

Simulación de un proceso de producción de ácido láctico a partir de caña de azúcar

Candelaria Colombres Garmendia¹, Jonathan Wheeler^{1,2}

¹ Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología, Universidad Nacional de Tucumán

² Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET)

Resumen. Tucumán es la provincia con mayor producción de caña de azúcar del país. La abundancia de esta materia prima impulsa a buscar nuevas alternativas que otorguen mayor flexibilidad y rentabilidad al sector. La producción de ácido láctico resulta una alternativa de buen potencial debido al constante crecimiento de la demanda. En este trabajo se simula un proceso de producción de ácido láctico a partir de melaza de caña de azúcar utilizando el programa de simulación SuperPro Designer®. A partir de la simulación, se determinaron los flujos de materia y energía, se diseñaron los equipos necesarios y se verificó la viabilidad económica del proyecto.

1 Introducción

Argentina es un mediano productor en la industria sucroalcoholera. Actualmente funcionan 23 ingenios azucareros en el país, de los cuales quince están concentrados en Tucumán, tres en Jujuy, dos en Salta, dos en Santa Fe y uno en Misiones. La actividad tiene un fuerte impacto socioeconómico en el NOA. Es una fuente de trabajo vital para la región. El azúcar producido en Tucumán representa el mayor porcentaje de la producción nacional. El área cañera de esta provincia abarca alrededor de 270.000 ha. La actividad sucroalcoholera aporta el 10% del producto bruto provincial, siendo una de las más importantes de la provincia, junto con la cadena productiva del limón [1]. Dada la capacidad productiva de la región y la abundancia de caña de azúcar, continuamente se buscan alternativas productivas para ampliar las posibilidades de mercado y tener mayor flexibilidad en el mismo frente a variaciones en la demanda. Frente a una vasta gama de productos, el ácido láctico (AL) surge como una alternativa muy interesante. Este producto tiene una amplia variedad de aplicaciones y es un precursor de varios compuestos. Se utiliza en la industria alimenticia como regulador de pH y conservante, en la industria del curtido de cueros en procesos de descalcificación, en la industria textil como mordiente para teñir, y puede reemplazar al etilenglicol en anticongelantes. Además, en la industria química, se usa en la producción de óxido de propileno, acetaldehído, ácido poliacrílico, ácido propanoico, lactato de etilo, lactida, propilenglicol, entre otros. Las sales y ésteres del AL, se utilizan como disolventes, emulsionantes y plastificantes. En la industria cosmética se utiliza en la fabricación de productos de higiene y estética por sus efectos hidratantes, antimicrobianos y rejuvenecedores de la piel [2]. En los últimos años, la producción de AL ha aumentado sustancialmente de-

bido a su potencial para la fabricación de ácido poliláctico (PLA), un plástico biodegradable. Por el mismo motivo, se prevé un aumento vertiginoso de la demanda de AL a nivel global, con tasas de crecimiento anual de entre un 10% y 20% [3]. Actualmente, la demanda de AL no se encuentra satisfecha en el país, la mayoría de las importaciones provienen de China y Brasil con precio CIF entre 1,23 y 1,45 USD por kilogramo de AL, y en menor medida, se importan cantidades de Bélgica y Francia [4]. Por lo tanto, la producción de ácido láctico a nivel local sería viable desde un punto de vista económico, mientras se puedan ofrecer precios competitivos frente a las importaciones de Brasil y China, o mediante planes de fomento a la industria.

En este trabajo se ha diseñado y simulado un proceso para la producción de AL a partir de melaza de azúcar, siguiendo los parámetros técnicos del producto y las condiciones de operación óptimas extraídas de la bibliografía. Con los rendimientos productivos, el tamaño de los equipos y la planificación operativa de la producción obtenida, se determinó la factibilidad económica de un proyecto para la instalación de una planta de AL acoplada a un ingenio azucarero.

2 Planteo del problema y metodología propuesta

Dada la disponibilidad de materias primas azucaradas para la producción de ácido láctico, se desea diseñar y simular un proceso para la obtención de AL de grado técnico al 50% en peso. Por tal motivo, se realiza una extensa revisión bibliográfica con el objeto de determinar el microorganismo y las condiciones de operación óptimas de las etapas de producción y purificación. Luego se diseña un proceso utilizando una herramienta de simulación de procesos (SuperPro Designer®, Intelligen® Inc.). A partir de los resultados obtenidos de la simulación, que incluyen, el tamaño y costo de los equipos, la planificación de la producción a nivel operativo y los rendimientos productivos, se determina la factibilidad económica de un proyecto para llevar adelante la producción de AL en una planta acoplada al ingenio azucarero.

