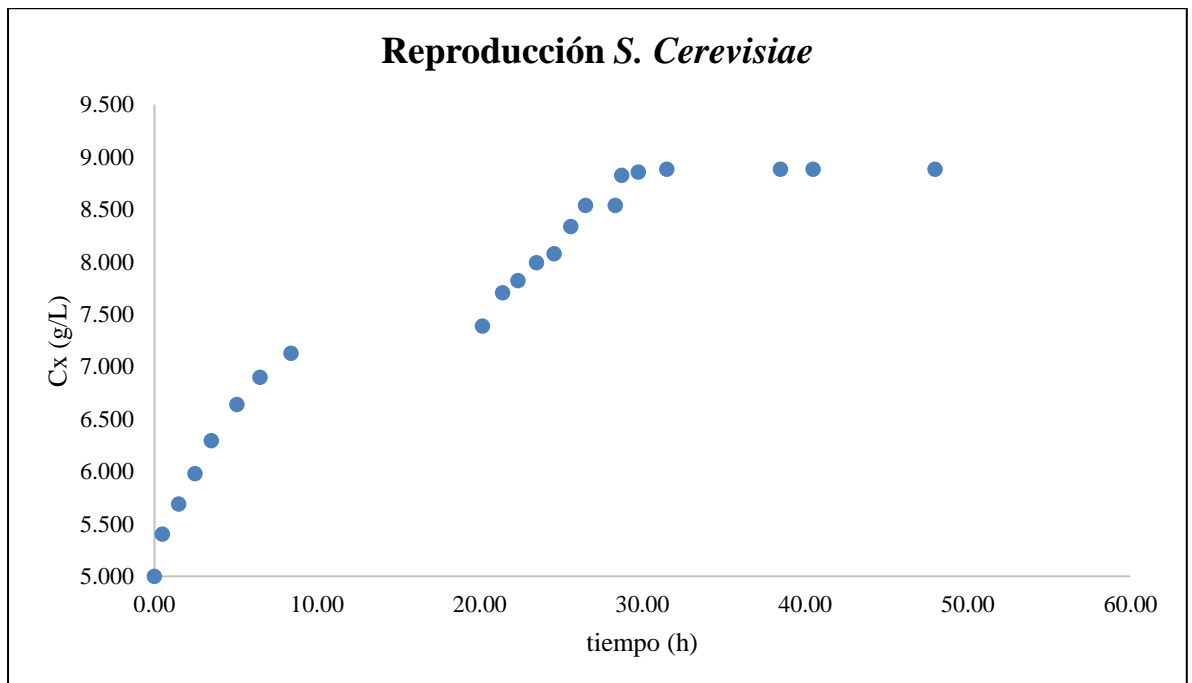
Figura 17. Consumo promedio de sustrato (etanol) en el tiempo.**Figura 18.** Desarrollo de microorganismos en el tiempo

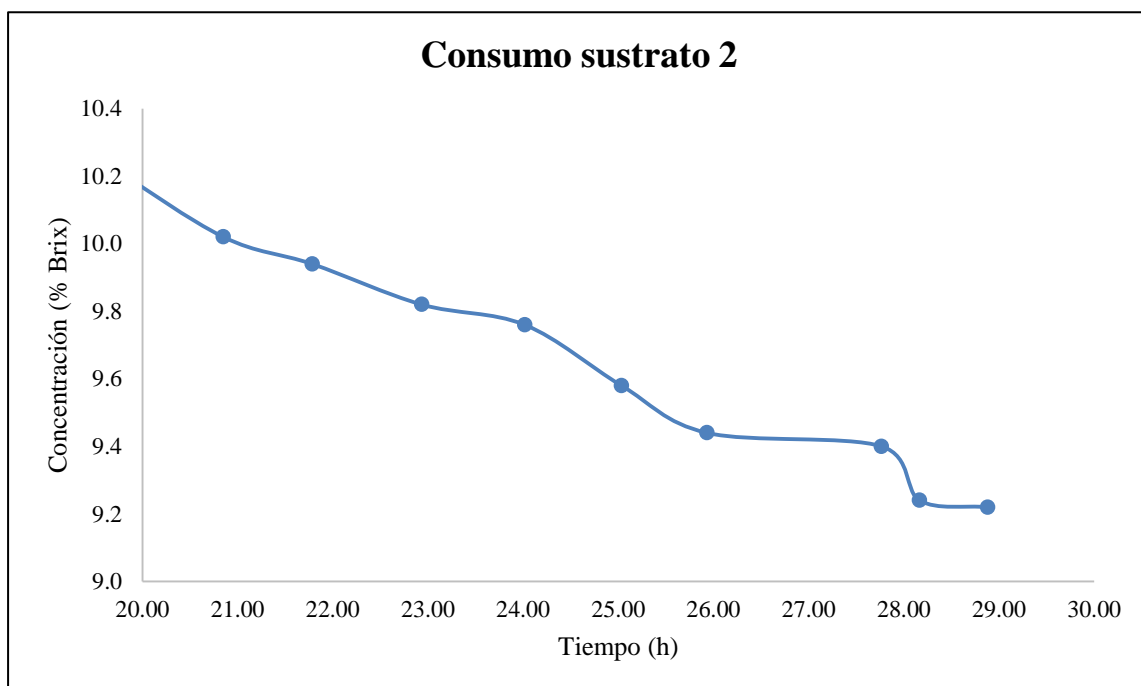
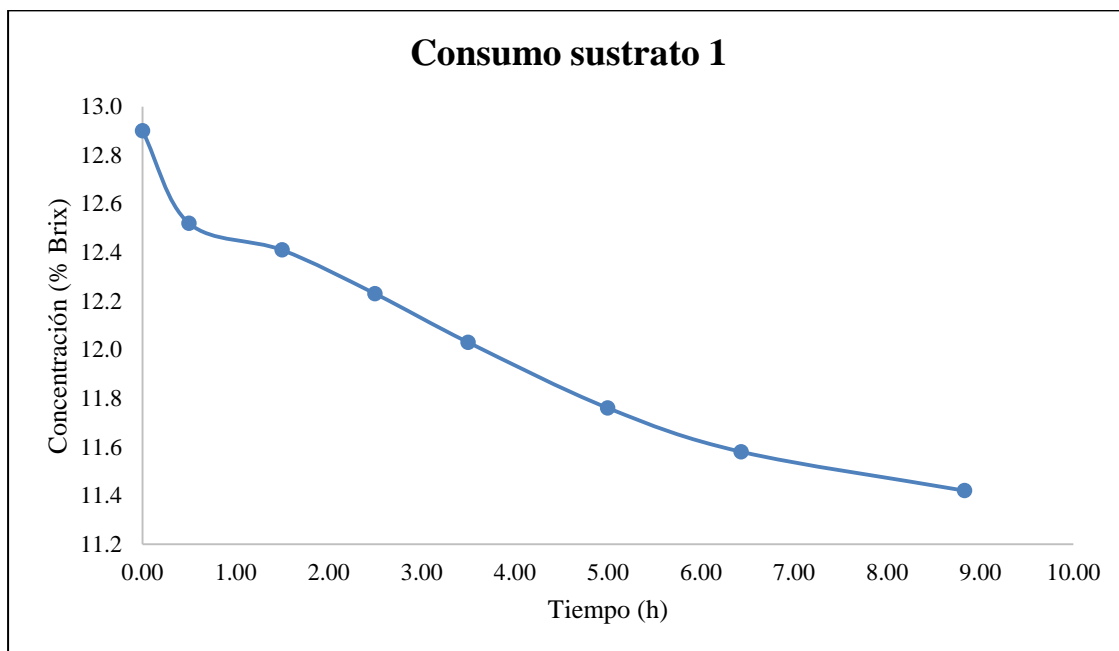
Figura 19. Consumo sustrato 1 en el tiempo***Figura 20.** Consumo sustrato 2 en el tiempo*

