

**DISEÑO DE UNA BIORREFINERÍA SOSTENIBLE PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR****DESIGN OF A SUSTAINABLE BIOREFINERY FOR THE PRODUCTION OF LACTIC ACID FROM SUGARCANE MOLASSES**O. Anaya-Reza<sup>1</sup> y T. López-Arenas<sup>2\*</sup><sup>1</sup>Posgrado en Energía y Medio Ambiente, Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa. Av. San Rafael Atlixco 186, 09430 Ciudad de México, México.<sup>2</sup>Departamento de Procesos y Tecnología, Universidad Autónoma Metropolitana-Cuajimalpa. Av. Vasco de Quiroga 4871, 05348 Ciudad de México, México.

Recibido 13 de Julio de 2017; Aceptado 12 de Octubre de 2017

**Resumen**

La biomasa es una de las materias primas más prometedoras utilizada en una biorrefinería, ya que produce un balance neutro de CO<sub>2</sub>. Mientras que la bioeconomía es un nuevo enfoque que enfatiza el uso eficiente y sostenible de la biomasa para obtener productos químicos, materiales, y energía. Bajo este enfoque, en este trabajo se presenta el diseño de una biorrefinería de melaza de caña de azúcar para producir ácido láctico y un suplemento alimenticio. El análisis del diseño se presenta en dos partes, primero se hace un análisis dinámico del reactor de fermentación para dos modos de operación (lote y lote alimentado), utilizando un factor de enriquecimiento asociado a la concentración de nutrientes, y logrando una productividad máxima de ácido láctico de 2.4 g/L/h y un rendimiento de 0.97 kg producto/kg sustrato. En la segunda parte, se analiza un diseño conceptual industrial de la biorrefinería, evaluando diversos criterios técnicos, económicos y ambientales para determinar la sostenibilidad del proceso de producción. Con el mejor diseño del proceso (en modo lote alimentado) se obtiene un costo de producción unitario de 0.66 US\$/kg, con una tasa de retorno de la inversión de 62.2% en un periodo de recuperación de 1.61 años, y con un índice de impacto ambiental bajo de 0.18 PEI/kg.

*Palabras clave:* biorrefinería, producción de ácido láctico, análisis dinámico, evaluación técnico-económico-ambiental, sostenibilidad.

**Abstract**

Biomass is one of the most promising raw materials used in a biorefinery, as it produces a neutral balance of CO<sub>2</sub>. While bioeconomics is a new approach that emphasizes sustainable use of biomass to produce chemicals, materials, and energy. Under this approach, this paper presents the design of a biorefinery of sugarcane molasses to produce lactic acid and a food supplement. The analysis of the design is presented in two parts; first, a dynamic analysis of the fermentation reactor is done for two modes of operation (batch and fed-batch), using an enrichment factor associated with the nutrients concentration, and achieving a maximum productivity of lactic acid of 2.4 g/L/h and a yield of 0.97 kg product/kg substrate. In the second part, an industrial conceptual design of the biorefinery is analyzed, evaluating diverse technical, economic and environmental criteria to determine the sustainability of the production process. With the best process design (in mode fed-batch), a unit production cost of 0.66 US\$/kg is obtained, with a return on investment of 62.2% in a recovery period of 1.61 years, and with a low environmental impact index of 0.18 PEI/kg.

*Keywords:* biorefinery, lactic acid production, dynamic analysis, techno-economic-environmental assessment, sustainability.

**1 Introducción**

Los procesos industriales sostenibles son procesos constituidos por etapas (conjunto de operaciones

unitarias) que potencian el aprovechamiento de los materiales y la energía para la producción de bienes (o productos útiles) y minimizan o eliminan la presencia de residuos y desechos (ya que, dependiendo del tipo de residuo, estos pueden contribuir a la contaminación ambiental y a sus efectos) (Pérez y Meza, 2013). Estos

\* Autora para la correspondencia. E-mail: mtlopez@correo.cua.uam.mx

Tel.: 58 14 65 00 ext. 3867

doi: 10.24275/uam/izt/dcbi/revmexingquim/2018v17n1/Anaya

issn-e: 2395-8472

procesos innovadores son utilizados en las plantas industriales de empresas responsables y competitivas, para elaborar productos químicos. Los principios del diseño de procesos industriales sostenibles tienen que conjugar aspectos inherentes de la ingeniería de procesos, minimizando el impacto ambiental y mejorando la rentabilidad del diseño final. Esta área está relacionada con la bioeconomía, cuya finalidad es alcanzar un desarrollo socio-económico sostenible, a través de un uso eficiente de los recursos naturales. Actualmente este objetivo se logra mediante las biorrefinerías que son estructuras que integran procesos de conversión de biomasa y equipamiento para producir combustibles, energía y productos químicos con valor agregado como aminoácidos, enzimas, ácidos orgánicos, antibióticos, entre otros. La biomasa como recurso renovable se considera que produce un balance neutro de CO<sub>2</sub>, siendo así una de las materias primas alternativas más prometedoras. Por lo cual, ha crecido el interés general en la producción sostenible de productos químicos y/o materiales a partir de biomasa (Sacramento-Rivero y col., 2010). La sustitución de productos químicos derivados del petróleo por biomasa ayudará a tener un papel clave para sustentar el crecimiento de la industria química (Yuan y col., 2013). Contrariamente a los recursos petroleros que están limitados en la composición, los biorecursos se componen de compuestos heterogéneos tales como celulosa, hemicelulosa, aceites, lignina, almidón y proteínas. Cada constituyente de la biomasa puede ser utilizado para producir fracciones de bioproductos. De manera que debe desarrollarse un conjunto complejo de tecnologías específicas para convertir de manera eficiente cada fracción de biomasa en productos de valor agregado. Pero precisa aún de desarrollos tecnológicos que permitan obtener estos productos a un costo menor y de una manera más eficiente.

Para países como México, la conversión o adaptación de los ingenios azucareros en biorrefinerías es una oportunidad potencial, ya que la industria nacional de azúcar tiene serios problemas de operación y rentabilidad. La industria azucarera nacional es de gran importancia en la industria alimentaria rural por su contribución económica y nutricional. En la zafra 2015/2016 la molienda de caña de azúcar bruta fue de más de 54 millones de toneladas. Entre los principales residuos de importancia económica obtenidos de la molienda está la melaza (CONADESUCA, 2016).

En particular, una biorrefinería de melaza podría producir productos químicos básicos (que se caracterizarían por un elevado volumen de producción

y un costo reducido) a través de la fermentación. Uno de los productos químicos básicos más vendido a nivel mundial es el ácido láctico (AL), el cual junto con el glicerol representaron cerca del 79.2% del mercado mundial de químicos renovables en el año 2010 (de Jong y col., 2012). Con una producción anual estimada para finales del 2017 de 367,300 t/ año (Abdel-Rahman y col., 2013). El AL es un ácido orgánico natural con una larga historia de uso en la industria alimentaria y no alimentaria, incluidas las industrias cosmética y farmacéutica, para el procesamiento de productos químicos oxigenados, reguladores del crecimiento de plantas, y productos químicos intermediarios especiales. Actualmente, hay un aumento en la demanda de AL como materia prima para la producción del biopolímero ácido poli-láctico (PLA), que es una alternativa biodegradable, biocompatible, y prometedora como sustituto de los plásticos derivados de petroquímicos. El PLA tiene muchos usos en suturas quirúrgicas, implantes ortopédicos, sistemas de administración de fármacos, productos de consumo desechable, y su uso podría aliviar significativamente los problemas de eliminación de residuos.

El objetivo de este trabajo es presentar un diseño de una biorrefinería de melaza de caña de azúcar para producir AL y un suplemento para piensos (alimento para ganado), el cual se analiza mediante la evaluación de diversos criterios técnicos, económicos y ambientales para garantizar la sostenibilidad del diseño de la biorrefinería. El análisis del diseño se presenta en dos partes, empleando herramientas de modelado y simulación. Primero se realiza un análisis dinámico del reactor de fermentación para dos modos de operación (lote y lote alimentado), utilizando un factor de enriquecimiento asociado a la concentración de nutrientes en el medio, y evaluando la productividad y el rendimiento de AL como criterios técnicos. En este análisis se contribuye con la definición de estrategias de alimentación para el reactor en modo lote alimentado. En la segunda parte, se analiza un diseño conceptual industrial de la biorrefinería mediante la evaluación de varios criterios económicos (como costo de producción unitario y retorno sobre la inversión) y ambientales (como consumo energía y un índice de impacto ambiental). En este análisis se incluye el efecto del modo de operación, de la concentración de nutrientes, del número de reactores instalados y de la capacidad instalada sobre la rentabilidad y sostenibilidad de la biorrefinería de AL.

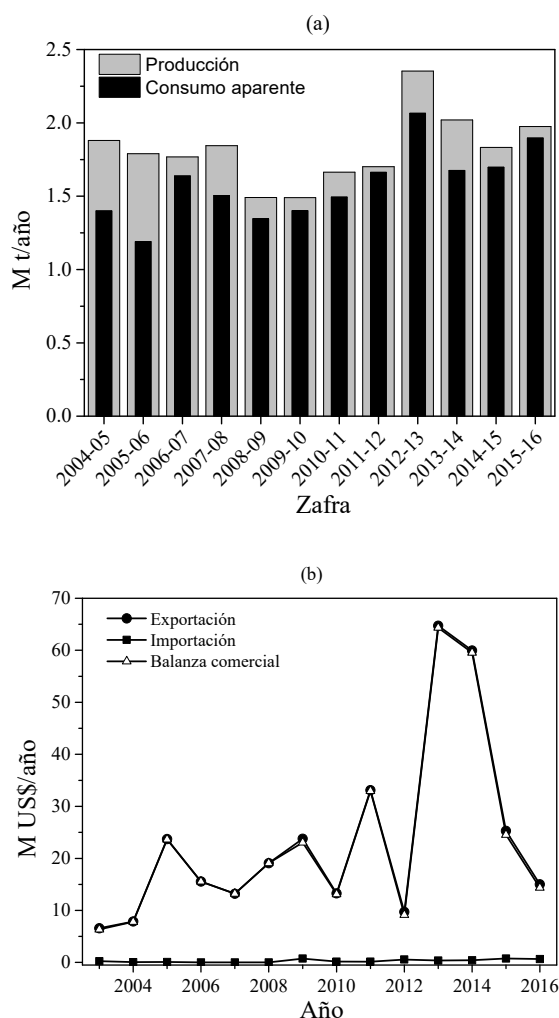


Fig. 1. Información económica de la melaza en México: (a) producción nacional, (b) importación y exportación (CONADESUCA, 2016).