3 Caso de estudio

Un ingenio azucarero convencional, bajo el esquema productivo actual, puede destinar aproximadamente 10.000 toneladas de melaza para la producción de AL, las cuales se toman de punto de partida para la simulación del proceso productivo.

3.1 Industrialización del azúcar

El cultivo de la caña es anual, mientras que la actividad fabril (molienda) se realiza sólo en seis meses, entre mayo y mediados de noviembre. En la Fig. 1 se presenta un diagrama de flujo sintetizado del proceso de obtención de azúcar. En primer lugar, la caña de azúcar es troceada, desmenuzada y molida en el trapiche, donde a través de

sucesivos prensados y con el agregado de agua de imbibición se separan dos productos: un jugo azucarado y bagazo, que es la parte fibrosa de la caña.

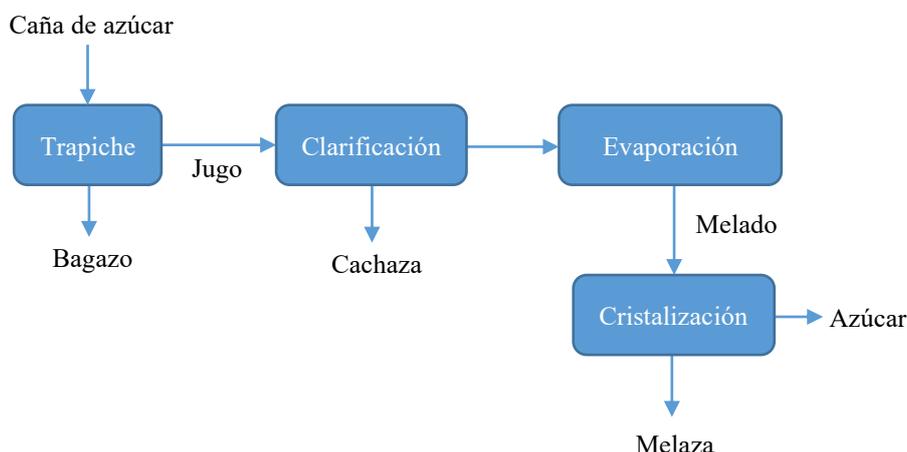


Fig. 1. Diagrama del proceso industrial de elaboración de azúcar.

Luego, el jugo se somete a un tratamiento fisicoquímico conocido como clarificación que permite eliminar sustancias que interfieren en la cristalización de la sacarosa. El jugo clarificado se concentra por evaporación para obtener el melado, una solución de sacarosa al 65% en peso. El melado pasa a la sección de cocimientos donde se produce la cristalización del azúcar. Luego, se efectúan cristalizaciones sucesivas de las mieles obteniéndose azúcar blanco, azúcar crudo y una miel de tercera o miel final conocida como melaza [5]. La melaza, que es la fuente de carbono a emplear para la producción de AL, contiene aproximadamente un 50% (p/p) de azúcares totales, principalmente sacarosa.

3.2 Producción de ácido láctico por fermentación

El AL puede ser obtenido por vía química o biotecnológica. Esta última se basa en la fermentación de sustratos ricos en carbohidratos por bacterias u hongos. Es relativamente rápida, con altos rendimientos y tiene la ventaja de formar enantiómeros D(-) o L(+), motivo por el cual el 90% del AL producido en el mundo es elaborado por vía fermentativa [6]. El AL del tipo L(+) es el de mayor demanda y el más empleado para la producción de bioplásticos (PLA), por lo tanto resulta el producto de interés para el presente trabajo. Las bacterias productoras de AL se dividen en homofermentativas y heterofermentativas según los productos obtenidos. Las primeras son de principal interés ya que producen dos moléculas de AL por molécula de glucosa, lo que da como resultado un rendimiento mayor a 0,90 g/g [7].

Selección del microorganismo. Se analizaron microorganismos productores de AL que fueron estudiados con melaza como principal componente del medio de cultivo.

