

EVALUACIÓN DE UNA BIORREFINERÍA PARA EL APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS DE LA PLANTA DE PLÁTANO

EVALUATION OF A BIOREFINERY FOR THE UTILIZATION OF BANANA PLANT WASTES

Ángel Ciré Landa-Martínez^a, Jorge A. Romero-Bustamante^{b*}, Miguel A. Morales Cabrera, Eliseo Hernández-Martínez^a

^aFacultad de Ciencias Químicas región Xalapa, Universidad Veracruzana.

^bDepartamento de Energía, Universidad Autónoma Metropolitana Azcapotzalco.

*jorgeromero71807@gmail.com

Received: September 30, 2022; Revised: November 08, 2022; Accepted: November 16, 2022

Resumen

En este trabajo se realizó la evaluación de una biorrefinería por medio del simulador Aspen Plus considerando como sustrato residuos lignocelulósicos de la planta de plátano para la producción de xilitol, biogás y etanol. Para describir los procesos biológicos fermentativos se realizó una conexión con una subrutina programada en Fortran, donde se incluyeron los procesos biológicos para la formación de cada compuesto. Mediante un análisis de sensibilidad donde se propusieron diferentes flujos de agua en los hidrolizados, se determinó la cantidad que favorece la producción de glucosa y xilosa. Los resultados obtenidos indican que se puede operar la biorrefinería con un menor gasto de materia y obtener mayor pureza de etanol y xilitol. La integración de los procesos biológicos permitió describir adecuadamente la operación de la biorrefinería con un rendimiento global de 63.38%.

Palabras clave: biorrefinería, residuos lignocelulósicos, optimización, análisis de sensibilidad.

Abstract

In this work, the evaluation of a biorefinery was performed in the Aspen Plus simulator, considering banana plant lignocellulosic wastes as substrate to produce xylitol, biogas, and ethanol. To describe the fermentative biological processes, a connection was made to a subroutine developed in Fortran, where the biological processes for the formation of each compound were included. Through a sensitivity analysis which proposed different water flows in the hydrolysates, the amount that favors the production of glucose and xylose was determined. The obtained results indicate that the biorefinery could operate with a lower material cost and obtain higher ethanol and xylitol purity. The integration of the biological processes allowed to adequately describe the biorefinery operation with an overall yield of 63.38%.

Keywords: biorefinery, lignocellulosic residues, optimization, sensitivity analysis.

Introducción

El plátano es una de las frutas con mayor producción en México, llegando a los 2.469 millones de toneladas en el 2020 (GOB, 2021). La gran demanda del fruto también genera grandes cantidades de desechos orgánicos, que incluyen el tallo, las hojas, cáscara del plátano e incluso la pulpa

(Fernandes *et al.*, 2013). Para evitar que estos desechos tengan un impacto negativo sobre el ambiente existen diferentes alternativas para su tratamiento. Dentro de las más atractivas se encuentra la producción de biocombustibles, compostas y edulcorantes de bajo poder calórico. Para ello, se realizan procesos hidrolíticos que permiten extraer los azúcares presentes en el

material lignocelulósico, para posteriormente ser fermentados y obtener productos de valor agregado como el etanol, xilitol y biogás. Entonces, los residuos de la planta de plátano son ricos en lignocelulosa y tienen un gran potencial para su aprovechamiento en la generación de productos de valor agregado (Mohiuddin *et al.*, 2014). Debido a esto, muchos estudios se han centrado en las operaciones específicas para la producción de productos particulares (e.g., etanol o xilitol), encontrando buenos rendimientos, aunque los compuestos no son utilizados en su totalidad (Mazaheri *et al.*, 2021; Walther *et al.*, 2001).

Una alternativa para hacer un aprovechamiento completo del material es la implementación de las biorrefinerías, que permiten la generación de diferentes productos y subproductos. Una estrategia para la implementación de la biorrefinería es a partir del análisis de cada operación de manera experimental, lo que permite la validación de datos y la obtención de condiciones específicas de operación. Sin embargo, llevarlo a cabo es costoso y conlleva tiempos prolongados de experimentación. Para hacer frente a esta situación, el estudio se puede complementar mediante la simulación de la planta usando software especializados, como Aspen Plus. Al respecto, Mussatto *et al.* (2013) desarrollaron un análisis tecno-económico de una biorrefinería para el aprovechamiento de granos de desecho de una cervecería en Aspen Plus. Las simulaciones mostraron que es posible el planteamiento de la biorrefinería con márgenes de ganancia positivos. Así mismo, Laure *et al.* (2014) simularon una biorrefinería a escala piloto a partir de residuos de madera, para describir los procesos biológicos solamente se utilizaron cinéticas de ley de potencia. Considerando reacciones de conversión para describir los procesos biológicos (hidrólisis, fermentación y digestión anaerobia), Nitzsche *et al.* (2016) realizaron la simulación de una biorrefinería en Aspen Plus para la obtención de lignina, hemicelulosa y celulosa a partir de madera de desecho. Los resultados concluyen que la biorrefinería basada en el aprovechamiento de la madera no es rentable, debido a la variación en los precios de madera pues son sensibles a diversos factores económicos.