Figura 21. Regresión lineal sustrato 1*

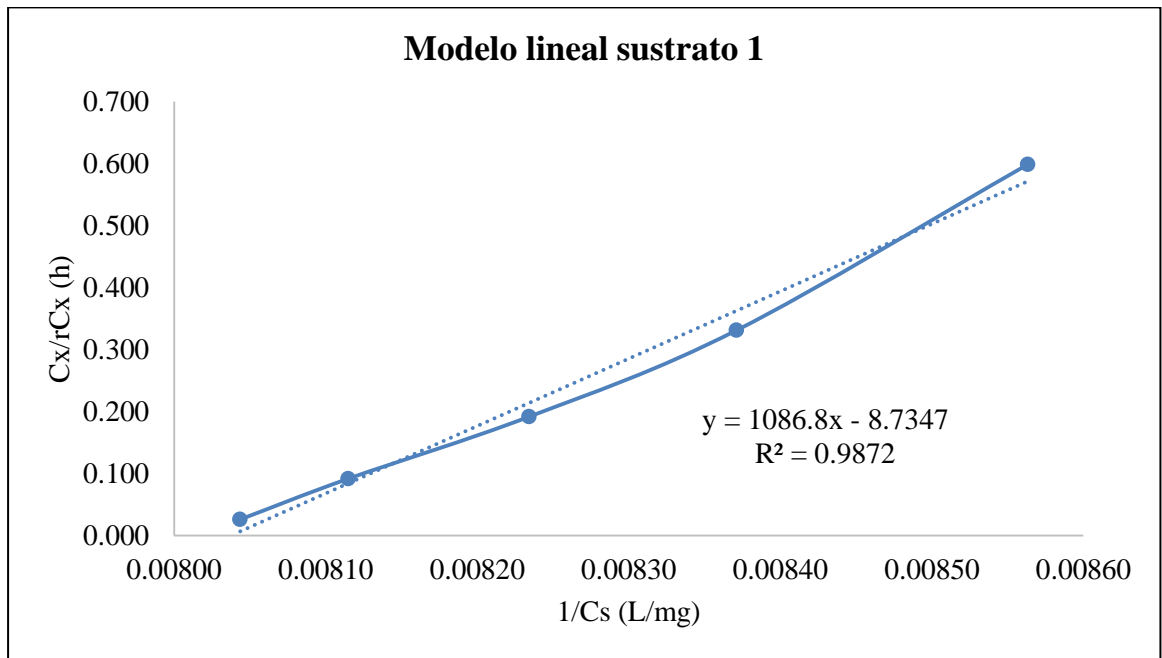
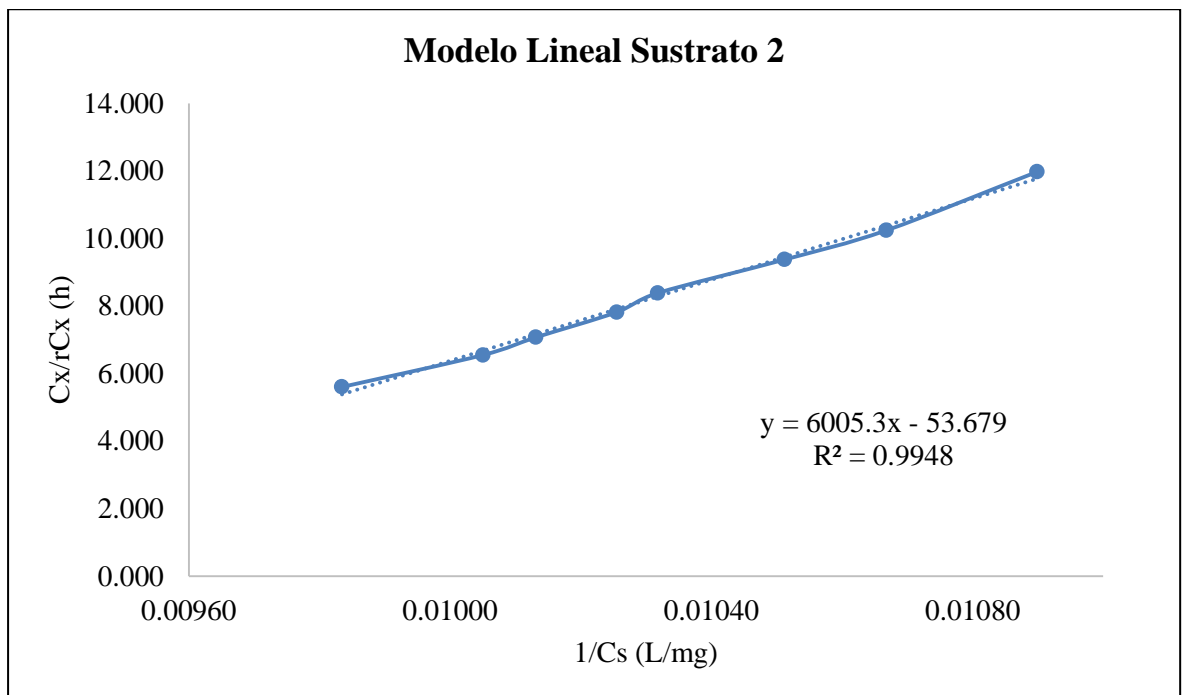


Figura 22. Regresión lineal sustrato 2*



* Teniendo en consideración que el microorganismo (*s. cerevisiae*) tiene mayor afinidad a la glucosa en comparación a la fructosa, se supone que el sustrato 1 es entonces glucosa y el sustrato 2 es fructosa. Es imperativo de igual manera considerar, que la cinética está también regida por el propio comportamiento del sustrato en el tiempo.

Cálculo 9. Determinación de la constante de saturación K_s y tasa máxima de crecimiento μ_{max} para sustrato 1.

Según la regresión lineal obtenida para la linalización del consumo para el sustrato 1

$$y = 1086.8x - 8.7347$$

Tasa máxima de crecimiento μ_{max}

$$\mu_{max} = \frac{1}{-b} = \frac{1}{8.7347} = \frac{0.115}{h}$$

Constante de saturación K_s

$$K_s = \mu_{max} * m = \frac{0.115}{h} * 1086.8h * \frac{mg}{L} = 124.98 \frac{mg}{L}$$

Cálculo 10. Determinación de la constante de saturación K_s y tasa máxima de crecimiento μ_{max} para sustrato 2

Según la regresión lineal obtenida para la linalización del consumo para el sustrato 2

$$y = 6005.3x - 53.679$$

Tasa máxima de crecimiento μ_{max}

$$\mu_{max} = \frac{1}{-b} = \frac{1}{53.679} = \frac{0.0187}{h}$$

Constante de saturación K_s

$$K_s = \mu_{max} * m = \frac{0.0187}{h} * 6005.3h * \frac{mg}{L} = 111.21 \frac{mg}{L}$$

Cálculo 11. Expresión de la velocidad específica de crecimiento según modelo diaúxico.