## 2 Antecedentes

### 2.1 Producción de melaza

La producción nacional de melaza de la zafra 2006/2007 a la 2015/2016 ha tenido una tasa de crecimiento de 10.5% (Fig. 1a). La menor producción ocurrió en la zafra 2009/2010 con 1.4 millones de toneladas, y la mayor en la zafra 2012/2013 con 2.3 millones de toneladas (CONADESUCA, 2016). El consumo aparente de melaza mantiene niveles y tendencias proporcionales a la producción anual (Fig. 1a). Además, México es un exportador neto de melaza

de caña con un mínimo de importaciones (Fig. 1b). La balanza comercial ha mostrado un crecimiento anual, a pesar de algunos descensos y de mantener una producción anual de melaza casi constante.

La melaza, tiene un alto contenido de azúcares y es un insumo de bajo costo (con un costo promedio de 0.15 US\$/kg), por lo que es una alternativa para biorrefinerías. La melaza es el residuo de cristalización final del proceso de extracción del azúcar, del que no se puede obtener más azúcar por métodos físicos. La melaza contiene aproximadamente 80% de materia seca, y su composición está alrededor de 35% sacarosa, 15% glucosa, 4.5% compuestos nitrogenados, y el resto de otros compuestos inertes o no fermentables (CONADESUCA, 2016).

### 2.2 Demanda de AL

El AL puede producirse ya sea por síntesis química o por fermentación microbiana. Actualmente, casi todo el AL producido a nivel mundial es fabricado por fermentación debido a las ventajas que ofrece en términos de uso de biomasa renovable, baja temperatura de producción, bajo consumo de energía y una producción de AL prácticamente puro, seleccionando la cepa apropiada (Abdel-Rahman y col., 2011).

La demanda de AL ha sido estimada en un crecimiento anual de 5-8%. En el año 2012, el mercado mundial anual para la producción de AL se encontró alrededor de las 259,000 t/año, esperando un incremento a 367,300 t/año para finales del 2017 (Abdel-Rahman y col., 2013). El precio comercial grado alimenticio del AL está entre 1.38 US\$/kg (50% de pureza) y 1.54 US\$/kg (88% de pureza). Para satisfacer las aplicaciones recientes del AL como precursor del PLA y para ser comercialmente viable, los costos globales de producción de AL deben ser iguales o inferiores a 0.8 US\$/kg, para que el precio de venta del PLA sea competitivo con plásticos provenientes del petróleo (John y col., 2007).

En particular en México, los volúmenes de exportación son casi nulos en comparación con los volúmenes de importación (Fig. 2a). Mientras que los niveles de importación y exportación generan un déficit comercial, donde la balanza comercial apunta a una demanda alta de este producto en el mercado (Fig. 2b). Estas estadísticas justifican la producción nacional de AL en biorrefinerías de melaza de caña de azúcar.

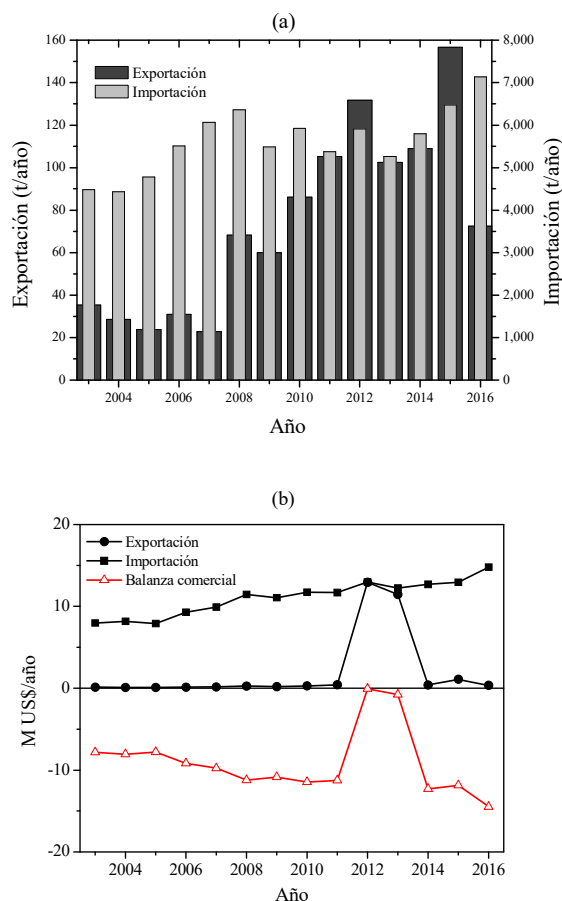


Fig. 2. Información económica del AL en México: (a) volúmenes de exportación e importación, (b) importación, exportación y balanza comercial (SIAMI, 2017).

### 2.3 Aspectos técnicos de la producción de AL por fermentación

El AL principalmente se produce por fermentación con bacterias ácido-lácticas (LAB, por sus siglas en inglés), las cuales se dividen en homofermentativas y heterofermentativas. Las primeras, prácticamente sólo producen AL siguiendo la vía Embden-Meyerhof. Algunas de estas bacterias son *Lactobacillus helveticus*, *L. amylovorus*, *L. rhamnosus*, *L. delbruekii*, *L. lactis*, *Streptococcus salivarius* entre otras. Las bacterias heterofermentativas pueden generar AL junto con otros productos adicionales, como etanol, dióxido de carbono y ácido acético (Serna-Cock y Rodríguez de Stouvenel, 2005). Algunas bacterias de este género son *Leuconostoc* y algunas especies de *Lactobacillus*. El rendimiento teórico de AL por glucosa es de 1 g/g y 0.5 g/g para

bacterias homofermentativas y heterofermentativas, respectivamente (Abdel-Rahman y col., 2013).

La producción de AL es afectada por factores nutricionales de la bacteria, el exceso de acidez y la inhibición de sustrato y producto. Para lograr un alto crecimiento celular son importantes tanto los nutrientes como la fuente de carbono (ya sea en forma de azúcares, aminoácidos o ácidos orgánicos). El nitrógeno como nutriente está disponible en aminoácidos, péptidos y compuestos inorgánicos y pueden ser agregados al medio de cultivo, como extracto de levadura, peptona, urea y sulfato de amonio. Otros nutrientes, como las vitaminas que están presentes en el extracto de levadura, son elementos esenciales que actúan como cofactores en muchas reacciones enzimáticas (Martínez y col., 2013). Se ha demostrado que el AL como producto ejerce un efecto inhibitorio sobre el crecimiento celular, posiblemente debido al aumento de la presión osmótica y por algunos subproductos de fermentación heteroláctica (como ácido fórmico o acético) (Martínez y col., 2013). Bibal y col. (1989) estudiaron la tolerancia de las cepas por el AL y encontraron que los valores críticos del producto final, pueden estar relacionados a la concentración de extracto de levadura y triptona en el medio. Por lo tanto, la concentración de extracto de levadura y triptona puede ser utilizada como una estrategia ante la inhibición del producto, debido a que el medio de cultivo utilizado como factor de crecimiento y nitrógeno proteico está relacionado con la inhibición del microorganismo.

También puede ocurrir inhibición por altas concentraciones de azúcar en el medio, por lo que decrece la concentración de producto y la productividad (Nancib y col., 2015). La fermentación por lote es el método más utilizado industrialmente para la producción de AL, sin embargo, una de sus limitantes principales se enfoca en el uso de altas concentraciones, ya que ocurre una inhibición hacia el microorganismo. Una de las estrategias es utilizar una fermentación en modo lote alimentado, ya que el sustrato puede ser añadido al medio de manera parcial logrando reducir los efectos de inhibición.

Por lo tanto, para mitigar el efecto de la inhibición, se han propuesto diversas estrategias, entre las que se encuentran el uso de tecnologías de fermentación capaces de eliminar el producto del medio, la neutralización del AL para dar su forma disociada que tiene un efecto menos inhibitorio y la adaptación de microorganismos y/o el uso de cultivos mixtos (Martínez y col., 2013).

Existen diversos modelos cinéticos reportados sobre la fermentación del AL. Lunelli y col. (2010) estudiaron la fermentación por lote de AL utilizando el modelo de Luedeking-Piret basado en inhibición de sacarosa hacia el microorganismo. De manera similar, Sharma y Mishra (2014) se basaron en el modelo logístico, considerando *L. plantarum* como microorganismo y utilizando como sustrato desechos de jugo de calabaza y zanahoria, debido a que contienen altas cantidades de azúcares totales. Zacharof y Lovitt (2013) consideran una fermentación con *L. lactis* y proponen una extensión del modelo logístico en combinación con el modelo de Taylor y Hinselwood. Su estudio se lleva a cabo en modo lote, lote alimentado y continuo, no obstante, el estudio solo es a escala laboratorio.

Por otra parte, existen pocos estudios técnico-económicos del proceso de producción de AL (por mencionar: Akerberg y Zacchi, 2000; González y col., 2007). No obstante, no hay estudios que integren las multi-escalas (i.e., considerando desde la escala macroscópica del reactor hasta la escala industrial para su comercialización) ni la evaluación del impacto ambiental del proceso de producción.