A pesar de los diferentes estudios donde se hace uso de Aspen Plus, su aplicación en bioprocesos (i.e., procesos donde interviene la acción de microorganismos) es muy limitada. Para incluir las condiciones específicas de los bioprocesos, es posible hacer la conectividad mediante otros

lenguajes de programación. Algunas investigaciones han demostrado la posibilidad de su implementación, por ejemplo, Ojeda *et al.* (2009) hicieron uso de la interfaz Aspen Hysys para generar módulos de hidrólisis ácida, enzimática y alcalina buscando la obtención de xilosa y glucosa a partir del bagazo de sorgo a partir de un software de programación. Los resultados son validados frente a datos experimentales obtenidos a nivel laboratorio. Darkwah *et al.* (2018) desarrollan una simulación en Aspen Plus de una fermentación biológica de la cual se genera acetona, butanol y etanol. En esta investigación se hace uso de una subrutina en Fortran vinculada con Aspen Plus para incorporar las cinéticas de reacción. En este mismo sentido, Ratshoshi *et al.* (2021) hace uso del software Matlab para añadir estas cinéticas y poder simular así un bioproceso en Aspen Plus para obtención de bioetanol a partir de caña de azúcar.

Considerando los desechos de la planta de plátano Uchôa *et al.* (2021) realizaron una simulación de la fermentación a partir de residuos orgánicos del plátano para la obtención de etanol. La simulación se realizó en un software de programación, mostrando altos rendimientos de etanol. Como la literatura lo demuestra, es posible hacer la integración de procesos biológicos a simulaciones de plantas completas, sin embargo, los estudios no consideran el aprovechamiento de los diferentes residuos del plátano para la generación de diferentes productos de valor agregado o se limitan a estudios independientes de los procesos biológicos. En ese sentido, en este trabajo se realiza la simulación de una biorrefinería para el aprovechamiento de los residuos de la planta de plátano para la producción de xilitol, etanol y biogás. Para ello, se propone una conexión entre Aspen Plus y Fortran para integrar los procesos para el tratamiento de la materia orgánica. Además, se realiza un análisis de sensibilidad para determinar las condiciones que mejoran el rendimiento en la generación de los productos de valor agregado. Finalmente, se realiza una comparación entre la simulación de la biorrefinería considerando los residuos de la planta de plátano frente al que considera únicamente la cáscara de plátano, tomando como aspectos de evaluación flujos de entrada y salida globales, y así determinar la materia orgánica más favorable para el aumento en la generación de productos.

Metodología

Para cumplir con la finalidad del trabajo se ocupa la siguiente metodología, ver Figura 1.

Proyección de la planta de biorrefinería

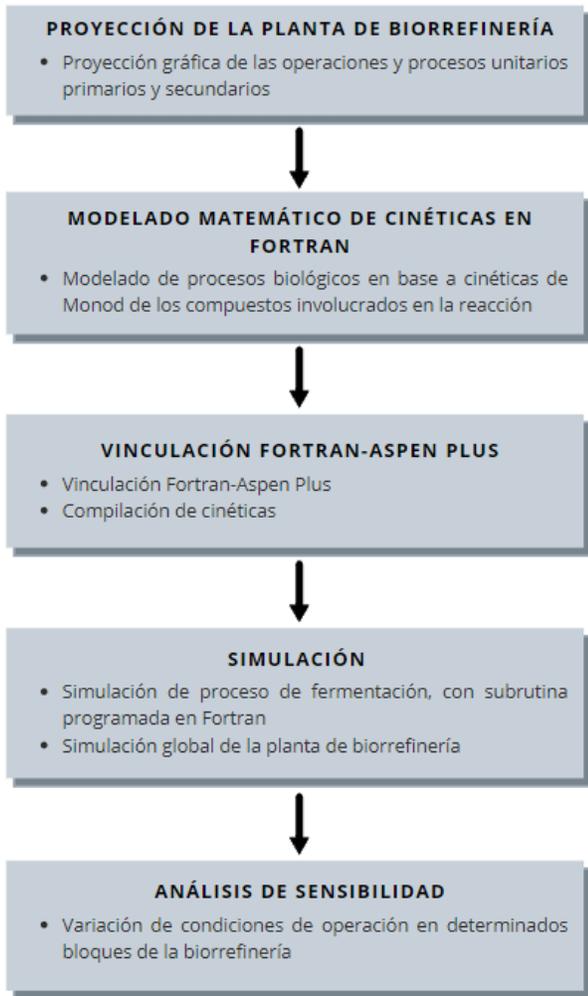


Figura 1. Esquema metodológico para la evaluación de la biorrefinería.

El diagrama que representa la biorrefinería propuesta se muestra en la Figura 2, donde se presentan las operaciones unitarias principales junto con los procesos de separación y purificación. Además, se puede observar las conexiones entre cada etapa para la generación de los productos individuales.

Composición de alimentación

La cantidad alimentada a la biorrefinería propuesta se basa en la generación de residuos lignocelulósicos de plátano en México en el año 2017, la cual se escala 10000:1 (Tabla 1). Para el porcentaje lignocelulósico de cada parte de la planta de plátano se considera únicamente la celulosa, hemicelulosa y lignina, que se describen en la Tabla 2.

Tabla 1. Generación de residuos lignocelulósicos de plátano en México en el 2017.