Según el valor teórico reportado por Solieri & Giuldici en "Vinegars of the World", en glucose el valor de K_{IE} de se encuentra en el rango de 2 a 4mg/L.

$$\mu = \frac{\mu_{max_1} * C_{S_1}}{K_{S_1} + C_{S_1}} + \frac{\mu_{max_2} * C_{S_2}}{K_{S_2} + C_{S_2} + \frac{C_{S_1}^2}{K_{IE}}}$$

$$\mu = \frac{\frac{0.115}{h} * C_{S_1}}{124.98 \frac{mg}{L} + C_{S_1}} + \frac{\frac{0.0186}{h} * C_{S_2}}{111.21 \frac{mg}{L} + C_{S_2} + \frac{C_{S_1}^2}{2 \frac{g}{L}}}$$

Cálculo 12. Análisis estadístico para las concentraciones de azúcares reportados

<i>Azúcares</i>	
Media	3.364
Error típico	0.013
Mediana	3.371
Moda	---
Desviación estándar	0.030
Varianza de la muestra	0.001
Curtosis	-0.525
Coficiente de asimetría	-0.047
Rango	0.078
Mínimo	3.325
Máximo	3.403
Suma	16.819
Cuenta	5.000
Nivel de confianza (95.0%)	0.037

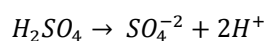
Cálculo 13. Determinación de la concentración de solución de NaOH para ajuste a pH 4.5

$$pH = 4.5$$

$$[M] = 10^{-4.5} = 6.31 \cdot 10^{-5} \text{ mol}$$

$$\begin{aligned} \text{moles de } H_2SO_4 \text{ en exceso} &= [M] \cdot \text{Volúmen solución} = 6.31 \cdot 10^{-5} \cdot 0.350 \text{ mL} \\ &= 2.21 \cdot 10^{-5} \text{ mol } H_3O^+ \end{aligned}$$

Concentración de iones hidronio a partir de ácido sulfúrico:



$$\begin{aligned} \text{Concentración molar de la solución} &= 0.350 \text{ L} \cdot 5 \text{ N} \cdot \frac{1 \text{ mol } H_2SO_4}{2 \text{ eq } H_2SO_4} \cdot \frac{1}{\text{L solución}} \\ &= 0.75 \text{ mol } H_2SO_4 \end{aligned}$$

Iones hidroxilo:

$$\text{mol } H_3O^+ \text{ resultantes} = \text{mol } H_3O^+ \text{ exceso} + \text{mol } OH^-$$

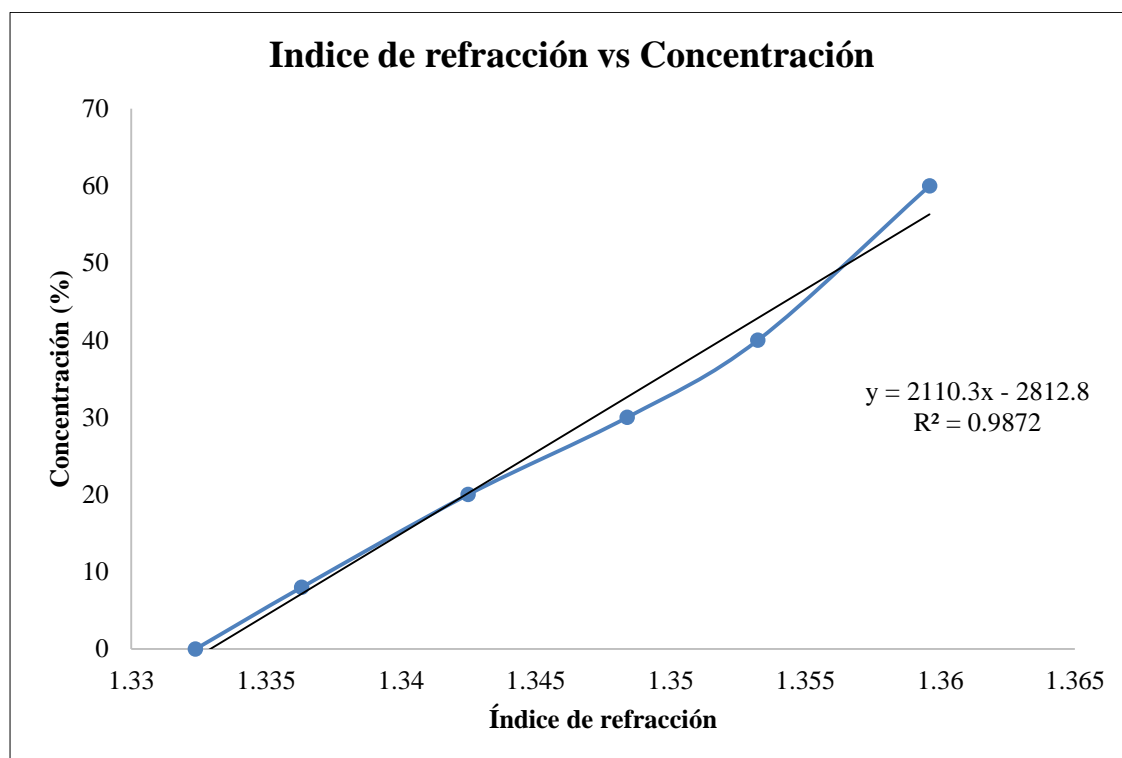
$$\text{mol } OH^- = 0.75 \text{ mol } H_3O^+ - 2.21 \cdot 10^{-5} \text{ mol } H_3O^+$$

$$\text{mol } OH^- = 0.75 \text{ mol } OH^-$$

Concentraciones de iones hidroxilo a partir de hidróxido de sodio



$$\text{Concentración NaOH} = \frac{0.75 \text{ mol NaOH}}{0.2 \text{ L}} = 3.75 \text{ M}$$

Figura 23. Curva de calibración refractómetro

Cálculo 14. Determinación de la concentración de alcohol en la muestra

Según la regresión lineal obtenida:

$$y = 2110.3x - 2812.8$$

Para un índice de refracción de la muestra 1 de 1.34256

$$y = 2110.3 * (1.34256) - 2812.8$$

$$y = 20.403\% \text{ (V/V)}$$

*Se efectuó el mismo cálculo para la determinación de la concentración de las distintas muestras de destilado.

Cálculo 15. Determinación del flujo másico al evaporador de simple efecto.

$$m_{f(ev)} = 0.552L * \frac{1.0491kg}{L} = 0.579L$$

Cálculo 16. Determinación de la capacidad calorífica de la solución

Para calcular la capacidad calorífica del agua y el etanol a 25°C se utilizó la tabla 2-214 de propiedades termoiónicas del Perry Chemical Engineers Handbook, 8ª ed.

$$Cp_{agua} = 4.184 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}; \quad Cp_{etanol} = 2.466 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C};$$

$$Cp_{solucion} = X_{agua} * Cp_{agua} + X_{etanol} * Cp_{etanol}$$

$$Cp_{solucion} = 0.993 * 4.184 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} + 0.007 * 2.466 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} = 4.172 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$$

**Se empleó el mismo cálculo para la determinación de todas las capacidades caloríficas involucradas en el proceso*

Cálculo 17. Determinación de las entalpías de vapor y líquido de la solución

Entalías obtenidas del Manual del Ingeniero Químico de Perry, 8a. Edición

$$H_{L,agua} = 2,839.97 \frac{J}{mol}; \quad H_{V,agua} = 52,738.89 \frac{J}{mol};$$

$$H_{L,etanol} = 1,888.58 \frac{J}{mol}; \quad H_{V,etanol} = 49,862.87 \frac{J}{mol};$$

Entalpía del líquido

$$H_{L,solucion} = X_{agua} * H_{L,agua} + X_{etanol} * H_{L,etanol}$$

$$H_{L,solucion} = 0.993 * 2,839.97 \frac{J}{mol} + 0.007 * 1,888.58 \frac{J}{mol} = 2,833.31 \frac{J}{mol}$$

Entalpía del gas

$$H_{v,solucion} = X_{agua} * H_{v,agua} + X_{etanol} * H_{v,etanol}$$

$$H_{v,solucion} = 0.993 * 52,738.89 \frac{J}{mol} + 0.007 * 49,862.87 \frac{J}{mol} = 52,718.76 \frac{J}{mol}$$