Para la selección del microorganismo se establecen los siguientes criterios: debe conducir a una alta productividad para reducir los tiempos de fermentación, una alta concentración para simplificar el proceso de separación y purificación, un rendimiento elevado que permita un buen aprovechamiento del sustrato y un alto nivel de pureza óptica. En base a las heurísticas adoptadas se selecciona la bacteria *Enterococcus faecalis* RKY1. Esta se encuentra comúnmente en el tracto intestinal de los mamíferos, las heces humanas, los productos lácteos, las plantas y los insectos, por lo que es relativamente sencilla de aislar y escalar su producción. Esta bacteria posee un metabolismo homofermentativo, por lo tanto, hay una menor generación de subproductos, aumentando los rendimientos del sustrato. Otra razón que justifica el empleo del microorganismo seleccionado es que la melaza no necesita pretratamiento, reduciendo los costos productivos [9].

Medio de cultivo. Al tratarse de una bacteria ácido láctica, las cuales requieren un medio de cultivo muy nutritivo, es necesario añadir una fuente de nitrógeno y suplemento vitamínico, para lo cual se elige el extracto de levadura, que se puede obtener en gran cantidad y a costo muy bajo en las destilerías de los ingenios. Además, el extracto de levadura resulta ser la fuente de nitrógeno más efectiva [8].

Producto final del proceso. Existen diferentes grados comerciales del AL seleccionado disponibles en el mercado, cada uno de los cuales varía en pureza y presentación, dependiendo del uso al que se lo destine. De menor a mayor pureza, se pueden definir los siguientes grados: crudo o técnico, alimenticio, farmacéutico y polimérico. En el presente trabajo se plantea la producción de AL de grado técnico al 50% en peso, para poder destinarlo al mercado como intermediario para la producción de distintos tipos de AL de grado comercial. Para la obtención de productos de grado comercial es necesaria la inclusión de procesos de separación y purificación adicionales que podrían resultar inviables desde el punto de vista económico por la baja escala planteada para el caso de estudio.

4 Diseño y simulación del proceso de producción de ácido láctico

4.1 Pre-fermentación y fermentación

Como se mencionó anteriormente, no es necesario ningún pretratamiento para la materia prima. La concentración de azúcares óptima para la fermentación es 200 g/l debido a que se obtienen mayores valores de concentración final de AL [9]. En el primer paso del proceso la melaza se diluye con agua en las proporciones adecuadas y se estabiliza la temperatura a 38°C [Fig. 2]. Luego la mezcla es transferida al biorreactor para la fermentación. La fermentación se realiza por lotes, la forma más utilizada para la producción de AL. El modo *fed-batch* no resulta ser una mejor opción ya que en la fermentación se produce inhibición por producto, y la productividad es menor que en modo por lotes [10]. La fermentación continua también se descarta por el bajo aprovechamiento del sustrato y el riesgo de contaminación con otros microorganismos. Las condiciones óptimas que permiten alcanzar máxima productividad en la etapa de fermentación se dan a 38°C, pH igual a 7 y continua agitación [9].

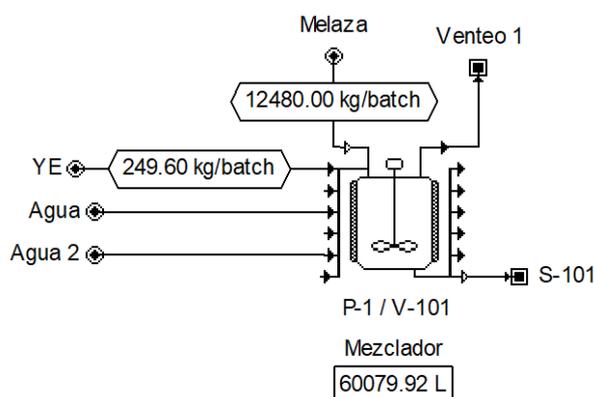
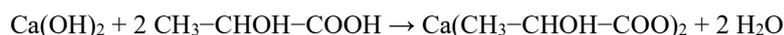


Fig. 2. Diagrama de flujo de la etapa de pre-fermentación (SuperPro Designer®).

Se utiliza un biorreactor de tipo tanque agitado con las siguientes características y elementos:

- Cilíndrico con fondo semielíptico de acero inoxidable al cromo-níquel, provisto de mezcladores a hélice o turbina.
- pH-metro y sistema de control automático que adicione $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 5M para mantener el pH igual a 7.
- Sensor de temperatura y un sistema de refrigeración con control automático para mantener la temperatura a 38°C . Se utilizan serpentines internos.

Para realizar la fermentación, primero se introduce el medio de cultivo al biorreactor, luego se lleva al pH especificado y finalmente se añade el inóculo. Debido a que la producción es inhibida por el propio AL, el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ permite mantener el pH constante neutralizando el AL, produciendo lactato de calcio según la siguiente reacción:



Se utiliza hidróxido de calcio por ser relativamente más barato que el hidróxido de sodio o amonio, y porque es fácilmente separado por precipitación. Además, resulta más efectivo en la neutralización [11].