Residuos lignocelulósicos	Nacional [ton/año] (SIAP, 2018)	En este trabajo [kg/día]
Pseudotallo	6,510,195.48	6 50.1
Pulpa	222,951.90	22.2
Hojas	1,070,169.12	107
Cáscara	980,988.36	98
Total	8,784,301.86.00	877.3

De esta manera, ingresan a la biorrefinería 660.67 kg/día de material lignocelulósico, siendo los 216.63 kg/día restantes otros componentes pertenecientes a estos desechos que no participan en el proceso como proteínas, cenizas, almidón, entre otros.

Tabla 2. Ingreso de materia lignocelulósica a la simulación

Residuos de plátano	Celulosa [kg/día]	Hemicelulosa [kg/día]	Lignina [kg/día]
Pseudotallo	300.99	81.26	102.71
Cáscara	24.5	14.7	58.8
Hojas	38.84	29.30	9.09
Pulpa	0.28	0.17	-
Total	364.62	125.44	170.61

Modelado matemático

Las cinéticas implementadas para la descripción de compuestos de los procesos fermentativos están basadas en el modelo de Monod, incluyendo el crecimiento de microorganismos, consumo de sustrato y generación de productos.

Fermentación de glucosa

Este tipo de fermentación se lleva a cabo en ausencia de oxígeno, por la acción de microorganismos que procesan los azúcares para obtener productos como etanol, dióxido de carbono y ATP que son consumidas por los mismos microorganismos durante su metabolismo celular energético anaeróbico. Uno de los microorganismos usados usualmente para procesos fermentativos de producción de etanol es *Saccharomyces cerevisiae*.

Consumo de sustrato (xilosa)

$$\frac{dS}{dt} = -\left(\frac{1}{Y_{xssx}}\right) \left(\frac{\mu_{maxx}SX}{S + Kx}\right) \quad (7)$$

Consumo de oxígeno

$$\frac{dO_2}{dt} = kLa * (CL - S) - qo2 * X \quad (8)$$

Producción de dióxido de carbono

$$\frac{dCO_2}{dt} = \left(\frac{Y_{pco2sx}}{Y_{pxsx}}\right) \left(\frac{Y_{pxsx}}{Y_{xssx}}\right) \left(\frac{\mu_{maxx}SX}{S + Kx}\right) \quad (9)$$

Producción de xilitol

$$\frac{dXil}{dt} = \left(\frac{Y_{pxsx}}{Y_{xssx}}\right) \left(\frac{\mu_{maxx}SX}{S + Kx}\right) \quad (10)$$

Producción de xilitol

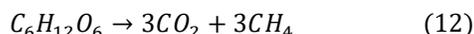
donde μ_{maxx} , Kx , Y_{xssx} , kLa , CL , $qo2$, Y_{pco2sx} y Y_{pxsx} son la constante de velocidad de crecimiento de biomasa, la constante de saturación de sustrato limitante, el coeficiente de producción de biomasa sobre la xilosa, el coeficiente de transferencia de oxígeno, la concentración de oxígeno en fase líquida, la tasa específica de consumo de oxígeno, el coeficiente de producción de biomasa sobre el dióxido de carbono y el coeficiente de producción de biomasa sobre el xilitol respectivamente. La reacción biológica se describe de la siguiente manera



Los parámetros de los modelos descritos para las fermentaciones utilizadas en la biorrefinería se muestran en la Tabla 3.

Digestión anaerobia

El proceso de digestión anaerobia se lleva a cabo en un reactor de conversión con el uso de la ecuación de Buswell-Boyle, en la cual muestra la producción teórica de biogás a partir de glucosa



La temperatura se selecciona de acuerdo con descrito en (Varnero, 2011), estableciendo una operación a temperatura constante de 30°C.

Simulación

La simulación de la biorrefinería se centra en cinco procesos primarios, hidrólisis enzimática para

producción de glucosa y xilosa, fermentación de xilosa y glucosa, y digestión anaerobia. Los procesos biológicos se resuelven en el software Fortran considerando un tiempo de operación en 24 horas por cada lote. Los resultados se acoplan al simulador Aspen Plus.

Tabla 3. Parámetros cinéticos usados en el modelado de las fermentaciones.

Glucosa		Xilosa	
Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
μ_{maxg}	0.424 d^{-1}	μ_{maxx}	3.259 d^{-1}
Ksp	150 $g\ dm^{-3}$	Y_{pco2sx}	0.06414 $\frac{g\ agua}{g\ sustrato}$
Y_{xsg}	0.125 $\frac{g\ glucosa}{g\ sustrato}$	Y_{xssx}	0.086 $\frac{g\ xilosa}{g\ sustrato}$
Y_{pesg}	0.53 $\frac{g\ etanol}{g\ sustrato}$	kLa	100 h^{-1}
Kg	150 $g\ dm^{-3}$	$qo2$	0.153 $\frac{gO_2}{gbiomasa}$
$qmax$	2.042 $g\ gd^{-1}$	Kx	589.1 $g\ dm^{-3}$
Y_{pco2sg}	1.0381 $\frac{g\ CO_2}{g\ sustrato}$	Y_{pxsx}	0.77 $\frac{g\ xilitol}{g\ sustrato}$
		CL	0.00615 $gO_2\ l$
		CL	0.00615 $gO_2\ l$