Cálculo 18. Determinación del calor latente de vaporización de la solución

$$\lambda_v = H_{v,solucion} - H_{L,solucion} = \left(52,718.76 \frac{J}{mol} - 2,833.31 \frac{J}{mol} \right) = 49,885.45 \frac{J}{mol}$$

$$\lambda_v = 49,885.45 \frac{J}{mol} * \frac{mol}{18.216 g} = 2,538.55 \frac{J}{g}$$

Cálculo 19. Determinación del calor transferido hacia la solución en el evaporador.

$$q_f = m_{f(ev)} * Cp_{solucion} * (T - T_f)$$

$$q_f = 0.579 kg * 4.172 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} * (25 - 78.37)^\circ C = -128.1 kJ$$

Cálculo 20. Determinación del calor necesario para realizar la evaporación:

$$q_v = (\dot{m}_{f(ev)} - \dot{m}) \lambda_v$$

$$q_v = (0.579 - 0.0512)kg * 2,538.55 \frac{kJ}{kg} = 1,339.85kJ$$

Cálculo 21. Determinación de la velocidad de transferencia de calor del lado del licor para el evaporador.

$$q = q_f + q_v$$

$$q = 128.1kJ + 1,339.85kJ = 1467.95kJ$$

Cálculo 22. Determinación del flujo molar, fracción molar y peso molecular de la alimentación al destilador

$$F = \left(\frac{19.65g * 0.212}{46.07g/mol} + \frac{19.65g * (1 - 0.212)}{18.02g/mol} \right) = 0.95mol$$

$$fracción\ mol\ etanol = z_f = \frac{0.2014mol}{0.95mol} = 0.212mol$$

$$M_f = \frac{19.65g}{0.95mol} = 20.68 \frac{g}{mol}$$

Cálculo 23. Determinación de las fracción molar y masa molecular del destilado

Para una pureza de destilado del 88% según estándares para etanol grado industrial

$$x_D = \frac{88/46.07}{\frac{88}{46.07} + \frac{12}{18.02}} = \frac{1.910mol}{2.576mol} = 0.7415mol$$

$$M_D = \frac{100g}{2.576mol} = 38.82 \frac{g}{mol}$$

Cálculo 24. Determinación de la fracción molar y peso molecular del residuo

$$x_W = \frac{5/46.07}{\frac{5}{46.07} + \frac{90}{18.02}} = \frac{0.220mol}{5.212mol} = 0.0213$$

$$M_W = \frac{100g}{5.380mol} = 18.59 \frac{g}{mol}$$

Cálculo 25. Determinación del flujo molar para el destilado y el residuo

Sea el balance de flujos global

$$F = D + W$$

$$2.47 \text{ mol} = D + W$$

Sea el balance de componentes

$$z_f F = x_D D + x_W W$$

$$(0.2014)F = (0.7415)D + (0.0426)W$$

Resolviendo por sustitución para el destilado

$$(0.0968) * 0.95 \text{ mol} = (0.7415)D + (0.0426)(0.95 \text{ mol} - D)$$

$$D = \frac{0.166 \text{ mol}}{0.7212} = 0.230 \text{ mol}$$

Resolviendo para el residuo

$$F - D = W$$

$$0.95 \text{ mol} - 0.230 \text{ mol} = W$$

$$W = 0.72 \text{ mol}$$

Cálculo 26. Determinación de las entalpías de vapor y líquidas para el diagrama de entalpías método Ponchón y Savarit

A partir de los datos de equilibrio para el sistema etanol-agua y de las capacidades caloríficas obtenidos del Manual del Ingeniero Químico de Perry.

Entalpía del líquido

$$H_L = x_a C_{La}(t_L - t_0)M_a + (1 - x_a)C_{Lb}(t_L - t_0)M_b$$

$$H_L = 0.019 * 151.55 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} * (95.5 - 25) + (1 - 0.019) * 76.21 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} * (95.5 - 25)$$

$$= 5,473.57 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Entalpía del vapor

$$H_G = y[C_{La}(t_G - t_0) + \lambda_a] + (1 - y)[C_{Lb}(t_G - t_0) + \lambda_b]$$

$$H_G = 0.17 * \left[151.55 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} (100 - 25) + 49,547.18 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right] + (1 - 0.17)$$

$$* \left[76.21 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}} (100 - 25) + 46,255.08 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right] = 53,316.12 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

*Se empleó el mismo cálculo para la determinación de todas las entalpías de acuerdo con los datos de equilibrio.

Cálculo 27. Determinación del reflujo mínimo

Entalpía en la alimentación que se encuentra a temperatura ambiente (25°C). Sea 25°C la temperatura de referencia:

$$H_F = 0.95 \text{ mol} * 75.18 \frac{\text{J}}{\text{mol} * ^\circ\text{C}} * (25^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = 0$$

Entalpías del destilado (líquido y vapor a partir de interpolación de la Tabla 21 (ver Datos Calculados).

$$H_D = H_{Lo} = 0.7415 * 140.46 \frac{\text{J}}{\text{mol} * ^\circ\text{C}} * (78.44 - 25)^\circ\text{C} + (1 - 0.7415) * 75.822 \frac{\text{J}}{\text{mol} * ^\circ\text{C}} * (78.44 - 25)^\circ\text{C} = 6,612.52 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

$$H_G = 0.778 * \left[140.63 \frac{\text{J}}{\text{mol} * ^\circ\text{C}} * (78.72 - 25)^\circ\text{C} + 47,429.01 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right] + (1 - 0.778) * \left[75.83 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol} * ^\circ\text{C}} * (78.72 - 25)^\circ\text{C} + 51,019.30 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right] = 52,352.81 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Para la línea que cruza la alimentación con coordenadas (0.268, 5349.66) en el eje x, (0.5826, 52734.49) en el eje y. Interceptando con el punto Δ_D , el calor eliminado en el condensador resulta de:

$$Q' = 95,000 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Del balance de energía para el condensador:

$$R_{min} = \frac{Q^i - H_G}{H_G - H_{Lo}} = \frac{95,000 \frac{\text{J}}{\text{mol}} - 52,352.81 \frac{\text{J}}{\text{mol}}}{52,352.81 \frac{\text{J}}{\text{mol}} - 6,612.52 \frac{\text{J}}{\text{mol}}} = 0.9324$$

Cálculo 28. Determinación de reflujo real y calor eliminado del condensador real (Q')

Empleando una relación de 1.5 veces el mínimo encontrada en la literatura

$$R_{real} = 1.5R_{min} = 1.5 * 0.9324 = 1.3986$$

Calor eliminado del condensador

$$Q'_{real} = R_{real} * (H_G - H_{Lo}) + H_G$$

$$Q'_{real} = 1.3986 * \left(52,352.81 \frac{\text{J}}{\text{mol}} - 6,612.52 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right) + 52,352.81 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 116,323.59 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Cálculo 29. Determinación de la carga calorífica del condensador

$$Q'_{real} = H_D + \frac{Q_c}{D}$$

$$Q_c = \left(116,323.59 \frac{\text{J}}{\text{mol}} - 6,612.52 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right) * 1.348 \text{ mol} = 165,717.89 \text{ J}$$

Cálculo 30. Determinación flujos y entalpías con vapor vivo

Calculando inicialmente H_w como la entalpía del agua saturada a 15psi 7,591.83 KJ/Kmol y sean los balances:

Balance Global:

$$F + G_{Np+1} = D + W$$

$$0.95mol + G_{Np+1} = 0.230mol + W$$

Balance de componentes:

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

$$0.95 * (0.201) = (0.7415) * 0.230mol + x_w W$$

Balance Energético:

$$FH_F + G_{Np+1}H_{G_{Np+1}} = WH_W + DH_D + Q_c$$

$$\left(0.95mol * 0 \frac{J}{mol}\right) + G_{Np+1} * 44,012.05 \frac{J}{mol}$$

$$= W * 7,591.83 \frac{J}{mol} + \left(0.230mol * 6,612.52 \frac{J}{mol}\right) + 165,717.89J$$

Resolviendo para las ecuaciones resulta:

$$G_{Np+1} = 4.38mol; \quad W = 3.12; \quad x_w = 0.0065$$

Encontrando H_w para un x_w de 0.0065 por interpolación:

$$H_W = 5,638.60 \frac{J}{mol}$$

Cómo 7591.83 J/mol y 5,638.6 J/mol tienen entre sí una diferencia de 1,953.23 J/mol, se itera hasta que ambas entalpías son similares. Mediante solver en Excel se obtiene:

$$G_{Np+1} = 0.774mol; \quad W = 1.494mol; \quad x_w = 0.068; \quad H_W = 4,827.48 \frac{J}{mol}$$

Cálculo 31. Determinación del Δ_w y del Flujo neto del calor saliente en el fondo (Q'')

$$\Delta_w = \frac{\text{moles netos saliente de A}}{\text{moles netos salientes}} = \frac{Wx_w}{W - G_{Np+1}} = 0.141$$

Flujo de Calor neto del Fondo

$$Q'' = \frac{WH_W - G_{Np+1}H_{G_{Np+1}}}{W - G_{Np+1}}$$

$$Q'' = \frac{\left(1.494 * 4,827.48 \frac{J}{mol}\right) - \left(0.774 mol * 44,012.05 \frac{J}{mol}\right)}{1.494 mol - 0.774 mol} = -37,295.9 J$$

Cálculo 32. Determinación del calor suministrado al fondo

$$Q_v = G_{Np+1} H_{G_{Np+1}}$$

$$Q_v = 0.774 mol * 44,012.05 \frac{J}{mol} = 34,065.32 J$$

Cálculo 33. Determinación del calor suministrado al proceso

$$Q_{total} = Q_{evaporador} + Q_{Destilacion}$$

$$Q_{Total} = 1467.95 kJ + 34.065 kJ = 1,502.02 kJ$$

Cálculo 34. Determinación de la masa de calor en forma de vapor requerida para el proceso

$$Q_{total} = \dot{m}_{vapor} \lambda_{vapor} = \dot{m}_{vapor} (H_v - H_L)$$

$$H_v = 2697.21 \frac{kJ}{kg}; \quad H_L = 104.8 \frac{kJ}{kg}$$

$$m_{vapor} = \frac{1,502.02 kJ}{\left(2697.21 \frac{kJ}{kg} - 104.8 \frac{kJ}{kg}\right)} = 0.580 kg$$

Cálculo 35. Determinación de masa de agua para satisfacer la demanda de calor.

Masa de agua empleada:

$$q_{H_2O} = q_{vap}$$

$$m_{H_2O} * C_{p_{H_2O}} * \Delta T = m_v (\Delta H_v - \Delta H_L)$$

$$m_{H_2O} = \frac{m_{vapor} (\Delta H_v - \Delta H_L)}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T} = \frac{(0.589 kg) * \left(2697.21 \frac{kJ}{kg} - 104.8 \frac{kJ}{kg}\right)}{4.184 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} * (100 - 25)^\circ C} = 5.09 kg \text{ agua}$$

Cálculo 36. Determinación de costo de materia prima

A partir del balance de masa:

Ácido sulfúrico para hidrólisis

$$C_{ácido} = 41.08 mL * \frac{1 L}{1000 mL} * \frac{1 \text{ galón } H_2SO_4}{3.785 L} * \frac{Q \cdot 95.00}{1 \text{ galón } H_2SO_4} = Q \cdot 1.03$$

Hidróxido empleado en pretratamiento y en ajuste de pH

$$C_{NaOH} = 38.73g * \frac{1kg NaOH}{1000g} * \frac{Q. 30.45}{kg NaOH} = Q. 1.18$$

Levadura

$$C_{Levadura} = 2.78g levadura * \frac{Q. 7.50}{30g levadura seca} = Q. 0.70$$

Gasto total en materia prima

$$C_{MP} = C_{ácido} + C_{NaOH} + C_{Levadura}$$

$$C_{MP} = Q. 1.03 + Q. 1.18 + Q. 0.70 = Q. 2.91$$

Cálculo 37. Determinación del costo por insumos (agua y electricidad)

Diésel

$$C_{electricidad} = 1.04kWh * \frac{Q. 1.59}{kWh} = Q. 1.55$$

Agua

$$C_{agua} = 0.0051m^3 agua * \frac{Q. 40.00}{m^3 agua} = Q. 0.23$$

Gasto total en energía y agua

$$C_{E\&A} = C_{electricidad} + C_{agua} = Q. 1.55 + Q. 0.20 = Q. 1.83$$

Cálculo 38. Determinación del costo total diario para la producción

$$C_{Total} = C_{MP} + C_{E\&A}$$

$$C_{Total} = Q. 2.91 + Q. 1.83 = Q. 4.74$$

Cálculo 39. Determinación del beneficio obtenido

A partir del balance de masa

$$C_{etanol} = 0.0240L * \frac{Q. 12.33}{L etanol industrial} = Q. 0.3$$

IV. Datos calculados

Tabla 24. Cálculo de datos para cinética de reacción

tiempo h	Brix %	Brix mg/g	Cs mg/L	-rs g/L*h	CN g/L	rCN g biomasa/L*h	CN/rCN	1/Cs
0.00	12.9	129	128.097	0.000	5.000			0.00781
0.50	12.5	0.1252	124.324	248.647	12.094	467.457	0.026	0.00804
1.50	12.4	0.1241	123.231	82.154	14.148	154.450	0.092	0.00811
2.50	12.2	0.1223	121.444	48.578	17.508	91.326	0.192	0.00823
3.50	12.0	0.1203	119.458	34.131	21.242	64.166	0.331	0.00837
5.00	11.8	0.1176	116.777	23.355	26.282	43.908	0.599	0.00856
6.43	11.6	0.1158	114.989	17.874	29.642	33.603	0.882	0.00870
8.83	11.4	0.1142	113.401	12.838	32.629	24.135	1.352	0.00882
19.60	10.2	0.1024	101.683	5.188	54.658	9.753	5.604	0.00983
20.85	10.0	0.1002	99.499	4.772	58.765	8.972	6.550	0.01005
21.78	9.9	0.0994	98.704	4.531	60.258	8.519	7.074	0.01013
22.93	9.8	0.0982	97.513	4.252	62.499	7.994	7.818	0.01026
24.02	9.8	0.0976	96.917	4.035	63.619	7.587	8.386	0.01032
25.03	9.6	0.0958	95.129	3.800	66.979	7.144	9.375	0.01051
25.93	9.4	0.0944	93.739	3.615	69.593	6.795	10.241	0.01067
27.77	9.4	0.094	93.342	3.362	70.339	6.320	11.130	0.01071
28.17	9.2	0.0924	91.753	3.258	73.326	6.124	11.973	0.01090
28.88	9.2	0.0922	91.555	3.170	73.700	5.959	12.367	0.01092
30.63	9.2	0.092	91.356	2.982	74.073	5.607	13.212	0.01095
38.50	9.2	0.092	91.356	2.373	74.073	4.461	16.605	0.01095
48.00	9.2	0.092	91.356	1.903	74.073	3.578	20.702	0.01095

Tabla 25. Concentración alcohólica final.