### 3 Metodología

#### 3.1 Modelado del reactor de fermentación de AL

Se considera un reactor tipo tanque agitado, en el cual se lleva a cabo la reacción de homofermentación de azúcares con *L. casei* ssp. *Rhamnosus* para producir AL, en condiciones isotérmicas (42 °C) y anaerobias.

El modelo cinético (Youssef y col., 2005) para la fermentación considera inhibición por producto y por sustrato sobre la velocidad de crecimiento específico,  $\mu$ :

$$\mu = \bar{\mu}_{\max} \left( \frac{K_P}{K_P + C_P} \right) \left( \frac{C_S}{K_{SC} + C_S} \right) \left( 1 - \frac{C_P}{C_{Pc}} \right) \quad (1)$$

Mientras que la velocidad específica de consumo,  $q_S$ , y la velocidad específica de producción de AL,  $V_P$ , están dadas por:

$$q_S = \frac{V_P}{Y_{P/S}} \quad (2)$$

$$V_P = \delta\mu + \beta \left( \frac{C_S}{K_S + C_S} \right) \quad (3)$$

Además, existe un ajuste de los parámetros cinéticos que depende del factor de enriquecimiento del medio afín  $\alpha$ , el cual relaciona las cantidades de nutrientes requeridas para la fermentación (correspondiendo  $\alpha = 1$  a 5 g/l de extracto de levadura y 10 g/L de triptona):

$$K_S = K_{S\max} \frac{(\alpha - \alpha_0)}{K_{\alpha S} + (\alpha - \alpha_0)} \quad (4)$$

$$\bar{\mu}_{\max} = \mu_{\max} \frac{(\alpha - \alpha_0)}{K_{\alpha\mu} + (\alpha - \alpha_0)} \quad (5)$$

$$K_P = K_{P\max} \frac{(\alpha - \alpha_0)}{K_{\alpha P} + (\alpha - \alpha_0)} \quad (6)$$

Debido a que puede ocurrir una inhibición en la fermentación por concentraciones altas de sustrato, una opción para contrarrestar este efecto es suministrar una corriente de alimentación de sustrato al medio de cultivo. De este modo se podría incrementar la productividad y reducir el tiempo de fermentación. Así, una de las propuestas en este trabajo es comparar el modo de operación del reactor: modo lote (ML) y modo lote alimentado (MLA). Cabe señalar que no se considera el modo de operación continuo, ya que las fermentaciones continuas a escala industrial tienen debilidades como inestabilidad microbiológica o contaminación, y dificultades técnicas como menor concentración de productos finales, procesamiento aguas abajo más complicado, limitaciones de mezcla y transferencia de oxígeno durante períodos largos, y los procesos continuos requieren un alto consumo de energía para mantener la esterilidad a largo plazo (Li y col., 2014).

Los balances de masa para el reactor de fermentación en ML y MLA están descritos por las siguientes ecuaciones (los parámetros del modelo se presentan en la Tabla 1, y las variables involucradas están definidas en la sección de Nomenclatura):

$$\frac{dC_S}{dt} = -q_S C_X + \frac{F}{V} (C_{S,F} - C_S), \quad C_S(0) = C_{S_0} \quad (7)$$

$$\frac{dC_X}{dt} = C_X (\mu - K_d) - \frac{F}{V} C_X, \quad C_X(0) = C_{X_0} \quad (8)$$

$$\frac{dC_P}{dt} = V_P C_X - \frac{F}{V} C_P, \quad C_P(0) = C_{P_0} \quad (9)$$

$$\frac{dV}{dt} = F, \quad V(0) = V_0 \quad (10)$$

Para el caso ML no se considera flujo de alimentación ( $F = 0$ ), así que el volumen permanece constante. Mientras que los procesos en MLA se pueden clasificar de acuerdo a la estrategia de alimentación, ya sean estrategias a lazo abierto o a lazo cerrado (comúnmente mediante control retroalimentado).

Tabla 1. Parámetros del modelo para la fermentación de AL utilizando glucosa y *Lactobacillus casei* ssp. *Rhamnosus* (Youssef y col., 2005).

Parámetro	Valor	Unidades
$K_{SC}$	0.5	g/l
$K_{S \max}$	12	g/L
$K_{p \max}$	15	g/L
$Y_{P/S}$	0.98	g/L
$C_{PC}$	95	g/L
$k_d$	0.02	1/h
$\mu_{\max}$	0.45	1/h
$\delta$	0.45	1/h
$\beta$	0.9	g/L/h
$\alpha_0$	0.02	g/g
$K_{a\mu}$	0.2	g/g
$K_{ap}$	1.1	g/g
$K_{as}$	4	g/g

Para este trabajo consideramos dos estrategias a lazo abierto mediante flujos de alimentación: (a) escalonado y (b) exponencial.

La estrategia de alimentación mediante flujo escalonado está basada en la velocidad de crecimiento del microorganismo [ $dC_X/dt$ , Ec. (8)]. Para implementar esta estrategia se inicia la operación del reactor en ML hasta que  $dC_X/dt$  alcance su valor máximo (evaluando el jacobiano matemáticamente), punto en el cual se inicia la adición de sustrato. Cuando  $dC_X/dt$  llega a cero, se elimina la adición de sustrato y se opera nuevamente el reactor en ML hasta que se consuma el sustrato remanente.

La estrategia de alimentación con flujo exponencial está basada en la velocidad específica de crecimiento del microorganismo [ $\mu$ , Ec. (1)], la cual bajo condiciones ideales crece de manera exponencial. Si la velocidad de alimentación del sustrato aumenta en proporción a la tasa de crecimiento exponencial, es posible mantener una alta tasa de crecimiento durante un largo tiempo (Yamanè y Shimizu, 1984). El flujo exponencial de alimentación de sustrato está determinada por la Ec. (11), la cual se deriva de los balances de materia de sustrato y microorganismo, y considerando  $\mu$  constante:

$$F = \frac{q_S V_0 C_{X,0} e^{(\mu - k_d)t}}{C_{S,F} - C_{S,0}} \quad (11)$$

Este flujo exponencial de alimentación es la base de un diseño de control pre-alimentado, el cual depende de las condiciones iniciales del cultivo ( $C_{X,0}$ ,  $C_{S,0}$ ,  $V_0$ ), de la concentración de la alimentación ( $C_{S,F}$ ) y la cinética de fermentación ( $\mu$ ,  $k_d$ ,  $q_S$ ).

Los criterios de evaluación técnica utilizados en la comparación de los resultados finales son el rendimiento del producto sobre el sustrato  $Y_{OP}$  y la productividad Pr:

$$Y_{OP} = \frac{C_P}{C_{S,total}}; Pr = \frac{C_P}{t};$$

$$C_{S,total} = \frac{C_{S,0} V_0 + C_{S,F} (V - V_0)}{V} \quad (12)$$

Donde  $C_{S,total}$  es la concentración teórica total del sustrato adicionado al reactor (i.e. sustrato inicial en el reactor más sustrato adicionado en el flujo de alimentación).

### 3.2 Modelado del proceso de producción

La Fig. 3 muestra el diagrama de flujo del diseño conceptual para la producción de AL a partir de la homofermentación de melaza de caña de azúcar (cuya composición fue dada en la Sección 2.1). La biorrefinería se divide en cuatro secciones: (a) preparación de la melaza, (b) preparación del medio de cultivo, (c) fermentación, y (d) purificación. Cada una de las secciones está delimitada por áreas grises.

El objetivo de la sección de preparación de melaza es diluir la melaza (en el mezclador V-101) y retirar las impurezas por medio de filtro (PFF-101) y de un intercambiador iónico (C-101), donde la solución resultante es la materia prima que se adicionará en el fermentador después de ser esterilizada (ST-101). Por otro lado, en la sección de preparación de medio de cultivo, se mezclan y diluyen los nutrientes esenciales como sulfato de amonio, hidróxido de calcio, extracto de levadura y triptona en un tanque de mezclado (V-201). Antes de ser introducido en el reactor, la mezcla se esteriliza al calor (ST-201c). Es importante señalar que los esterilizadores ST-101 y ST-201c corresponden al mismo equipo, el cual es compartido en ambas secciones de preparación de melaza y de preparación del medio de cultivo, para lo cual se utiliza un tanque de almacenamiento (V-103) como amortiguador entre estas dos secciones.

En la sección de fermentación, la melaza, los nutrientes y el microorganismo (*L. casei* ssp. *Rhamnosus*) se transfieren al reactor (FR-301), donde la mezcla es diluida para lograr la concentración inicial deseada en el reactor de fermentación. Se utilizan agentes de transferencia para mantener el medio de cultivo a una temperatura de 42°C en condiciones anaerobias, ya que ocurre una fermentación homoláctica.