Procesos hidrolíticos

La hidrólisis enzimática 1 se lleva a cabo para transformar la celulosa en glucosa por medio de una reacción de conversión, usando el porcentaje de conversión de 0.774 (Nitzsche *et al.*, 2016). Es necesario este pretratamiento para poder introducir un proceso de fermentación posterior que convierta la glucosa en etanol. Las condiciones de operación son de 1 atm y 50°C. En la hidrólisis enzimática 2, la hemicelulosa sólida de entrada proveniente de la hidrólisis 1 se convierte en xilosa líquida por medio de una enzima llamada *beta-glucosidase*, usando un reactor de conversión, con un porcentaje de conversión de 0.264 (Nitzsche *et al.*, 2016). Sin embargo, para que esto suceda es necesario la existencia de agua en el medio, por esto se coloca una segunda corriente de entrada en la cual se agrega este compuesto y lograr así la reacción de hidrólisis. La temperatura a la cual se lleva a cabo el hidrolizado es de 50°C y 1 atm.

Procesos de fermentación y digestión

En la fermentación de glucosa se manejaron condiciones de operación ambientales para evitar la muerte de los microorganismos, la variación de temperatura debe ser muy mínima para lograr los mejores rendimientos en producción. La temperatura a la cual se lleva a cabo el proceso es de 25 °C y 1 atm dentro de un reactor batch durante 1 día. Los microorganismos usados para esta fermentación son *Saccharomyces Cerevisiae*. Para obtener los flujos masicos de cada componente se vincula una subrutina programada en Fortran donde se resuelven los modelos biológicos. Para la fermentación de xilosa se manejaron condiciones de operación de 30°C y 1 atm dentro de un reactor batch durante 1 día. Los microorganismos usados para esta fermentación son llamados *Candida Parapsilosis*. Para obtener los flujos masicos de cada componente se vincula una subrutina programada en Fortran donde se resuelven los procesos biológicos. La digestión anaerobia se lleva a cabo a temperatura a una temperatura de 30 °C para evitar la muerte de los microorganismos en el medio, manejando una presión de 1 atmósfera. Para lograr la producción de los 2 principales componentes de la digestión anaerobia, CO₂ y CH₄.

Análisis de sensibilidad

Se realizan análisis de sensibilidad para algunos bloques, modificando distintas variables en un determinado rango para observar el comportamiento en la producción de cada compuesto de interés, buscando maximizar las cantidades en los flujos masicos de salida.

Hidrolizados

La cantidad de agua añadida es importante en la hidrólisis, dado que valores muy pequeños incrementan la viscosidad de la mezcla, lo cual puede conducir a una menor recuperación de las proteínas hidrolizadas (Shetty *et al.*, 2006). En ese sentido, se busca modificar el caudal del agua de entrada al reactor (hidrolizado 1) para mejorar la cantidad de glucosa producida. Esto se hace con la finalidad de disminuir el gasto de materia prima, y consecuentemente tener un ahorro económico. La temperatura y presión se mantienen constantes durante todo el proceso. Así mismo, se modifica el caudal del agua de entrada al reactor (hidrolizado 2) para observar la cantidad de xilosa producida y decidir el flujo más adecuado en base a maximización de producción y disminución de reactivo. La temperatura fue constante durante todo el proceso al igual que la presión.

Columnas Flash

En los análisis de sensibilidad se muestra que se pueden hacer mejoras a la operación modificando las presiones y temperaturas en evaporadores, capacidad de cada evaporador y cantidad de vapor (Núñez *et al.* 2012). De acuerdo con la literatura, es posible separar el CO₂ de un proceso de fermentación mediante evaporadores flash (Capdevila *et al.*, 2015). En base a esto, la variación de la temperatura realizada en el bloque "Flash1" busca mejorar la separación del CO₂ producido en la fermentación alcohólica y aumentar la pureza del etanol. Según Ramaswamy (2006), la destilación permite remover agua en forma de vapor de los alimentos líquidos diluidos. En ese sentido, la variación realizada en el bloque *Flash3* busca separar la mayor cantidad de agua remanente de la fermentación de la xilosa, al igual que separar el CO₂ a fase gas, teniendo como beneficio una mejora en el rendimiento del cristizador. Este proceso se lleva a cabo comúnmente a altas temperaturas y a bajas de presiones (Dasgupta *et al.*, 2021). En base a esto, para el análisis de sensibilidad se emplea un rango de temperaturas 10°C a 200°C, a una presión constante de 0.5 atm.

Resultados y Discusión

Los resultados obtenidos en la simulación de la biorrefinería son: 40.936 kg/día de etanol, 24.8712 kg/día de xilitol, 31.2877 kg/día de biogás y 85.8165 kg/día de CO₂. Para conocer el porcentaje de reactivo convertido a producto, primeramente, se divide la cantidad de material lignocelulósico que reaccionó durante todo el tren de procesos, entre la cantidad que entró a la biorrefinería, teniendo así la conversión de cada reactivo. Los resultados muestran que se logró una conversión de la celulosa del 77.4% y de la hemicelulosa del 22.57%, considerando que la lignina no participa en ninguna reacción. Analizando los datos se puede observar que el compuesto con mayor conversión es la celulosa. Considerando ambos compuestos (celulosa y hemicelulosa) la conversión global del sustrato es de 63.38%.