Muestra	Volumen inicial solución ±20 mL	Volumen final destilado ± 0.5 mL	Índice de defracción	Concentración del destilado (±2.06 V/V%)
1	552.5	22.8	1.36985	78.00
2	555	23.4	1.36999	78.30
3	600	23.8	1.36985	78.00
4	575.5	23.6	1.36957	77.40
5	600	24.2	1.37085	80.10
Promedio	576.6	23.6	1.37002	78.36

Tabla 26. Densidades y calores específicos calculados

	Densidad kg/L	Calor Específico kJ/kg*°C
Solución Ácido 2.5M	1.03612	4.067
Solución Base 3.75M	1.07153	4.086
Solución Fermentada	0.9985	4.172
Solución Evaporada	1.1693	3.935
Solución Destilada	0.8222	3.462

[†]Referirse a la sección I de los Anexos para ver ejemplo de cálculo

Tabla 27. Constantes para la determinación de calor específico

Capacidades caloríficas					
	c1	c2	c3	c4	c5
Agua	2.76E+05	-2.09E+03	8.13E+00	-1.41E-02	9.37E-06
Etanol	1.03E+05	-1.40E+02	-3.03E-02	0.002086	0

Obtenidas de la tabla 2-198 del Manual del Ingeniero Químico 8a. Edición. Perry

Tabla 28. Constantes para la determinación del calor latente de vaporización

Calor Latente de Vaporización								
	To °C	Tb °C	Tc °C	Tr=T/Tc	c1	c2	c3	c4
Agua	0	100	373.946	0.26741829	5.21E+07	0.3199	-0.212	0.25795
Etanol	0	25	240.85	0.103799045	5.69E+07	0.3359	0	0

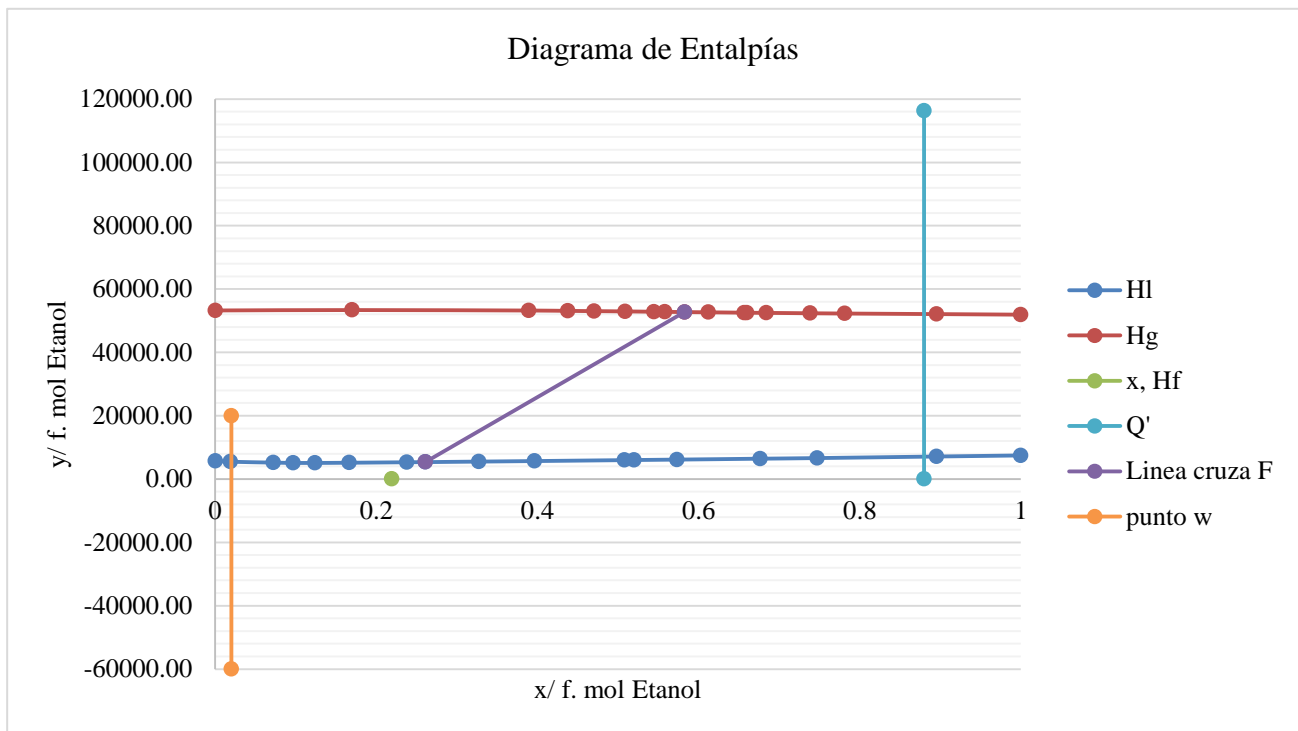
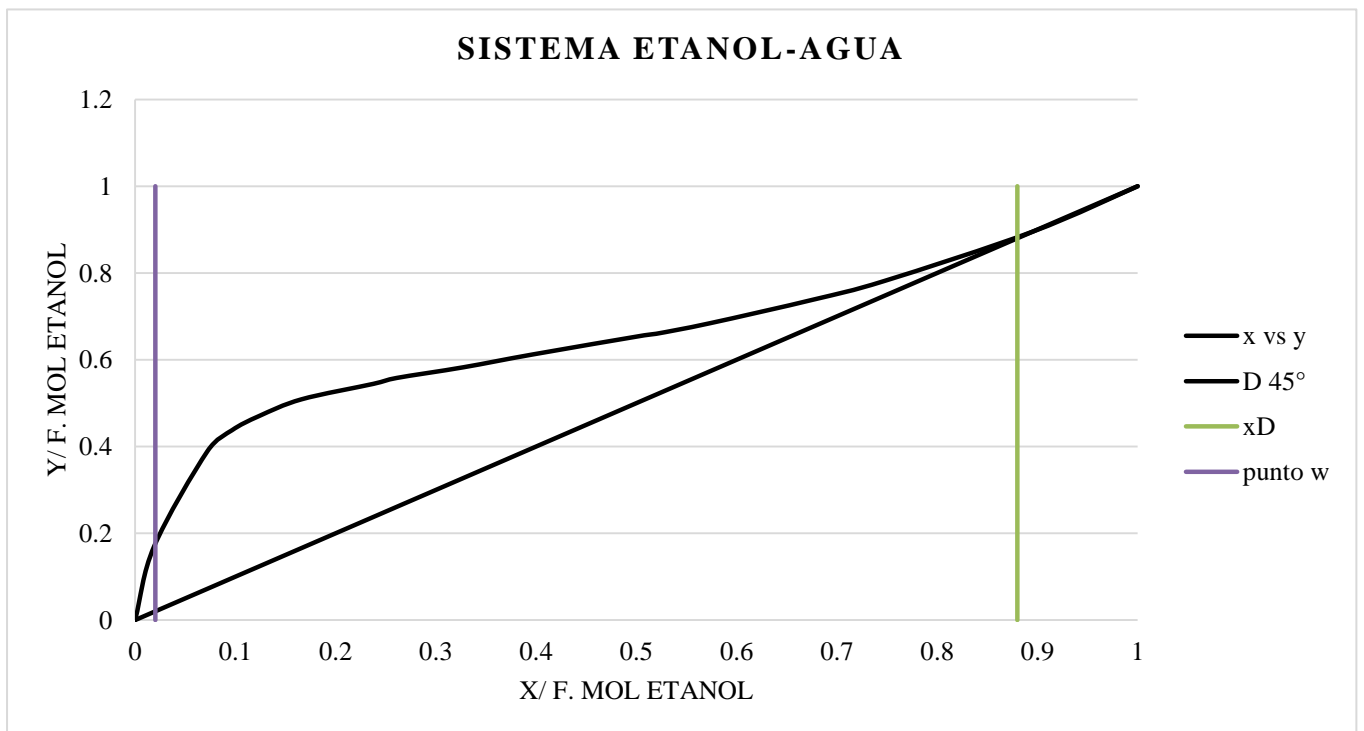
Obtenidas de la tabla 2-193 del Manual del Ingeniero Químico 8a. Edición. Perry