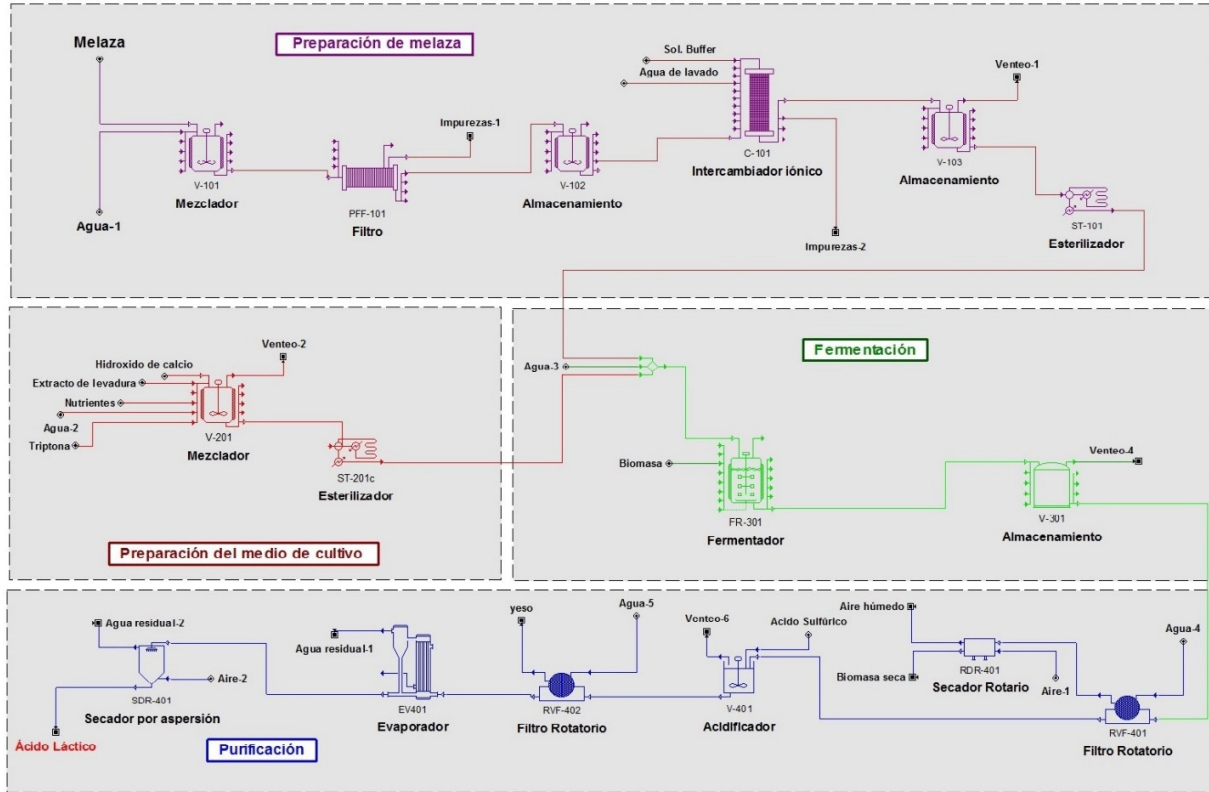
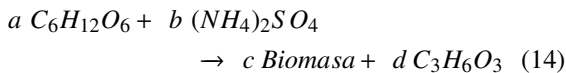
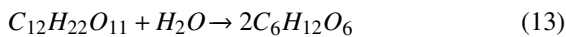


Fig. 3. Diagrama de flujo para la producción industrial de AL.

El tiempo de fermentación, el rendimiento y la productividad son calculados previamente del análisis dinámico del reactor. Las condiciones de operación seleccionadas favorecen el crecimiento de microorganismo y la alta producción de AL. Las principales reacciones que se llevan a cabo en esta etapa son:



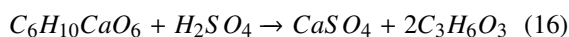
Los sustratos que contiene la melaza son la sacarosa y glucosa utilizadas como fuente de carbono para el microorganismo. Primero, la sacarosa es hidrolizada a glucosa y fructosa empleando la técnica de invertasa [Ec. (13)]. De acuerdo a estudios previos (Aksu y Kutsal, 1986; Nancib y col., 2009), la cinética de la fructosa es similar a la glucosa, por lo cual se considera que todo el sustrato alimentado a la fermentación es glucosa. Una vez que el microorganismo se alimenta de los

nutrientes, se produce AL y una mayor cantidad del mismo microorganismo [Ec. (14)]. Los coeficientes estequiométricos ( $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$ ) de esta reacción dependen de las condiciones de operación para determinar los rendimientos de producto/sustrato y microorganismo/sustrato (los cuales se obtendrán del análisis dinámico del reactor). Debido a que la producción de microorganismo es inhibida por el propio AL producido, se agrega hidróxido de calcio al fermentador para neutralizar el ácido [Ec. (15)], manteniendo la mezcla reactiva a un pH de 5-6 y formando sales de calcio. Con el propósito de incrementar la capacidad instalada de la biorrefinería y obtener mayor producción, se utilizan reactores de capacidad máxima de 500 000 L, que actualmente llegan a ser utilizados en producción a gran escala (Hermann, 2003). Debido a la gran cantidad de melaza a procesar, se implementa un tren de reactores de fermentación en paralelo, sin embargo, solo se muestra uno en el diagrama de flujo. El número de reactores es determinado tal que se cubra la demanda de producto y el informe económico indique que el proceso es rentable.

Una vez que se completa la fermentación, el caldo se descarga en un tanque de almacenamiento (V-301), que actúa como un amortiguador entre la sección de fermentación y la sección de purificación.

La sección de purificación comienza con la eliminación del microorganismo mediante un filtro rotatorio al (RVF-401). Por una parte, el microorganismo se seca en un secador rotario (RDR-401), la cual constituye un producto secundario para venta (suplemento para piensos). Por otra parte, el AL es recuperado y purificado del licor de fermentación clarificado.

El AL es recuperado del licor de fermentación clarificado en el tanque V-401, mediante la disociación del lactato de calcio con ácido sulfúrico, produciendo  $\text{CaSO}_4$  (yeso) como se indica en la siguiente reacción:



Seguido de la acidificación, el yeso es removido por un filtro rotatorio (RVF-402). Debido a que se manejan altas cantidades de agua (utilizada para dilución, hidrolisis, Ec. (13) y producida en la reacción de neutralización, Ec. (15)), ésta es removida por un evaporador (EV-401) y un secador por aspersión (SDR-401). El producto final tiene una pureza de 50.5% de AL.

### 3.3 Evaluación técnico-económico-ambiental

La selección de una alternativa tecnológica para el diseño de un proceso de producción debe tomar en cuenta criterios técnicos, económicos y medioambientales, los cuales deben tener la característica de ser cuantificables y posibilitar la toma de decisiones. La tarea del diseño de procesos se enfoca en determinar las condiciones de operación de cada una de las unidades del proceso y los dimensionamientos que se requieren para lograr dichos criterios de evaluación para un producto específico (Pérez-Martínez y col., 2012). En las siguientes subsecciones se definen y justifican los criterios de evaluación seleccionados para determinar la viabilidad, rentabilidad y sostenibilidad de la biorrefinería.

#### 3.3.1 Criterios técnicos

La evaluación técnica se analiza en dos etapas para: (1) el reactor de fermentación y (2) el diseño conceptual de la biorrefinería. Para la primera etapa,

se resuelve el modelo dinámico del reactor [ecs. (1)-(12)] aprovechando las herramientas computacionales, mediante el uso de simuladores orientados a la resolución de ecuaciones (en particular se utilizó *Wolfram Mathematica v. 10.0*). En esta etapa, el interés es estudiar el efecto del modo de operación, así como las condiciones iniciales en el reactor (tales como concentraciones iniciales de sustratos y nutrientes) y las condiciones de operación (como es la estrategia de flujo de alimentación) para aumentar el rendimiento ( $Y_{OP}$ ) y la productividad ( $Pr$ ) de AL.

En la segunda etapa de análisis, es necesario evaluar técnicamente el diagrama de flujo de la biorrefinería a escala industrial (Fig. 3), limitando las condiciones de operación en cuanto a los posibles materiales de uso, diseño y dimensiones del equipo, ciclo de procesamiento, y restricciones. En este trabajo, el diagrama de flujo de la biorrefinería es implementado en un simulador modular de procesos (para este análisis se usó *SuperPro Designer v. 8.5*), para evaluar los balances de masa y energía en estado estacionario, con el fin de: (a) verificar si el diseño conceptual alcanza los mismos valores de productividad y rendimiento de producto obtenidos a partir del análisis del reactor, y (b) examinar los factores de diseño, como el tipo, el número y el tamaño del equipo, la capacidad instalada en términos de producción, etc.

#### 3.3.2 Criterios económicos

Las medidas de rentabilidad desempeñan un papel crucial para ayudar a seleccionar las mejores alternativas del diseño conceptual de la biorrefinería. Para realizar el análisis de rentabilidad se seleccionaron los siguientes criterios de evaluación: el costo unitario de producción (CUP), la tasa de retorno sobre la inversión (RSI) y el período de recuperación (PR) de la inversión. Estos criterios de rentabilidad (que no incluyen el descuento de flujo de efectivo) proporcionan una visión instantánea de la economía del proceso y se utilizan con frecuencia para hacer estimaciones preliminares cuando se comparan diagramas de flujo alternativos durante la etapa de síntesis del diseño del proceso (Seider y col., 2009).

El CUP [Ec. (17)] debe ser menor al costo de venta del producto principal (AL). Cuanto menor sea el CUP, mayor será la rentabilidad del proceso. El RSI [Ec. (18)] es una medida utilizada para evaluar la viabilidad de una inversión o para comparar la rentabilidad de una serie de inversiones diferentes. Típicamente, el RSI deseado por las compañías está



entre 15-20% (Seider y col., 2009). Mientras que el PR [Ec. (19)] representa el tiempo requerido después de la puesta en marcha para que la inversión total de capital sea recuperada por la ganancia neta acumulada. Por lo general, las empresas prefieren un PR menor a 4 años, de lo contrario no se considera que la inversión sea rentable (Seider y col., 2009).

$$CUP = \frac{\text{costo de operación anual}}{\text{tasa de ingresos del producto principal}} \quad (17)$$

$$RSI = \frac{\text{ganancia anual neta}}{\text{inversión total de capital}} \quad (18)$$

$$PR = \frac{\text{inversión total de capital}}{\text{ganancia anual neta}} \quad (19)$$

La evaluación del análisis de rentabilidad puede realizarse en hojas de cálculo a partir de los balances de masa y energía del diseño conceptual, o puede llevarse a cabo sistemáticamente en simuladores de procesos (para el caso de estudio se empleó *SuperPro Designer*).