Concentraciones celulares mayores a 17 g/l, obtenidas a partir del reciclo de biomasa permiten incrementar la productividad, disminuyendo el tiempo de fermentación considerablemente [12]. Además, de esta forma se necesita solo el 26% del extracto de levadura (YE) comparado con una fermentación por lote sin reciclo celular [13]. Por lo tanto, se reciclan las células, manteniendo una densidad de biomasa elevada. El diagrama de flujo que representa la etapa de fermentación puede observarse en la Fig. 3. Se utiliza una centrífuga que permite separar la biomasa a medida que se descarga el biorreactor, y transferir una parte al fermentador siguiente, mientras que el exceso de biomasa se descarta. De esta manera es posible completar la fermentación en 15 horas. Finalmente, el caldo de fermentación, libre de biomasa, se deposita en un tanque de almacenamiento (V-102), para dar comienzo a las etapas de separación y purificación del AL.

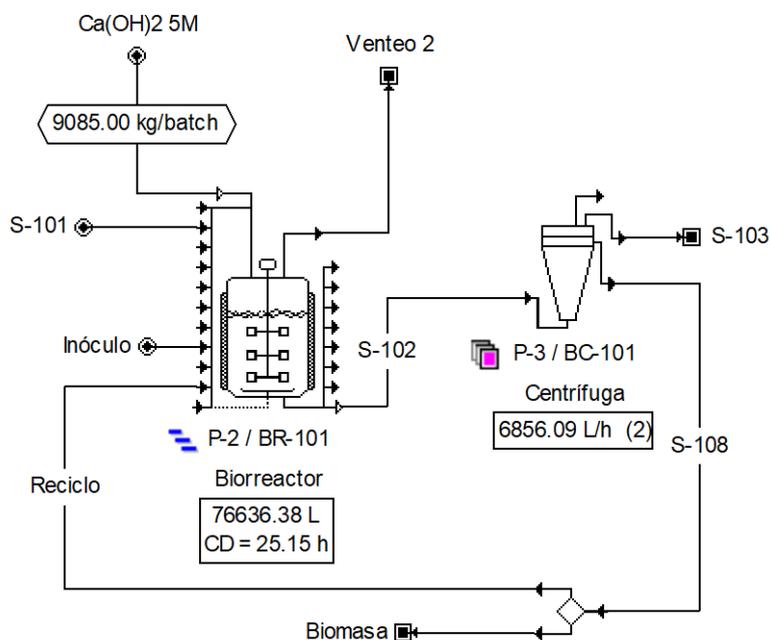
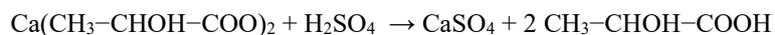


Fig. 3. Etapa de fermentación y reciclo celular (SuperPro Designer®)

4.2 Separación y purificación del ácido láctico

El proceso de separación y purificación diseñado, que permite obtener AL al 50% en peso, puede observarse en la Fig. 4. Se decide realizar esta etapa de forma continua para beneficiar la operación de la misma. Para ello, el caldo proveniente de la centrifuga se descarga en un tanque de almacenamiento que actúa como pulmón para la etapa de purificación. El AL es recuperado del licor de fermentación, mediante la disociación del lactato de calcio con ácido sulfúrico, produciendo sulfato de calcio (yeso) como se indica en la siguiente reacción:



Luego de la acidificación (V-103), el yeso es removido por un filtro rotatorio (RVF-101). Durante esta operación se recupera un 92% del AL presente en el caldo de fermentación [14]. El 8% restante se pierde con la torta del filtro. Se genera aproximadamente 1 tonelada de yeso por tonelada de AL [15].

Debido a las grandes cantidades de agua incorporadas en la dilución e hidrólisis y la producida en la reacción de neutralización, se requiere una etapa de evaporación para removerla y un secador por aspersión o secador spray para obtener el producto final con una concentración de 50% p/p de AL. El 50% de impurezas está compuesto por agua, azúcares no fermentables y trazas de materias primas, productos intermedios y otros ácidos orgánicos que se producen como consecuencia de algunas desviaciones de

las condiciones óptimas de pH, concentración de sustratos o en zonas del biorreactor con un mezclado incompleto [16].