Tomando como referencia lo reportado por Martínez-Ruano *et al.* (2018), se comparan los rendimientos obtenidos de su biorrefinería con los de este trabajo, es decir, los kilogramos obtenidos de cada producto con respecto a 1 kg de materia orgánica (Tabla 4). Esto con la finalidad de observar si existen similitudes, aunque el sustrato empleado en ambos estudios sea distinto. Analizando la Tabla 4, se puede observar que se tiene mayor rendimiento para la

producción de etanol teniendo casi el doble de lo mostrado en la investigación, mientras que, para la producción de xilitol, esta se ve afectada, logrando un rendimiento menor a la mitad de lo reportado. Las diferencias se pueden atribuir a diversos factores como el tipo de sustrato donde los porcentajes lignocelulósicos varían, es decir, para este trabajo se hace una recopilación de todas las partes de plátano teniendo un porcentaje final de celulosa al rededor del 55% y de lignina del 25%, mientras que en con el uso solo de la cáscara de plátano estos porcentajes cambian disminuyendo a un 25% de celulosa y aumentando a 60% de lignina. Por otra parte, las cinéticas de reacción y parámetros cinéticos implementadas en dicha investigación no son descritas, por lo que existe diferencia con las usadas en este trabajo, pudiéndole atribuir a esto las diferencias de producción. En operaciones particulares como fermentaciones se hacen uso de las mismas condiciones de operación. El análisis de sensibilidad muestra que es posible mejorar las condiciones de operación de cada etapa, para mejorar el aprovechamiento de la materia orgánica.

Tabla 4. Comparación de resultados de la simulación con lo reportado en literatura.

Producto	Martínez-Ruano et al. (2018):	Este trabajo:
Xilitol	0.08 $\frac{kg\ xilitol}{kg\ cáscara}$	0.037 $\frac{kg\ xilitol}{kg\ desechos\ de\ planta}$
Etanol	0.04 $\frac{L\ etanol}{kg\ cáscara}$	0.078 $\frac{L\ etanol}{kg\ desechos\ de\ planta}$
Biogás	189.14 $\frac{L\ biogás}{kg\ cáscara}$	264.92 $\frac{L\ biogás}{kg\ desechos\ de\ planta}$

Hidrolizado 1: producción de glucosa

De acuerdo con la Figura 3, los resultados obtenidos del análisis de sensibilidad en la producción de glucosa para el hidrolizado 1 muestran que el proceso se ve favorecido con un caudal de $32 \frac{kg\ agua}{día}$, con este valor aproximado es posible obtener la mayor cantidad de producto llegando a los 313.57 kg/día de glucosa, este desperdicio de agua varía con respecto a lo que se añada al hidrolizado sin considerar el análisis de sensibilidad, es decir, si se usan $50 \frac{kg\ agua}{día}$, de acuerdo al análisis de

sensibilidad solo se ocuparían $32 \frac{kg\ agua}{día}$, teniendo $18 \frac{kg\ agua}{día}$ de agua extra en el medio desperdiciada.

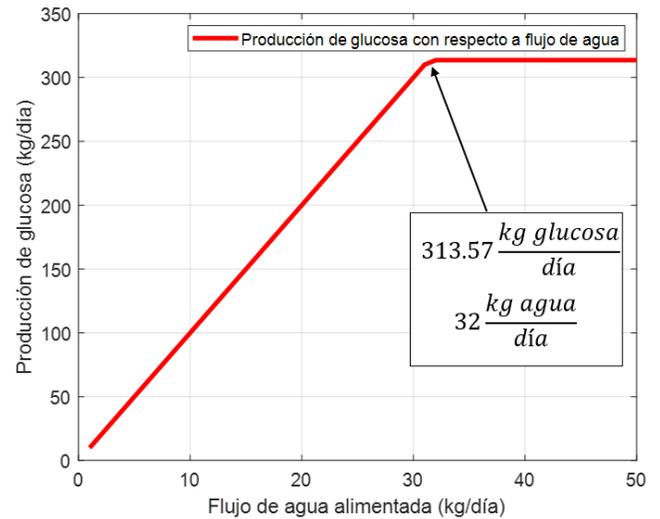


Figura 3. Producción de glucosa con respecto al flujo de agua.

Si se disminuye el agua por debajo de este valor, se tiene una producción menor de glucosa, esto debido a que la viscosidad aumenta, afectando así la interacción de enzimas y recuperación de las proteínas hidrolizadas (Shetty et al., 2006). Aunado a esto, el agua recomendada y usada comúnmente para el proceso de hidrólisis debe ser destilada para evitar impurezas disueltas en el medio que puedan influir en el rendimiento del hidrolizado (Bonilla et al., 2015). Debido a esto, los costos aumentan considerablemente, desde un valor de \$0.01523 pesos hasta los \$25.5 pesos por litro, suponiendo la tarifa del agua en Veracruz, México.

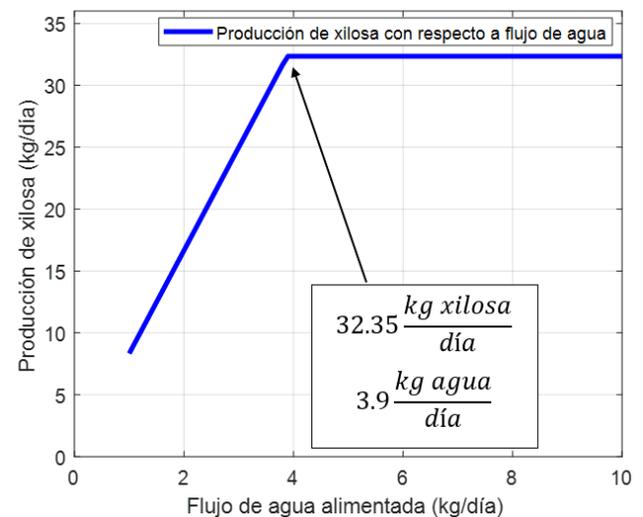


Figura 4. Producción de xilosa con respecto al flujo de agua.