### 3.3.3 Criterios ambientales

Es necesario identificar y evaluar el impacto ambiental de los procesos de producción. Para el caso de estudio se seleccionaron cuatro criterios de evaluación definidos por: el consumo de agua de proceso (por su impacto en la escasez de agua y la degradación de los ecosistemas), el consumo de energía (como factor de mitigación del cambio climático), los requerimientos de agentes de transferencia de calor (tales como vapor y agua de enfriamiento) y un índice de impacto global obtenido del algoritmo WASTE REDUCTION (WAR) (como medida del impacto toxicológico y atmosférico).

El criterio de impacto ambiental definido y evaluado de acuerdo al algoritmo WAR (Young y Cabezas, 1999), fue diseñado por la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (USEPA), y se basa en la determinación del índice de Impacto Ambiental Potencial (PEI por sus siglas en inglés). PEI es una cantidad conceptual que representa el efecto o impacto promedio que las emisiones de masa tendrían sobre el ecosistema si fueran simplemente emitidas al medio ambiente. Este algoritmo considera ocho categorías que se pueden dividir en dos áreas principales: (1) área toxicológica (potencial de toxicidad humana por ingestión, HTPI, potencial de toxicidad humana por exposición, HTPE, potencial de toxicidad terrestre, TTP y potencial de toxicidad acuática, ATP) y (2) área atmosférica (potencial de calentamiento global, GWP, potencial de agotamiento

de la capa de ozono, ODP, potencial de oxidación fotoquímica, PCOP y potencial de acidificación, AP). De manera que el índice global de PEI [Ec. (20)] es la suma ponderada (por el factor de peso  $\alpha_l$ ) de todos los índices de impacto individuales  $\psi_{kl}$  del compuesto químico ( $k$ ) sobre todas las categorías posibles ( $l$ ), tomando en cuenta las cantidades de las corrientes de salida del proceso ( $M_k$ ) y sus composiciones de los componentes involucrados ( $x_{kl}$ ). El valor del PEI permite comparar diferentes alternativas de proceso basadas en el impacto ambiental potencial emitido por el proceso por unidad de masa de producto. Cuanto menor es el índice de impacto global del proceso, más favorable es para el medio ambiente.

$$PEI = \sum_l \alpha_l \psi_{kl}; \psi_k = \sum_k M_k \sum_l x_{kl} \psi_l \quad (20)$$

El software WAR GUI (interfaz gráfica de usuario del algoritmo WAR), de libre disposición, soporta la evaluación de los índices de impacto, lo que permite la entrada de datos de un proceso industrial y con ello calcula el PEI. Los datos necesarios para WAR GUI son: (a) el caudal y la composición de cada corriente que entra y sale del proceso, obtenidos de los balances de materia; y (b) los impactos ambientales potenciales individuales de los componentes, los cuales están incluidos en su propia base de datos WAR GUI.

## 4 Resultados y discusión

### 4.1 Análisis dinámico del reactor de fermentación

#### 4.1.1 Reactor ML

El modelo del reactor de fermentación de AL [ecs. (1)-(10)] fue validado utilizando datos experimentales para una fermentación ML de glucosa, reportados por Youssef y col. (2005), considerando  $C_{S,0} \approx 50$  g/L,  $C_{X,0} = 0.03$  g/L y  $C_{P,0} = 0$ . La Fig. 4 muestra la validación de la simulación con respecto a los datos experimentales, para los factores de enriquecimiento mínimo y máximo: (a)  $\alpha = 1$  y (b)  $\alpha = 4$ . Como se puede notar, el modelo reproduce satisfactoriamente el comportamiento dinámico de las concentraciones de las especies involucradas. El final de la reacción ML está determinado por punto en el cual se ha consumido el sustrato y la concentración de producto alcanza su valor máximo, en el cual se alcanza los máximos valores de productividad y rendimiento.

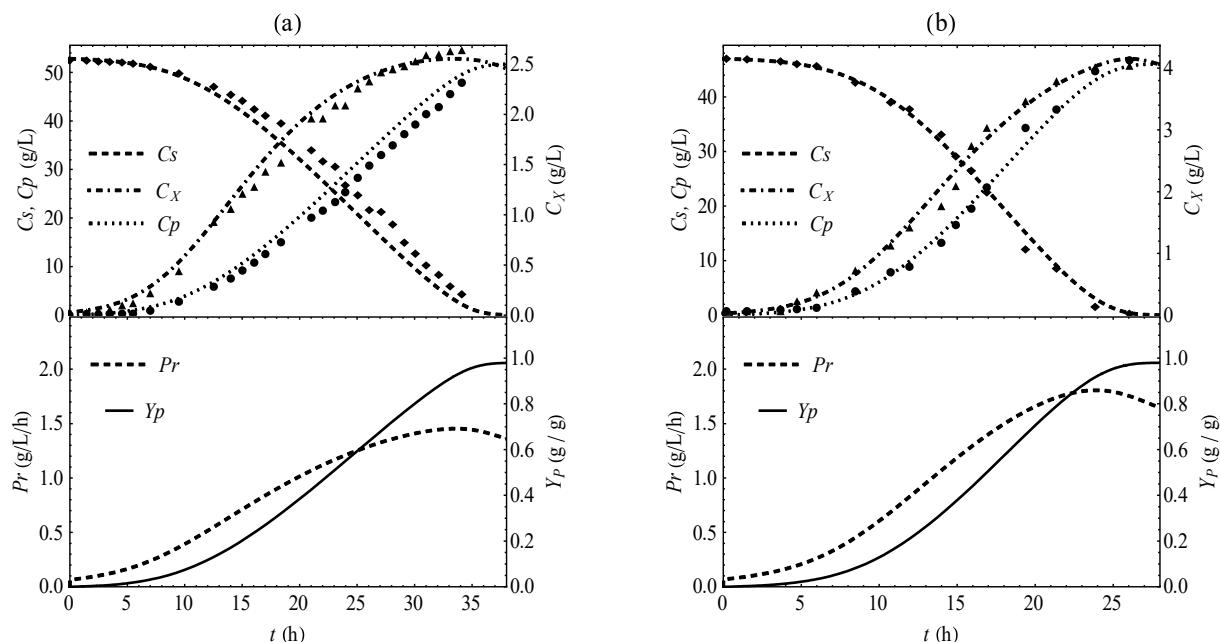


Fig. 4. Respuesta dinámica del reactor de fermentación ML para: (a)  $\alpha = 1$ , (b)  $\alpha = 4$ .

Tabla 2. Comparación del modo de operación para diferentes valores de  $\alpha$ .

$\alpha$	ML			MLA		
	$t_{reac}$	$Pr$	$Y_{OP}$	$t_{reac}$	$Pr$	$Y_{OP}$
1	29.6	1.6	0.97	54.1	1.7	0.97
2	24.8	1.9	0.97	43.2	2.2	0.97
3	23.3	2.0	0.97	40.5	2.3	0.97
4	22.7	2.1	0.97	39.4	2.4	0.97

Se puede observar que los rendimientos son similares para ambos valores de  $\alpha$ , pero se obtiene mayor productividad utilizando  $\alpha = 4$  dado que el tiempo de reacción es menor.

Con la finalidad de comparar resultados entre los modos de operación, se evaluaron los criterios técnicos definidos, Ec. (12), con las siguientes condiciones de operación:  $C_{S,0} = 50$  g/L,  $C_{P,0} = 0$ ,  $C_{x,0} = 0.1$  g/L,  $V_0 = 500\ 000$  L; y el factor de enriquecimiento  $\alpha$  fue manipulado en el rango de 1 - 4 g/g. Los valores al final de la reacción se presentan en la Tabla 2 para los diferentes valores de  $\alpha$ . Nuevamente se observa que la productividad  $Pr$  es más alta con  $\alpha = 4$ , mientras el rendimiento  $Y_{OP}$  no es sensible al factor  $\alpha$ , ya que su valor se mantiene constante para todos los casos. De lo cual se concluye que se logran mejores resultados técnicos al aumentar el factor de enriquecimiento.

#### 4.1.2 Reactor MLA

Como se mencionó en la metodología, se consideran dos estrategias de alimentación de sustrato. En la Fig. 5 se comparan los comportamientos cuando se implementa un flujo escalonado y un flujo exponencial, considerando las condiciones iniciales:  $C_{S,0} = 50$  g/L,  $C_{P,0} = 0$ ,  $C_{x,0} = 0.1$  g/L,  $V_0 = 485\ 000$  L,  $C_{S,F} = 1700$  g/L.

En la estrategia de alimentación de flujo escalonado (Fig. 5a), el factor relevante es  $dC_X/dt$ , Ec. (7). La operación del reactor se comienza en ML hasta que  $dC_X/dt$  alcanza su valor máximo, en  $t = 10$  min, punto en el cual se inicia el flujo de alimentación. El flujo se mantiene constante mientras  $dC_X/dt > 0$ , lo cual indica que el microorganismo se encuentra en su fase de crecimiento exponencial, y por lo tanto requiere del mayor consumo de sustrato. El flujo de alimentación se elimina cuando  $dC_X/dt < 0$ , lo cual ocurre en  $t = 25$  h. A partir de este punto el fermentador es nuevamente operado en ML hasta que el sustrato remanente se consume totalmente. Logrando al final de la reacción valores de  $Y_{OP} = 0.97$  kg/kg y  $Pr = 2.4$  kg/L/h.

Por otra parte, en la Fig. 5b se muestra la implementación de la estrategia de flujo exponencial. En este caso el flujo de alimentación es calculado directamente por la Ec. (11). Debido a que este modo de alimentación está relacionado la velocidad

específica de crecimiento del microorganismo, cuando  $\mu$  es nulo, no existe flujo de alimentación al reactor. En la Fig. 5b se observa la respuesta dinámica de las concentraciones de las especies reactivas, la productividad y el rendimiento, los cuales siguen un comportamiento similar a la estrategia de flujo escalonado. A pesar de que la dinámica del flujo de alimentación es diferente, se observa que la variación  $dC_X/dt$  es similar para ambas estrategias. Al final de reacción se logra alcanzar resultados de  $Y_{OP} = 0.97$  kg/kg y  $Pr = 2.4$  kg/L/h.