Tabla 29. Datos calculados para el diagrama entalpía concentración de Ponchon y Savarit

Cp Agua J/mol°C	Cp Etanol J/mol°C	C. Latente Agua J/mol°C	C. Latente Etanol J/mol°C	H_L J/mol	H_G J/mol
76.33	154.70	45932.48	49144.20	5724.42	53242.88
76.21	151.55	46255.08	49547.18	5473.57	53367.12
76.05	147.17	46711.18	50118.07	5195.32	53221.42
76.00	145.67	46869.87	50317.03	5104.22	53110.59
75.96	144.76	46965.81	50437.37	5094.28	53029.14
75.94	144.00	47047.64	50540.08	5156.06	52942.43
75.91	143.11	47142.65	50659.38	5301.59	52839.47
75.90	142.86	47169.71	50693.37	5349.66	52804.58
75.88	142.35	47223.71	50761.20	5516.61	52734.49
75.87	141.85	47277.54	50828.86	5683.13	52654.24
75.85	141.30	47337.93	50904.76	5978.10	52543.57
75.85	141.23	47344.62	50913.18	6007.98	52532.75
75.84	140.99	47371.39	50946.83	6145.77	52474.29
75.83	140.64	47408.79	50993.87	6430.64	52358.91
75.82	140.44	47430.80	51021.55	6628.42	52271.55
75.82	140.37	47438.13	51030.77	7121.97	52089.78
75.82	140.28	47448.12	51043.33	7455.94	51916.07

Tabla 30. Datos calculados para el balance de masa y energía del proceso

		Entra (g)	Sale (g)	Pérdida	Calor (kJ)
Pretratamiento	Cáscara	152.52	0		
	NaOH	1.23	1.23		
	Agua	299.36	299.36		
Hidrólisis	H2SO4	74.86	0		133.56
	Agua	264.33	0		
Ajuste pH	NaOH	37.5	0		
	Agua	231.54	0		
Fermentación	Levadura	2.8	0		
	Azúcar	0.840	0		
	Etanol	0	12.08		
	Agua	543.10	543.10		
Destilado	Etanol	12.08	8.06	4.02	
	Agua	543.10	11.59	531.51	1,549.30
	Levadura	2.8		2.8	

Figura 24. Diagrama de entalpías-concentración método Ponchón y Savarit**Figura 25.** Curva de equilibrio para el sistema etanol-agua

Datos de equilibrio obtenidos del Manual del Ingeniero Químico. Perry 8a. Edición

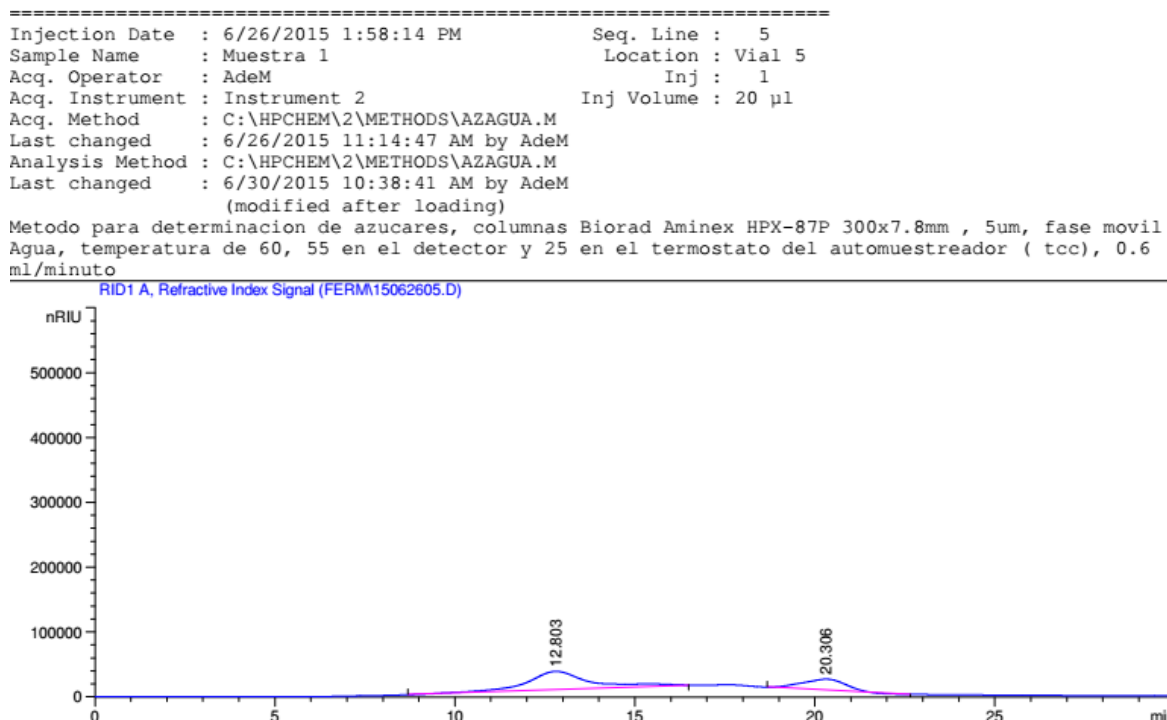
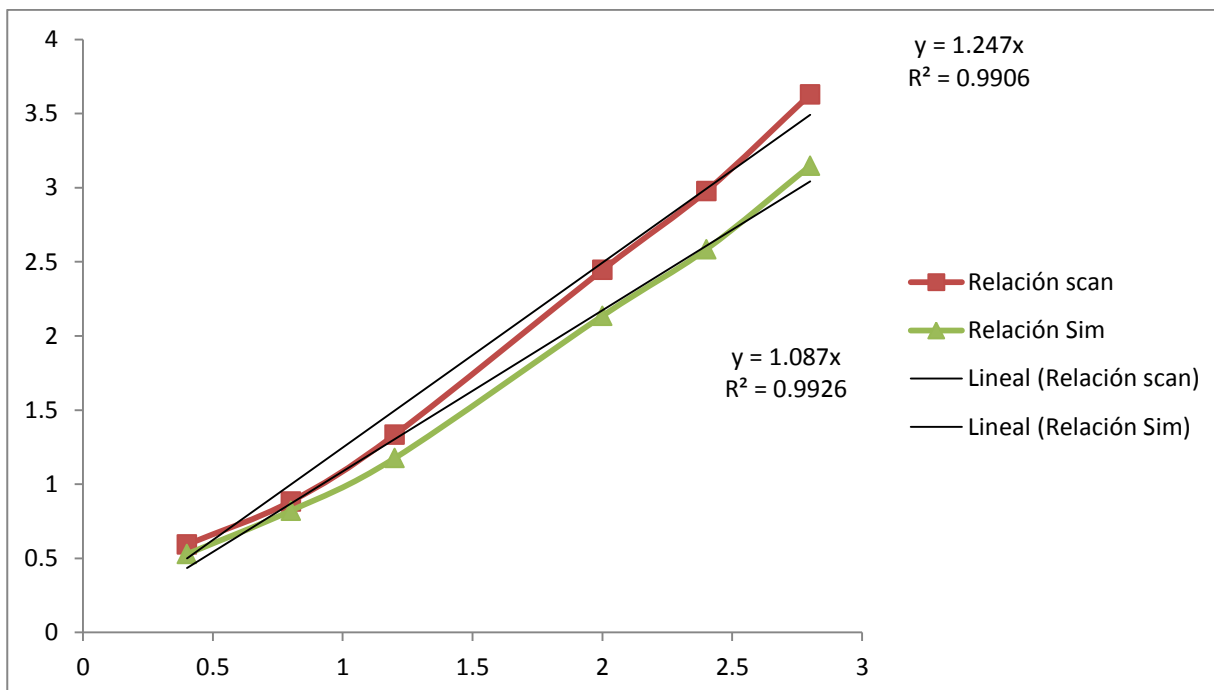
Figura 26 Lectura HPLC para la determinación de azúcares totales**Figura 27.** Curva de calibración para determinación de azúcares de las distintas muestras