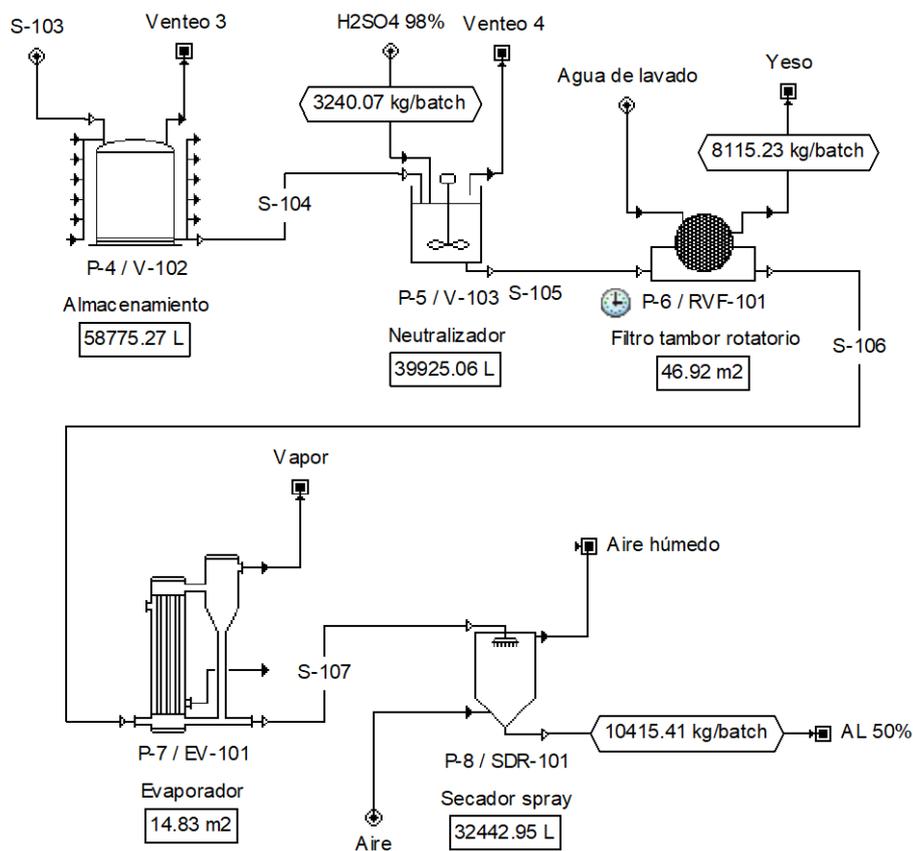


Fig. 4. Etapa de separación y purificación (SuperPro Designer®)

En la Tabla 1 se resumen los flujos, composiciones y temperaturas de las corrientes principales del proceso para cada lote. Fueron omitidas las corrientes de materias primas, ya que sus flujos máxicos y concentraciones se encuentran previamente detallados.

4.3 Planificación de la operación del proceso

Para obtener el esquema operativo de la producción de AL, se programan los tiempos de operación de cada una de las etapas en el simulador SuperPro Designer®. En la Tabla 2 se muestran las operaciones que integran el proceso y sus características principales.

Tabla 1. Flujos másicos, temperaturas y composiciones (p/p) de las corrientes principales del proceso.

Corriente	S-101	S-102	Reciclo	Biomasa	S-103	S-105	Yeso	S-106	S-107	AL 50%
Flujo másico (kg/lote)	55.732	72.869	8.047	1.097	63.724	66.960	8.115	59.013	26.734	10.415
Temperatura (°C)	38	38	38	38	38	79	77	79	55	70
ANF	4,48	3,79	3,31	3,31	3,86	3,67	1,69	3,94	8,69	22,30
Biomasa	0,00	1,78	13,76	13,76	0,06	0,06	0,47	0,00	0,00	0,01
Glucosa	11,20	0,09	0,07	0,07	0,09	0,08	0,04	0,09	0,20	0,50
Hidróxido de Ca	0,00	0,12	0,11	0,11	0,12	0,12	0,98	0,00	0,00	0,00
Impurezas	0,22	0,19	0,17	0,17	0,19	0,18	1,36	0,02	0,05	0,12
Lactato de Ca	0,00	10,63	9,28	9,28	10,82	0,05	0,02	0,06	0,12	0,31
Agua	83,65	82,63	72,17	72,17	84,13	80,16	39,00	85,88	68,83	20,00
YE	0,45	0,07	0,51	0,51	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00
Yeso	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6,38	51,10	0,22	0,48	1,23
Ác. propanoico	0,00	0,14	0,12	0,12	0,14	0,13	1,10	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,28	0,24	0,24	0,28	0,27	0,12	0,29	0,63	1,62
Ácido cítrico	0,00	0,17	0,14	0,14	0,17	0,16	0,07	0,17	0,38	0,97
Ácido diláctico	0,00	0,04	0,03	0,03	0,04	0,03	0,02	0,04	0,08	0,21
Ácido fórmico	0,00	0,09	0,08	0,08	0,09	0,09	0,04	0,10	0,21	0,54
Ácido láctico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8,46	3,90	9,06	20,00	51,34
Ácido sulfúrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,14	0,06	0,15	0,33	0,84