Hidrolizado 2: producción de xilosa

Considerando el análisis de sensibilidad para el hidrolizado 2, en la Figura 4 se puede observar que se requiere un mínimo de $3.9 \frac{kg\ agua}{día}$ en para obtener la producción máxima de xilosa llegando a los $32.35 \frac{kg\ xilosa}{día}$ a diferencia de los $32 \frac{kg\ agua}{día}$ necesarios para generar la mayor producción de glucosa en el hidrolizado 1.

Columna Flash 1

Los resultados del análisis de sensibilidad en el tanque Flash 1 se muestran en la Figura 5, donde se observa que, al aumentar la temperatura de operación, la existencia de etanol en fase líquida se ve desfavorecida, esto porque existe un cambio de fase a gas, mientras que, al disminuir la temperatura, esta concentración de etanol líquido aumenta, habiendo menor cambio de fase.

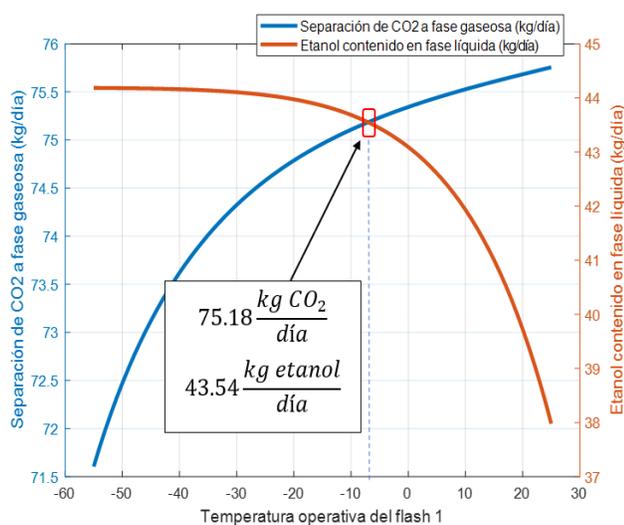


Figura 5. Efecto de la temperatura en la cantidad de etanol y CO₂ del tanque Flash 1.

Por otra parte, aunque existe la mayor separación de etanol a la menor temperatura, esto implica menor concentración de CO₂ a fase gaseosa con menor calor en el medio para lograr llegar a esta temperatura. Se puede observar en que aproximadamente a una temperatura de $-7^{\circ}C$, se logra satisfacer una alta concentración de etanol en fase líquida y de CO₂ en fase gas considerando a su vez poca energía que debe ser extraída o agregada al sistema. Tomando como referencia la producción obtenida de etanol en la fermentación alcohólica

(44.19 kg/día) se logra mantener el 98.52% en fase líquida, mientras que del CO₂ se logra retirar el 98.66% de la corriente que se alimentó (76.20 kg/día). Físicamente, es posible este proceso debido a que las temperaturas de solidificación son muy bajas tanto para el CO₂ como para el etanol, $-56^{\circ}C$ y $-114^{\circ}C$ respectivamente.

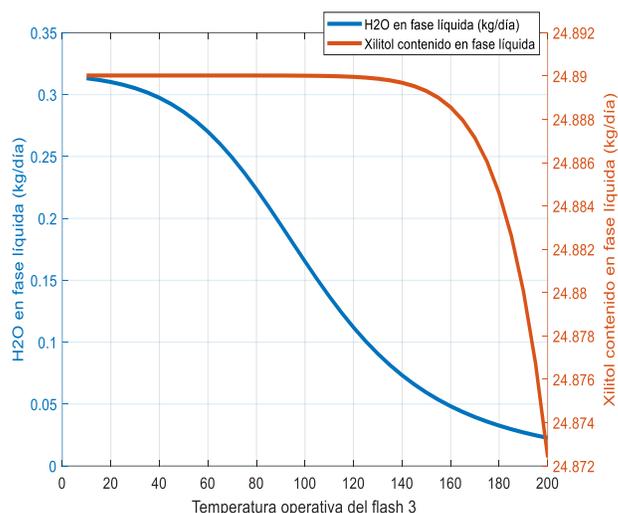


Figura 6. Efecto de la temperatura en la cantidad de xilitol y H₂O del tanque Flash 3.

A pesar de que el punto de solidificación del agua es $0^{\circ}C$, debido a que se encuentra en una mezcla el punto donde existe un cambio de fase a sólido disminuye considerablemente, acercándose al del compuesto con un punto de solidificación menor, en este caso, el etanol (Diarce et al., 2015). Antes de implementar estos análisis de sensibilidad los resultados eran poco favorables para la separación de algunos productos, por ejemplo, antes del análisis de sensibilidad se propone operar el destilador flash 1 a temperatura ambiente, teniendo 37.9788 kg/día de etanol en fase líquida, mientras que los resultados muestran que a $-7^{\circ}C$ se logra mantener 43.54 kg/día, lo que representa un aumento de 5.5612 kg/día de etanol, es decir, un 14% más de producto respecto a lo obtenido a $25^{\circ}C$.