Figura 30. Determinación de azúcares totales después de 48h de fermentacion

```

=====
                        External Standard Report
=====

Sorted By           :      Signal
Calib. Data Modified :      7/14/2015 11:27:59 AM
Multiplier          :      1.0000
Dilution            :      1.0000
Do not use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime  Type      Area      Amt/Area  Amount  Grp  Name
 [min]   [nRIU*s]
-----|-----|-----|-----|-----|---|-----
10.826   -            -            -            -            -   Sacarosa
12.852   -            -            -            -            -   Glucosa
20.267   -            -            -            -            -   Fructosa

Totals :                               0.00000

```

Figura 31. Determinación de etanol por medio de cromatografía de gases

```

Response via : Initial Calibration

      Compound                R.T. QIon  Response  Conc Units  Dev(Min)
-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----
Internal Standards
  1) Metanol                  4.571  TIC   1239972    5.00 g%     0.00

Target Compounds
  2) Etanol                   4.769  TIC    781288    1.93 g%     Qvalue
                                     100

( # ) = qualifier out of range ( m ) = manual integration ( + ) = signals summed

```


XIII. GLOSARIO

Aerobio: Se les denomina a los organismos que viven y/o se desarrollan en un medio en presencia de oxígeno.

Anaerobio: Se les denomina a los organismos que viven y/o se desarrollan en un medio en ausencia de oxígeno.

Arabinosa: Monosacárido de cinco carbonos con un grupo aldehído por lo que pertenece al grupo de las aldosas y dentro de este al de las aldopentosas. Es uno de los constituyentes de la pectina y la hemicelulosa.

Cinética Química: es un área de la fisicoquímica que se encarga del estudio de la rapidez de reacción, cómo cambia la rapidez de reacción bajo condiciones variables y qué eventos moleculares se efectúan mediante la reacción general.

Constante de Saturación: mide el grado de afinidad del microorganismo por el sustrato.

Crecimiento Diáxico: es un tipo de crecimiento microbiano ifásico que tiene lugar cuando hay presents dos sustratos que pueden ser utilizados como fuente de carbono.

Disacárido: son un tipo de glúcidos formados por la condensación (union) de dos azúcares monosacáridos iguales o distintos mediante un enlace O-glucosídico (con pérdida de una molécula de agua) pues se establece en forma de éter siendo un átomo de oxígeno el que une cada pareja de monosacáridos, mono o dicarbonílico, que además puede ser α o β en función del $-OH$ hemiacetal o hemicetal.

Etanol: es un alcohol que se presenta en condiciones normales de presión y temperatura como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 78.4°C.

Fermentación: es un proceso catabólico de oxidación incompleta, que no requiere oxígeno y el product final es un compuesto orgánico.

Fructosa: Levulosa, es una forma de azúcar encontrada en los vegetales, las frutas y la miel. Es un monosacárido con la misma fórmula empírica que la glucosa pero con diferente estructura, es decir, es un isómero de ésta.

Fungicidas: es un tipo particular de plagicida que controla enfermedades fúngicas, inhibiendo o eliminando al hongo y/o moho que causa la enfermedad.

Galactomananos: Son biopolímeros del tipo polisacárido formados por un esqueleto de manosa con ramificaciones formadas por unidades de galactosa.

Glúcidos: son biomoléculas compuestas por carbon, hidrógeno y oxígeno, cuyas principales funciones en los seres vivos son el prestart energía inmediata y estructural.

Glucomananos: es un polisacárido formado por numerosas moléculas de glucosa y manosa. Estas moléculas se agrupan en proporción 5:8, respectivamente y mediante enlaces B(1→4).

Glucosa: Monosacárido con forma molecular $C_6H_{12}O$. Es una forma de azúcar que se encuentra libre en las frutas y la miel. Su rendimiento energético es de 3.75 kilocalorías por cada gramo en condiciones estándar. Es un isómero de la fructosa, condiferente posición relativa de los grupos $-OH$ y $=O$.

Hexosas: son monosacáridos (glúcidos simples) formados por una cadena de seis átomos de carbono. Su fórmula general es $C_6H_{12}O$. Su principal función es producir energía.

Hidrólisis: Formación de un ácido y una base a partir de una sal por interacción con el agua. Descomposición de sustancias por acción del agua.

Inhibición: Disminución o detención de las funciones normales de una parte del organism por medios mentales o químicos. Dificultad o imposibilidad de una reacción química, especialmente un catalizador, para transcurrir a su velocidad normal.

Levadura: Cualquiera de los diversos organismos eucariotas, clasificados como hongos microscópicos unicelulares, qe son importantes para su capacidad para realizar la descomposición mediante fermentación de diversosos cuerpos orgánicos, principalmente azúcares o hidratos de carbono, produciendo distintas sustancias.

Manosa: Es un azúcar simple o monosacárido (perteneciente a las aldosas) que se encuentra formando parte de algunos polisacáridos de las plantas y en algunas glucoproteínas animales.

Microorganismo: ser vivo o sistema biológico que solo puede visualizarse con el microscopio. Son organismos dotas de individualidad que presentan, a diferencia de las plantas y los animales, una organización biológica elemental.

Monosacáridos: son los glúcidos más sencillos, no se hidrolizan, es decir no se descomponen en otros compuestos más simples. Poseen de tres a siete átomos de carbono y su fórmula empírica es $(CH_2O)_n$.

Pectinas: son polisacáridos matriciales ricos en ácido galacturónico que se extraen mediante procedimientos relativamente suaves. Constituyen hasta el 35% de la paredes tipo I, pero son componentes minoritarios en las paredes tipo II. Se pueden dividir en cuatro dominios mayoritarios en función de su composición: homogalacturonano.

Plagidas: También llamados incorrectamente como pesticidas, son sustancias químicas empleados por el hombre para controlar o comatir algunso seres vivos considerados como plagas (debido a que pueden estropear los campos y los frutos).

Sacarosa: es un disacárido formado por la union de una glucose y una fructosa. Es un disacárido que no tiene poder redactor sobre el reactivo de Fehling y el reactivo de Tollens.

Sustrato: en bioquímica, es una molécula sobre la que actúa una enzima.

Xiloglucanos: nombre de la hemicelulosa más abundante de la pared vegetal de muchas dicotiledóneas. Bioquímicamente, se trata de un polímero de glucosa unida mediante enlaces beta glicosídicos 1-4 y que, además, presenta cadenas laterales ramificadas por inserción de una xilosa mediante un enlace 1-6. Estas xilosas pueden estar enlazadas con la galactosa y, después, una fructosa. Las propiedades bioquímicas del polímero dependen de la situación taxonómica del vegetal.

Xilanos: grupo de polisacáridos constituidos por una cadena principal de restos β -1,4-xilano. En paredes celulares tipo II, los xilanos son los principales polisacáridos no celulósicos, representando aproximadamente entre el 20 y el 40% del peso seco de la pared. Pueden contener restos de arabinosa unidos a la cadena principal de xilosas, denominándose arabinoxilanos.