Tabla 2. Descripción de las operaciones.

Operación	Descripción
P-1 en V-101	Mezclador (4,73 h)
Carga de agua	Carga 35.000 L a V-101, usando la corriente 'Agua'.
Carga de YE	Carga 249,6 kg de YE a V-101.
Carga de melaza	Carga 12.480 kg de Melaza a V-101.
Agitación	Agitar por 284 min a 0,10 kW/m ³ .
Dilución de glucosa a 102g/l	Carga 'Agua 2' hasta obtener 116 g/L de glucosa.
Calentamiento	Calentar a 0,20 °C/min hasta 38 °C.
Transferencia a biorreactor	Transferir 100% de V-101 a BR-101 a 20.000 L/h.
P-2 en BR-101	Biorreactor (25,15 h)
Reciclo de biomasa	Transferir en 5 h de BC-101 a BR-101.
Carga del biorreactor	Transferir en 162 min de V-101 a BR-101.
Inoculación	Cargar 8 kg de Biomasa a BR-101, usando la corriente 'Inóculo'.
Fermentación	Fermentar por 15 h, a 38 °C y 1 atm, en condiciones anaeróbicas.
Oligomerización	Reacción por 15 h.
Neutralización del AL	Reacción por 15 h.
Transferencia a centrífuga	Transferir 100% de BR-101 a BC-101 a 13.805 L/h.
Limpieza del biorreactor	Ejecutar limpieza.
P-3 en BC-101	Centrífuga (5,03 h)
Centrifugación	Centrifugar por 301,8 min para remover sólidos.
P-4 en V-102	Almacenamiento (5,00 h)
Almacenamiento	Almacenar continuamente, en condiciones adiabáticas.
P-5 en V-103	Neutralizador (5,03 h)
Neutralización	Reaccionar continuamente con tiempo de residencia de 3 h.
P-6 en RVF-101	Filtro tambor rotatorio (4,90 h)
Agregado pre-capa	Mantener por 0.10 h.
Filtración	Filtrar 250 L/m ² -h, por 4.9 h, con agua de limpieza 169.6 L/ciclo.
P-7 en EV-101	Evaporador (5,03 h)
Evaporación	Evaporar continuamente.
P-8 en SDR-101	Secador spray (5,03 h)
Secado por aspersión	Secar 100 (kg/h)/m ³ , con contenido volátil en gas de 0.02 p/p y a 70 °C.

El diagrama de ocupación de los equipos para 6 lotes consecutivos se muestra en la Fig. 5. La preparación y acondicionamiento de la materia prima opera por lotes mientras que las etapas de recuperación y purificación del producto funcionan de forma continua y en paralelo, lo que se puede observar cuando un lote (B#) se procesa inmediatamente después del otro en las etapas BC-101, V-102, V-103, EV-101, SDR-101 y RVF-101.

Dada la duración de cada una de las etapas (Tabla 2), se pudo determinar que el tiempo de procesamiento para un lote es de aproximadamente 30 horas. Este valor representa el tiempo transcurrido desde la preparación de las materias primas hasta la obtención del producto final para un solo lote de AL. El tiempo de ocupación del biorreactor para cada lote es de alrededor de 25 horas, donde 15 horas corresponden a la fermentación, y las 10 horas restantes a los tiempos de carga de la mezcla de cultivo y la descarga del caldo de fermentación.

A partir de este diagrama se puede determinar que la etapa de fermentación en el biorreactor resulta un cuello de botella (etapa de mayor duración). Por lo que para aumentar la productividad deberían analizarse las posibilidades de mejora para esta etapa.