Columna Flash 3

Los resultados obtenidos del análisis de sensibilidad en el evaporador Flash 3 se muestran en la Figura 6. Se observa que mientras se eleva la temperatura dentro del proceso, la separación entre el agua y el xilitol se ve favorecida, incluyendo una muy buena separación de CO₂ a fase gas. Sin embargo, el costo del servicio sube al aumentar la temperatura, siendo esto una desventaja en la operatividad (Benítez-Hernández et al., 2007). De acuerdo con Singh et al.

(2015), es recomendable evaporar al menos un 83 % de agua de una mezcla con xilitol líquido proveniente de una fermentación para conservar su valor agregado antes de cristalizarse. En ese sentido, el análisis muestra que a los 160°C se tiene un 84% de reducción de agua en el medio. Por esta razón y debido a que el 99% xilitol se mantiene líquido entre los 25°C a 200°C se determina operar el destilador flash a 160°C. Con todo lo antes mencionado, a pesar de que los costos aumentan al incrementar la temperatura, se logra evaporar la mayor cantidad de agua facilitando así el proceso de cristalización sin afectar la producción del xilitol.

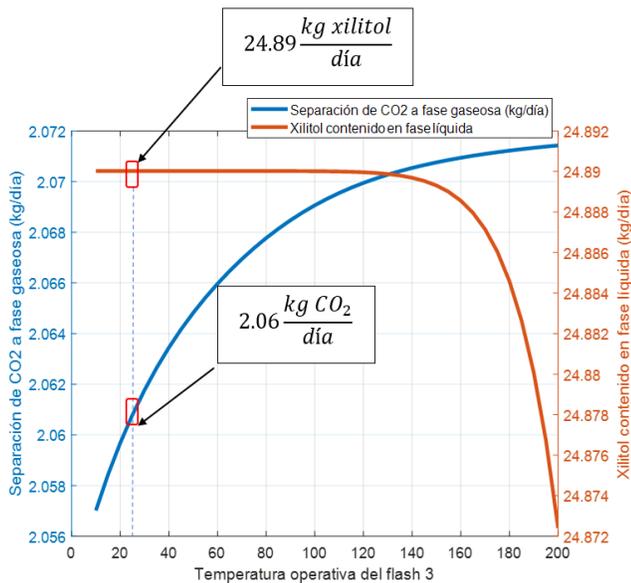


Figura 7. Efecto de la temperatura en la cantidad de xilitol y CO₂ del tanque Flash 3.

Finalmente, en la Figura 7 se puede observar que a bajas temperaturas (25°C) se tiene una buena separación de CO₂ a fase gas con respecto a lo producido en la fermentación, llegando hasta el 98%. Por esto, considerar un cambio de temperaturas en base a la separación de este compuesto sería innecesario, ya que, si bien al aumentar la temperatura mejoraría su pureza, el aumento sería muy mínimo con respecto a lo ya obtenido a temperatura ambiente. Por otra parte, los resultados obtenidos muestran que al proponer la temperatura de operación a 25°C sin la implementación del análisis de sensibilidad, se tiene un alta de separación de CO₂ a fase gas, sin embargo, se evapora menos del 1% de agua, por esta razón este análisis mostró que el aumento de la temperatura hasta los 160°C logra aumentar la concentración de xilitol hasta un 83%, que es lo recomendado por Singh et al. (2015).

Conclusiones

En este trabajo se demostró que es posible evaluar una simulación de la biorrefinería para el aprovechamiento de residuos lignocelulósicos de la planta de plátano para la producción de biogás, xilitol y etanol mediante Aspen Plus. La conectividad entre ambos softwares permitió representar el proceso global integrando los procesos biológicos. Los análisis de sensibilidad implementados mostraron un panorama amplio donde se logra mejorar la producción en ambos hidrolizados y favorecer la separación de los compuestos, donde en el Flash 3, se logra extraer un 83% de agua, concentrando así el xilitol producido, mientras que en el Flash 1 se mantiene más del 98% de etanol líquido y se extrae hasta un 96% de CO₂. Finalmente, la estrategia utilizada permite generar las bases para la extensión del análisis de procesos que no están integrados en plantas diseñadas para el análisis y la mejora del rendimiento global.

Referencias

- Aranda-Barradas, J. S., Delia, M. L., & Riba, J. P. (2000). Kinetic study and modelling of the xylitol production using *Candida parapsilosis* in oxygen-limited culture conditions. *Bioprocess Engineering*, 22(3), 219-225.
- Benítez-Hernández, A., Martínez-Ochoa, Y., y Domínguez-Alonso, F. J. (2007). *Tecnología Pinch: Introducción a la Integración Energética*. Universidad de Matanzas.
- Bonilla, H. R., Calderón, B. L., & Armijos, H. A. (2015). Efecto de tres pre-tratamientos de cáscara de banana para la obtención de jarabe glucosado mediante hidrólisis enzimática. *Avances en Química*, 10(1), 79-82.
- Capdevila, V., Kafarov, V., Gely, C., & Pagano, A. (2015). Simulación del proceso fermentativo para la obtención de bioetanol a partir de residuos de arroz. *Avances en ciencias e ingeniería*, 6(2), 11-21.
- Darkwah, K., Nokes, S. E., Seay, J. R., & Knutson, B. L. (2018). Mechanistic simulation of batch acetone–butanol–ethanol (ABE) fermentation with in situ gas stripping using Aspen Plus™. *Bioprocess and biosystems engineering*, 41(9), 1283-1294
- Dasgupta, D., Sidana, A., Ghosh, P., Sharma, T., Singh, J., Prabhune, A., ... & Ghosh, D. (2021). Energy and life cycle impact assessment for xylitol production from corncob. *Journal of Cleaner Production*, 278, 123217.