A pesar de lograr valores idénticos de  $Y_{OP}$  y  $Pr$  utilizando ambas estrategias de adición, la estrategia

exponencial tiene la ventaja de que el flujo es precalculado automáticamente de los balances de materia [Ec. (11)], mientras que la estrategia de flujo escalonado debe diseñarse de manera manual.

De manera similar al reactor en ML, se llevaron a cabo simulaciones con diferentes valores de  $\alpha$  para el MLA, usando la estrategia de adición de flujo exponencial. Los resultados se presentan en la Tabla 2, donde se observa que nuevamente se alcanza una máxima productividad y menor tiempo de reacción con  $\alpha = 4$ , además que el reactor MLA siempre alcanza productividades mayores que su correspondiente ML.

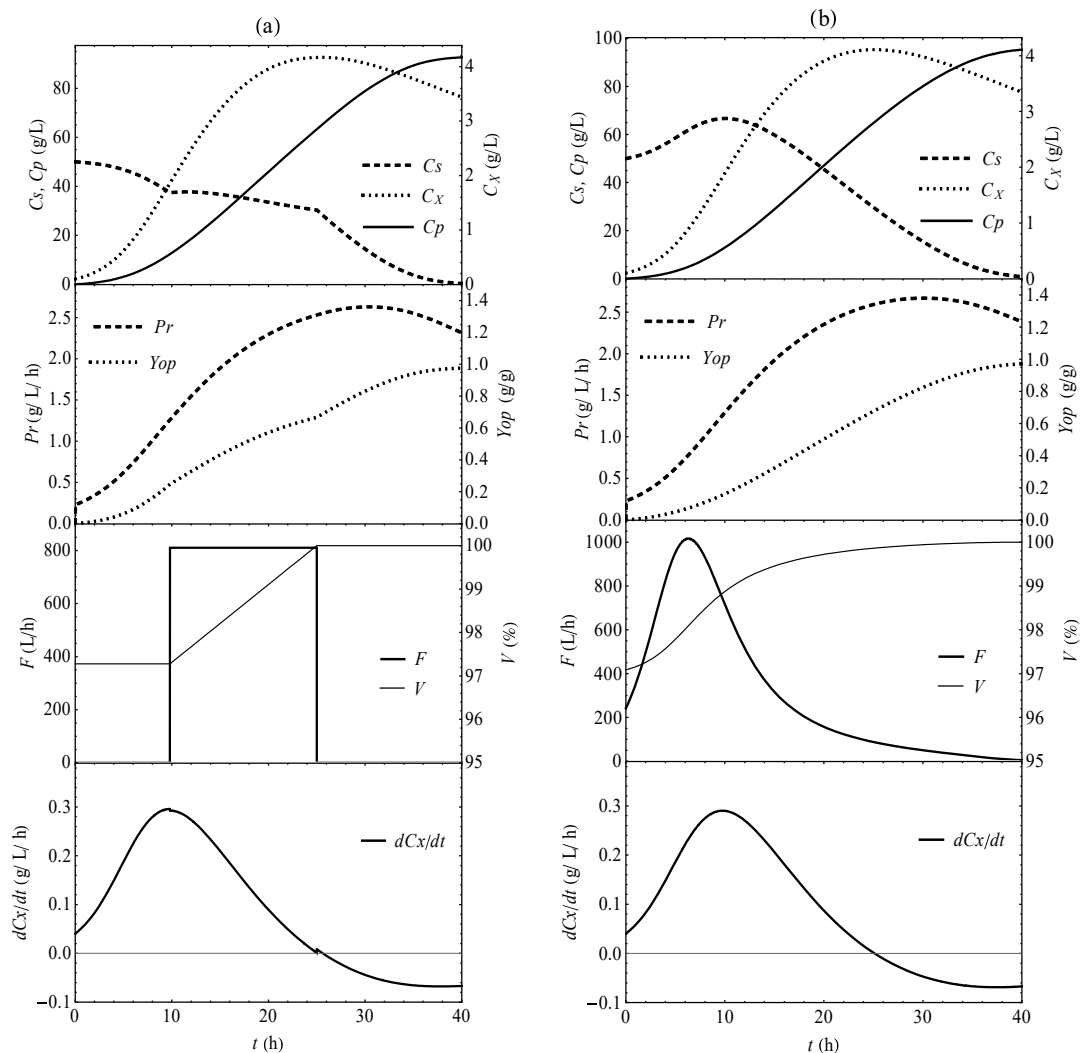


Fig. 5. Respuesta dinámica del reactor de fermentación MLA (con  $\alpha = 4$ ) para: (a) flujo escalonado, (b) flujo exponencial.

Tabla 3. Análisis de rentabilidad para la producción de AL, variando el insumo de materia prima y el número de reactores de fermentación (caso MLA).

Melaza (t/lote)	CUP (US\$/kg) / RSI (%) / PR (año)			
	Número de Reactores			
	18	24	30	36
400	0.69/52.60/1.90	0.67/61.17/1.63	0.68/57.03/1.75	0.69/50.84/1.97
410	0.69/52.57/1.90	0.66/61.23/1.63	0.67/57.16/1.75	0.69/51.01/1.96
420	0.69/52.83/1.89	0.66/61.60/1.62	0.67/57.70/1.73	0.69/51.50/1.94
430	0.68/53.34/1.87	0.66/62.19/1.61	0.67/58.27/1.72	0.69/52.02/1.92
440	0.69/52.14/1.92	0.67/60.54/1.65	0.68/56.37/1.77	0.69/50.19/1.99
450	0.70/48.25/2.07	0.67/56.72/1.76	0.68/53.23/1.88	0.70/47.68/2.10
460	0.72/41.76/2.39	0.69/50.13/1.99	0.70/47.67/2.10	0.72/43.13/2.32
470	0.72/42.29/2.36	0.69/50.73/1.97	0.70/48.22/2.07	0.72/43.62/2.29

#### 4.2 Análisis técnico-económico-ambiental del proceso de producción

El diagrama de proceso de producción descrito en la Sección 3.2 se implementó en *SuperPro Designer* seleccionando un modo de operación por lotes y considerando un tiempo de operación anual de 336 días. Cada equipo del proceso toma en cuenta los tiempos para carga de material, operación del proceso, descarga del material y limpieza del equipo, según sea el caso. En particular para el reactor (estequiométrico) de fermentación, se usan los resultados dinámicos del reactor de fermentación (obtenidos en *Wolfram Mathematica*, en la Sección 4.1) para: (a) definir el tiempo y modo de operación del reactor, (b) determinar las concentraciones de adición de sustrato, nutrientes, microorganismos y agua de dilución, y (c) para calcular los coeficientes estequiométricos de la reacción de fermentación, Ec. (14), obteniendo  $(a, b, c, d) = (1, 0.054, 0.58, 1.92)$  para el ML y  $(1, 0.004, 0.24, 1.94)$  para el MLA. Una vez implementado el diagrama de flujo del proceso, se realizó un análisis de rentabilidad-sustentabilidad en función de la cantidad de melaza procesada y el número de reactores instalados para cada uno de los casos de operación del reactor en ML y MLA con diferentes valores de  $\alpha$ , evaluando los criterios descritos por las ecs. (17)-(20).

La Tabla 3 muestra el análisis de rentabilidad, en particular, para el caso de MLA con  $\alpha = 1$ . Como puede observarse, para este caso todos los escenarios cumplen que el CUP es mucho menor al costo de venta de AL (1.38 US\$/kg), el RSI es mucho mayor a 20% y PR es menor a 4 años. Logrando los mejores valores de rentabilidad para el proceso con 430 t/lote e implementado 24 reactores

escalonados. Al comparar los resultados del análisis de rentabilidad para valores de  $\alpha = 1, 2, 3$  y 4, se lograron los mejores resultados económicos con  $\alpha = 1$ ; contrariamente a la evaluación técnica en la que se concluyó que las mejores productividades se lograron con  $\alpha = 4$  (de acuerdo a la Tabla 2). Desde el punto de vista técnico, altos valores de  $\alpha$  involucran mayor cantidad de nutrientes, velocidad de producción de AL más rápida y mayor productividad. Sin embargo, los criterios económicos indican todo lo contrario, debido a que un valor mayor de  $\alpha$  involucra un mayor consumo de extracto de levadura, cuyo costo es mucho más alto (9.2 US\$/kg) comparado con la melaza (0.15 US\$/kg) y demás nutrientes. La distribución de costos de operación, presentada en la Fig. 6, muestra que efectivamente el mayor porcentaje corresponde al consumo de extracto de levadura, seguido por el consumo de melaza y en tercer lugar por los costos relacionados a las instalaciones de la biorrefinería. Más aún, el costo por consumo de extracto de levadura es casi el doble para  $\alpha = 4$  (71.1%) en comparación con  $\alpha = 1$  (37.9).

El informe técnico-económico-ambiental desglosado para los dos mejores casos ML y MLA (con  $\alpha = 1$ ) se presentan en la Tabla 4. Las capacidades instaladas en ambos casos son similares: 136 291 t/año de AL para el caso ML y 129 476 t/año de AL para el caso MLA. Se puede observar que ambos casos ML y MLA nuevamente satisfacen los criterios de rentabilidad establecidos (para CUP, RSI y PR), no obstante el mejor escenario de rentabilidad para la producción de AL corresponde al MLA.

Sobre el impacto ambiental de este proceso de producción, la tercera sección de la Tabla 4 muestra los resultados para los mejores casos ML y MLA.