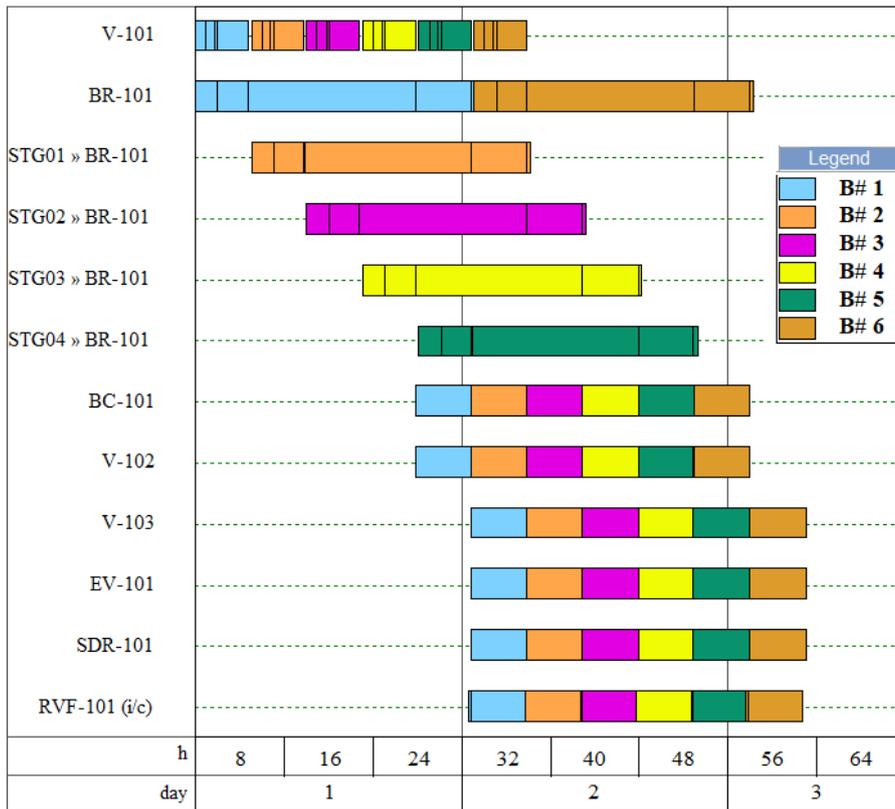


Fig. 5. Diagrama de ocupación de equipos para 6 lotes (SuperPro Designer®).

Los resultados indican la necesidad de solo cinco fermentadores para llevar adelante la producción. La operación de forma escalonada de estos, permitiría a la planta iniciar un nuevo lote cada 5 horas.

Con el esquema obtenido, en el que se puede iniciar un lote cada 5hs y cada lote tiene un tiempo de procesamiento de 30 horas, se pudo determinar que en los seis meses de duración de la molienda en la industria azucarera, se podrían llevar a cabo 853 lotes dando una producción total de 8.884 tn de AL al 50%.

5 Evaluación económica

Con el fin de evaluar la factibilidad económica del proyecto, se estima la inversión total de capital del proyecto que incluye: el capital para comprar los equipos y construir las instalaciones, y el capital necesario para la operación de la planta. No se tendrá en cuenta el costo del terreno dado que los ingenios en general poseen predios lo suficientemente grandes para ampliar las plantas de proceso.

En primer lugar, se estima el precio de los equipos utilizando los volúmenes y capacidades de la simulación y a partir del sitio web Matche [17]. Dado que el ácido láctico es muy corrosivo, todos los equipos deben ser de acero inoxidable 316. Los precios de años anteriores se actualizaron utilizando el índice CEPCI. La Tabla 3 muestra los costos de los equipos y sus volúmenes obtenidos. Todos los valores utilizados se encuentran en dólares americanos.

Tabla 3. Costos, volúmenes y cantidades de los equipos.

Equipo	Cantidad	Descripción	Volumen	Costo FOB unitario (USD)
V-101	1	Tanque mezclador	70.000 L	140.000
BR-101	5	Fermentador	80.000 L	1.000
BC-101	2	Centrífuga	7.000 L/h	300.000
V-102	1	Tanque de almacenamiento	80.000 L	88.000
V-103	1	Tanque de acidificación	40.000 L	200.000
RVF-101	1	Filtro rotatorio al vacío	50 m ²	206.000
EV-101	1	Evaporador	15 m ²	110.000
SDR-101	1	Secador spray	35.000 L	237.000
Otros		Bombas, válvulas, etc.		397.000
Inversión total en equipos				1.983.000

Se considera que los biorreactores, ya se encuentran disponibles en el ingenio y sólo se necesita una inversión de 1.000 USD por cada uno, para realizar tareas de manteni-

miento. Para calcular la inversión final, los costos de la Tabla 3 se corrigen por nacionalización, utilizando el factor 1,25, obteniéndose un valor de 2.478.750 USD. La inversión total se calcula a partir de la inversión en los equipos principales, multiplicada por un factor de 5,5. Los rubros restantes necesarios para la instalación son: obras civiles, fletes, seguros, montaje industrial, instalación eléctrica, cañerías, gastos preoperativos, contingencias, estudios, supervisión, capital de trabajo, y otros. De esta forma, se estima una inversión total de 13.679.002 USD.