- Diarce, G., Campos-Celador, Á., González Pino, I., Pérez-Iribarren, E., & Terés-Zubiaga, J. (2015). Modelado termodinámico de sistemas eutécticos sólido-líquido para el estudio de nuevos materiales de cambio de fase.
- Fernandes, E. R. K., Marangoni, C., Souza, O., & Sellin, N. (2013). Thermochemical characterization of banana leaves as a potential energy source. *Energy conversion and management*, 75, 603-608.
- Laure, S., Leschinsky, M., Froehling, M., Schultmann, F., & Unkelbach, G. (2014). Assessment of an organosolv lignocellulose biorefinery concept based on a material flow analysis of a pilot plant. *Cellul. Chem. Technol.*, 48, 793-798.
- Martínez-Ruano, J. A., Caballero-Galván, A. S., Restrepo-Serna, D. L., & Cardona, C. A. (2018). Techno-economic and environmental assessment of biogas production from banana peel (*Musa paradisiaca*) in a biorefinery concept. *Environmental Science and Pollution Research*, 25(36), 35971-35980.
- Mazaheri, D., Orooji, Y., Mazaheri, M., Moghaddam, M. S., & Karimi-Maleh, H. (2021). Bioethanol production from pomegranate peel by simultaneous saccharification and fermentation process. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 1-9.
- Mohiuddin, A. K. M., Saha, M. K., Hossian, M. S., & Ferdoushi, A. (2014). Usefulness of banana (*Musa paradisiaca*) wastes in manufacturing of bio-products: a review. *The Agriculturists*, 12(1), 148-158.
- Mussatto, S. I., Moncada, J., Roberto, I. C., & Cardona, C. A. (2013). Techno-economic analysis for brewer's spent grains use on a biorefinery concept: The Brazilian case. *Bioresource technology*, 148, 302-310.
- Nitzsche, R., Budzinski, M., & Gröngröft, A. (2016). Techno-economic assessment of a wood-based biorefinery concept for the production of polymer-grade ethylene, organosolv lignin and fuel. *Bioresource technology*, 200, 928-939.
- Núñez, Á., Tarifa, E., & Farfán, N. (2012). Simulación estacionaria de un evaporador de doble efecto para jugo de tomate. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 3(4), 1-9.
- Ojeda, K., & Kafarov, V. (2009). Exergy analysis of enzymatic hydrolysis reactors for transformation of lignocellulosic biomass to bioethanol. *Chemical Engineering Journal*, 154(1-3), 390-395.
- Parcunev, I., Naydenova, V., Kostov, G., Yanakiev, Y., Popova, Z., Kaneva, M., & Ignatov, I. (2012). Modeling of Alcohol Fermentation in Brewing—Some Practical Approaches. *yeast*, 2, 2.
- Ramaswamy, H. S., & Marcotte, M. (2005). *Food processing: principles and applications*. CRC Press.
- Ratshoshi, B. K., Farzad, S., & Görgens, J. F. (2021). Techno-economic assessment of polylactic acid and polybutylene succinate production in an integrated sugarcane biorefinery. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 15(6), 1871-1887.
- Shetty, K., G. Paliyath, A. Pometto y R.E. (2006) Levin, *Food biotechnology*, 2da edición. Taylor and Francias Group, Londres, Inglaterra.
- SIAP. (2018). Atlas Agroalimentario 2012-2018. Recuperado el 22 de agosto de 2018, de Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación. Servicio de Información Agroalimentaria y Pesquera: https://nube.siap.gob.mx/gobmx_publicaciones_siap/pag/2018/AtlasAgroalimentario-2018
- Singh, B., Kumari, A., & Datta, S. (2015). Separations Technologies for Biobased Product Formation—Opportunities and Challenges. *Commercializing Biobased Products: Opportunities, Challenges, Benefits, and Risks*, 92.
- Uchôa, P. Z., Porto, R. C. T., Battisti, R., Marangoni, C., Sellin, N., & Souza, O. (2021). Ethanol from residual biomass of banana harvest and commercialization: A three-waste simultaneous fermentation approach and a logistic-economic assessment of the process scaling-up towards a sustainable biorefinery in Brazil. *Industrial Crops and Products*, 174, 114170.
- Varnero, M. M. T. (2011). Manual de Biogás. Proyecto CHI/00/G32 Remoción de Barreras para la Electrificación Rural con Energías Renovables, Santiago de Chile.
- Walther, T., Hensirisak, P., & Agblevor, F. A. (2001). The influence of aeration and hemicellulosic sugars on xylitol production by *Candida tropicalis*. *Bioresource Technology*, 76(3), 213-220.