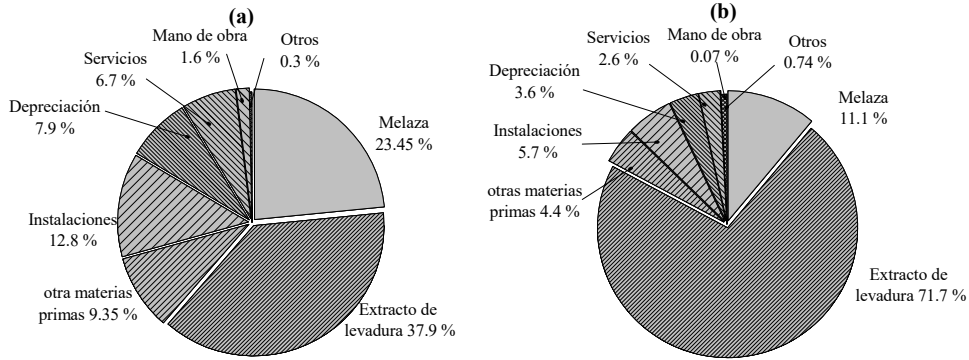


Fig. 6. Distribución de costos de operación para la producción de ácido láctico: (a)  $\alpha = 1$ , (b)  $\alpha = 4$ .

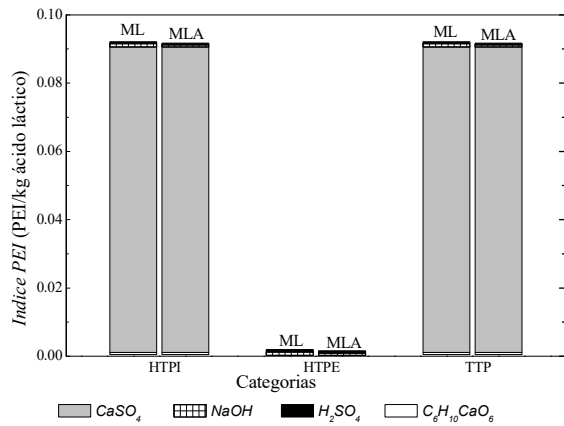


Fig. 7. Distribución del índice de impacto ambiental para los procesos ML y MLA.

Los aspectos relevantes de este análisis son: (i) los requerimientos de agua de proceso y de agentes de transferencia (enfriamiento y calentamiento) son menores para el MLA, debido a que con la estrategia de alimentación se procesa mayor cantidad de melaza con menor cantidad de agua; (ii) el consumo de energía también es menor para el MLA, debido principalmente a que los tiempos de fermentación son menores (menor consumo de energía para aireación y agitación); y (iii) el PEI es aproximadamente igual para ambos casos ML y MLA, como se muestra el desglose de los factores de impacto de la Fig. 7. En esta figura solo se han incluido los factores que contribuyen al PEI (HTPI, HTPE, TTP), ya que el resto son nulos. En particular, el factor GWP (potencial de agotamiento de la capa de ozono) incluye las emisiones de gases efecto invernadero como es el  $\text{CO}_2$ , no obstante en el proceso de producción AL no hay emisiones de  $\text{CO}_2$  debido a que la reacción de fermentación homoláctica es anaerobia.

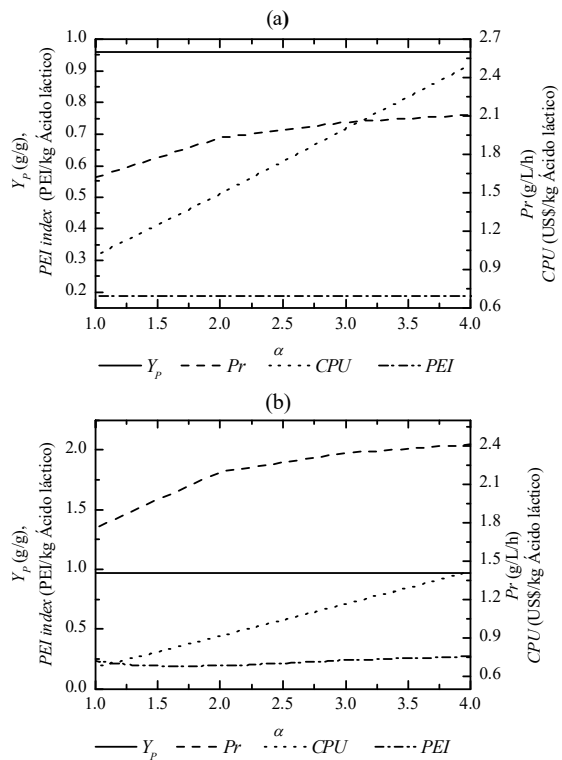


Fig. 8. Evaluación técnico-económica-ambiental del proceso de producción de AL en función de  $\alpha$ : (a) ML, (b) MLA.

Como parte del análisis integral de la biorrefinería, se determinó la influencia del factor de enriquecimiento ( $\alpha$ ) y el modo de operación (ML y MLA) en los principales criterios técnicos, de rentabilidad e impacto ambiental. De acuerdo con la Fig. 8, el factor de enriquecimiento (el cual definió entre 1 y 4 g/L por limitaciones de la validez modelo cinético) tiene efectos significativos en la productividad y el costo, mientras que no afecta

Tabla 4. Reporte técnico-económico-ambiental para el proceso de producción de AL (con  $\alpha = 1$ ).

Concepto	Valor		Unidades
	Caso ML	Caso MLA	
Reporte técnico			
Tiempo de fermentación	29.6	54.14	h
Consumo anual de melaza	142 760 *	134 160 **	t/año
Producción anual de AL	136 291	129 476	t/año
Producción anual de biomasa seca***	36 067	13 770	t/año
Tiempo de ciclo de producción	24	25.5	h
Rendimiento global	0.95	0.96	kg/kg
Reporte de rentabilidad			
Inversión de capital total			
Capital fijo directo	186 362 000	107 190 000	US\$
Capital de trabajo	9 590 000	6 070 000	US\$
Costos arranque	9 318,000	5 360 000	US\$
Inversión total	205 270 000	118 620 000	US\$
Ingresos			
Precio de venta de AL	1.38	1.38	US\$/kg
Precio de venta de biomasa seca	0.2	0.2	US\$/kg
Ingreso anual por AL	188 082 648	178 677 197	US\$/año
Ingreso anual por biomasa seca	7 213 550	2 754 080	US\$/año
Ingresos totales	195 296 198	181 431 277	US\$/año
Costo anual de operación	138 157 000	85 749 000	US\$/año
Costo unitario de producción (CUP)	1.01	0.66	US\$/kg AL
Retorno sobre la inversión (RSI)	25.24	62.19	%
Periodo de recuperación (PR)	3.96	1.61	Año
Reporte de Impacto Ambiental			
Agua de proceso	30.6	6.4	kg/kg
Vapor	16.36	10.38	kg/kg
Agua de enfriamiento	237.46	228.51	kg/kg
Energía eléctrica	0.32	0.29	MJ/kg
Índice PEI	0.18	0.18	PEI/kg

\* Caso ML: tamaño de lote = 430 t de melaza. Número total de reactores = 48. Número de lotes por año = 332.

\*\* Caso MLA: tamaño de lote = 430 t de melaza. Número total de reactores = 24. Número de lotes por año = 312.

\*\*\* Producto para venta como suplemento en alimento para ganado.

al rendimiento ni al PEI (ya que estoy son casi constantes). En particular, la rentabilidad del proceso es mejor con valores bajos de  $\alpha$  (i.e. CUP mínimo), aunque la productividad esté favorecida con altos valores de este factor.

Con la finalidad de comparar las operaciones ML y MLA, se estableció un procedimiento simple para evaluar y comparar de manera integral las diferentes estrategias de procesos de producción. Como variables dependientes se han seleccionado cada uno de los criterios que se requieren minimizar:  $1/Pr$  y

$1/Y_{OP}$  como parámetros técnicos;  $1/RSI$  y  $PR$  como parámetros económicos;  $PEI$  y consumo de energía  $E$  como parámetros ambientales. De manera que el caso de estudio que presenta una menor área en la Fig. 9, corresponde al mejor diseño sostenible. Donde el caso MLA presenta un área menor comparado con el caso ML, por lo tanto, se concluye que el mejor diseño sostenible corresponde a la producción de AL en MLA con:  $Y_{OP} = 0.97$  kg/kg,  $Pr = 1.7$  kg/L/h,  $CUP = 0.66$  US\$/kg,  $RSI = 62.2\%$ ,  $PR = 1.61$  años,  $E = 0.29$  MJ/kg y  $PEI = 0.18$  PEI/kg.

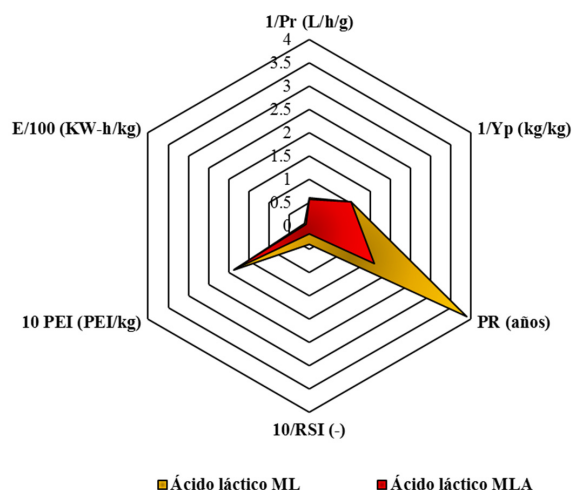


Fig. 9. Evaluación integral para el proceso de producción en ML y MLA.

## Conclusiones

La necesidad de crear alternativas de diseño y operación para un proceso de producción sostenible surge principalmente por los altos costos de producción y problemas de impacto ambiental. El uso de la biomasa aplicado a una biorrefinería puede considerarse una opción prometedora para la obtención de un proceso sostenible. En este trabajo se ha presentado un enfoque integrado con el fin de lograr un diseño de biorrefinería sostenible para la producción de AL, mediante criterios de evaluación que permiten determinar el avance técnico y su impacto económico-ambiental.

En particular para la producción de AL, se concluyó que el exceso de nutrientes (como es el extracto de levadura) propicia a una producción rápida de AL, pero causa un aumento en los costos de producción considerablemente. Por lo que el desarrollo biotecnológico de los medios de fermentación es de alta relevancia para optimizar el proceso de producción de AL. No obstante, se logró presentar un diseño conceptual sostenible y altamente rentable para una biorrefinería de AL a partir de melaza de caña de azúcar. La propuesta metodológica que se llevó a cabo en este estudio puede implementarse a otro diseño de proceso para la obtención de otros productos con alto valor agregado.

## Nomenclatura

$C_P$	concentración de producto en el reactor, g/L
$C_{P,0}$	concentración inicial de producto, g/L
$C_{PC}$	concentración crítica de producto, g/L
$C_S$	concentración de sustrato en el reactor, g/L
$C_{S,0}$	concentración inicial de sustrato, g/L
$C_{S,F}$	concentración de sustrato en la alimentación, g/L
$C_{S,Total}$	concentración total de sustrato, g/L
$C_X$	concentración de microorganismos en el reactor, g/L
$C_{X,0}$	concentración inicial de microorganismos, g/L
$CUP$	costo unitario de producción, US\$/kg
$F$	flujo de alimentación, L/h
$k_d$	constante de muerte celular, h
$K_P$	constante de inhibición por producto, g/L
$K_{Pmax}$	constante de inhibición máxima por producto, g/L
$K_S$	constante de afinidad de las células por sustrato, g/L
$K_{Smax}$	constante de afinidad de catabolismo, g/L
$K_{SC}$	constante de afinidad de anabolismo, g/L
$K_{\alpha\mu}$	constante de saturación asociada al crecimiento, g/g
$K_{\alpha p}$	constante de saturación asociada al producto, g/g
$K_{\alpha s}$	constante de saturación asociada al sustrato, g/g
$M_k$	cantidad de la corriente de salida del proceso $k$ , Kg/h
$ML$	modo lote
$MLA$	modo lote alimentado
$PEI$	índice de Impacto Ambiental Potencial, PEI/kg
$Pr$	productividad de AL, g/L/h
$PR$	período de recuperación, años
$q_S$	velocidad específica de consumo de sustrato, 1/h
$t$	tiempo, h
$V$	volumen del reactor, L
$V_0$	volumen inicial del reactor, L
$V_P$	velocidad específica de producción, 1/h
$x_{kl}$	composición del componente $l$ en la corriente $k$ , g/L

$Y_{P/S}$	rendimiento producto-sustrato determinada por el microorganismos, g/g
$Y_{OP}$	rendimiento producto-sustrato en el reactor, g/g
<i>Símbolos griegos</i>	
$\alpha$	factor de enriquecimiento para crecimiento, g/g
$\alpha_0$	factor de enriquecimiento mínimo para crecimiento, g/g
$\beta$	constante de producción no asociada al crecimiento, g/L/h
$\delta$	constante de producción asociada al crecimiento, g/L
$\mu$	velocidad específica de crecimiento del microorganismo, 1/h
$\mu_{max}$	velocidad específica máxima de crecimiento del microorganismo, 1/h
$\bar{\mu}_{max}$	máximo valor de $\mu_{max}$ , 1/h
$\psi_{kl}$	índices de impacto individuales del compuesto $k$ sobre la categoría $l$

### Agradecimientos

El primer autor agradece la beca otorgada por la Universidad Autónoma Metropolitana para realizar estudios de doctorado en el Posgrado en Energía y Medio Ambiente (PEMA).

### Referencias

- Akerberg, C. y Zacchi, G. (2000). An economic evaluation of the fermentative production of lactic acid from wheat flour. *Bioresource Technology* 75, 119-126.
- González, M. I., Álvarez, S., Riera, F. y Álvarez, R. (2007). Economic evaluation of an integrated process for lactic acid production from ultrafiltered whey. *Journal of Food Engineering* 80, 553-561.
- Abdel-Rahman, M. A., Tashiro, Y. y Sonomoto, K. (2011). Lactic acid production from lignocellulose-derived sugars using lactic acid bacteria: overview and limits. *Journal of Biotechnology* 156, 286-301.
- Abdel-Rahman, M. A., Tashiro, Y. y Sonomoto, K. (2013). Recent advances in lactic acid production by microbial fermentation processes. *Biotechnology Advances* 31, 877-902.
- Aksu, Z. y Kutsal, T. (1986). Lactic acid production from molasses utilizing *Lactobacillus delbrueckii* and invertase together. *Biotechnology Letters* 8, 157-160.
- Bibal, B., Vayssier, Y., Tournou, M. y Pareilleux, A. (1989). Enhanced inhibitory effect of lactic acid on growth kinetics of *Streptococcus cremoris* during nutritional medium limitations. *Applied Microbiology and Biotechnology* 30, 630-635.
- CONADESUCA - Comité Nacional para el Desarrollo Sustentable de la Caña de Azúcar (2016). Nota informativa: Melazas de caña de azúcar y su uso en la fabricación de dietas para ganado.
- de Jong, E., Higson, A., Walsh, P. y Wellisch, M. (2012). Bio-based chemicals value added products from biorefineries. *IEA Bioenergy, Task42 Biorefinery*.
- Hermann, T. (2003) Industrial production of amino acids by *coryneform* bacteria. *Journal of Biotechnology* 104, 155-172.
- John, R. P., Nampoothiri, K. M. y Pandey, A. (2007). Fermentative production of lactic acid from biomass: an overview on process developments and future perspectives. *Applied Microbiology and Biotechnology* 74, 524-534.
- Li, T., Chen, X. B., Chen, J. C., Wu, Q. y Chen, G. Q. (2014). Open and continuous fermentation: products, conditions and bioprocess economy. *Biotechnology Journal* 9, 1503-1511.
- Lunelli, B. H., Andrade, R. R., Atala, D. I., Maciel, M. R. W., Maugeri Filho, F., y Maciel Filho, R. (2010). Production of lactic acid from sucrose: strain selection, fermentation, and kinetic modeling. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 161, 227-237.
- Martínez, F. A. C., Balciunas, E. M., Salgado, J. M., González, J. M. D., Converti, A. y de Souza Oliveira, R. P. (2013). Lactic acid properties, applications and production: a review. *Trends in Food Science & Technology* 30, 70-83.
- Nancib, A, Nancib, N. y Boudrant, J. (2009). Production of lactic acid from date juice extract with free cells of single and mixed cultures of *Lactobacillus casei* and *Lactococcus lactis*. *World Journal of Microbiology and Biotechnology* 25, 1423-1429.



- Nancib, A., Nancib, N., Boubendir, A. y Boudrant, J. (2015). The use of date waste for lactic acid production by a fed-batch culture using *Lactobacillus casei subsp. rhamnosus*. *Brazilian Journal of Microbiology* 46, 893-902.
- Pérez, J. L. y Meza, V. S. (2013). Los procesos industriales sostenibles y su contribución en la prevención de problemas ambientales. *Industrial Data* 16, 108-117.
- Pérez-Martínez, A., Cervantes-Mendieta, E., Julián-Ricardo, M.C., González-Suárez, E., Gómez-Atanay, A., Oquendo-Ferrer, H., Galindo-Llanes, P. y Ramos-Sánchez, L. (2012). Procedimiento para enfrentar tareas de diseño de procesos de la industria azucarera y sus derivados. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 11, 333-349.
- Sacramento-Rivero, J.C., Romero, G., Cortés-Rodríguez, E., Pech, E. y Blanco-Rosete, S. (2010). Diagnóstico del desarrollo de biorrefinerías en México. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 9, 261-283.
- Seider, D.W., Seader, J. D., Lewin, D. R., Widagd, S. (2009). *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Design*. John Wiley & Sons, New York.
- Serna-Cock, L. y Rodríguez de Stouvenel, A. (2005). Producción biotecnológica de ácido láctico: Estado del arte. *CYTA-Journal of Food* 5, 54-65.
- Sharma, V. y Mishra, H. N. (2014). Unstructured kinetic modeling of growth and lactic acid production by *Lactobacillus plantarum* NCDC 414 during fermentation of vegetable juices. *LWT-Food Science and Technology* 59, 1123-1128.
- SIAMI - Sistema de Información Arancelaria Vía Internet (2017). [www.economiasnci.gob](http://www.economiasnci.gob). Accesado: 04 julio 2017.
- Yamanè, T., y Shimizu, S. (1984). Fed-batch techniques in microbial processes. En: *Bioprocess parameter control*, pp. 147-194. Springer, Berlin, Heidelberg.
- Young, D. M., y Cabezas, H. (1999). Designing sustainable processes with simulation: the waste reduction (WAR) algorithm. *Computers & Chemical Engineering* 23, 1477-1491.
- Youssef, C. B., Goma, G. y Olmos-Dichara, A. (2005). Kinetic modelling of *Lactobacillus casei* ssp. rhamnosus growth and lactic acid production in batch cultures under various medium conditions. *Biotechnology Letters* 27, 1785-1789.
- Yuan, Z., Chen, B. y Gani, R. (2013). Applications of process synthesis: Moving from conventional chemical processes towards biorefinery processes. *Computers & Chemical Engineering* 49, 217-229.
- Zacharof, M. P. y Lovitt, R. W. (2013). Modelling and simulation of cell growth dynamics, substrate consumption, and lactic acid production kinetics of *Lactococcus lactis*. *Biotechnology and Bioprocess Engineering* 18, 52-64.