El costo anual de operación se calcula sumando los costos en materia prima, servicios auxiliares y mano de obra, y añadiendo además costos por impuestos, gastos generales y gastos por mantenimiento, calculados como un porcentaje de la inversión fija, costos de laboratorio y administrativos, calculados como un porcentaje de los costos en mano de obra, y costos por depreciación.

La Tabla 4 muestra los consumos anuales de materia prima y los costos correspondientes, mientras que en la Tabla 5 se muestran los costos de los servicios auxiliares a partir de los datos obtenidos de la simulación. Los precios unitarios del vapor y de la energía eléctrica se consideran bajos en relación a los costos convencionales para industria, dado que los ingenios realizan cogeneración de energía y tienen capacidad suficiente para suministrar electricidad y vapor a todo el proceso durante el período de funcionamiento.

Tabla 4. Costos de las materias primas.

Materia prima	Costo unitario (USD/tn)	Consumo anual (tn)	Costo anual (USD/año)	%
Ácido sulfúrico al 98%	70	2.764	193.480	9,3
Hidróxido de calcio	100	2.095	209.500	10,1
Melaza	150	10.645	1.596.750	76,7
Extracto de levadura	380	213	80.940	3,9
Total			2.080.670	100

Tabla 5. Costos de los servicios auxiliares.

Servicio auxiliar	Costo unitario (USD)	Consumo anual	Unidad	Costo anual (USD/año)	%
Energía eléctrica	0,03	1.815.844	kW-h	54.475	15,51
Vapor	4	62.204	MT	248.816	70,85
Agua fría	0,4	119.772	MT	47.909	13,64
Total				351.200	100

La cantidad de horas-hombre anuales necesarias, según los equipos que integran el proceso son 84.290 y, tomando en cuenta un salario de 4,60 dólares por hora, los costos anuales de mano de obra serían de 387.734 USD.

Para computar la depreciación se utilizó el método de la línea recta, considerando una vida útil de 15 años. Sumando los ítems anteriores, se estima un costo anual de operación de 4.773.701 USD.

Luego, se calculan los ingresos totales por ventas teniendo en cuenta el precio de venta unitario del ácido láctico al 50%, 1.360 USD/ton, y el total anual producido, 8.884 ton/año. El ingreso anual que se podría obtener teniendo en cuenta estos valores sería de 12.082.240 USD/año.

Para calcular los flujos de caja del proyecto, se considera un horizonte de tiempo de 10 años y una tasa de corte del 20%. Se tienen en cuenta los valores residuales para el activo fijo y para el capital de trabajo, al término del horizonte económico. La inversión en capital de trabajo se recupera totalmente, mientras que el valor residual de la inversión fija se calcula restándole a la misma la depreciación acumulada a lo largo del horizonte económico. El impuesto a las ganancias se calcula como el 35% del resultado del ingreso por ventas menos el costo anual de operación, teniendo en cuenta la depreciación.

Para determinar la prefactibilidad del proyecto se calcula el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). El VAN constituye la sumatoria del flujo de caja actualizada a una fecha base en base a la tasa de corte. La TIR es la tasa de descuento que anula el VAN. Los valores obtenidos son 10.534.169 USD y 41%, respectivamente. Siendo el VAN mayor a cero y la TIR mayor a la tasa de corte considerada para el cálculo, se comprueba que el proyecto podría ser rentable en base a las asunciones utilizadas.

Conclusiones

En el trabajo desarrollado se determinó, a partir de una extensa revisión bibliográfica, el microorganismo y las condiciones de operación óptimas para un proceso de obtención de AL al 50% en peso, tomando en cuenta el AL de mayor demanda en el mercado actualmente.

Haciendo uso de herramientas de simulación, se diseñó y simuló el proceso usando las condiciones de operación óptimas y se pudieron determinar los equipos necesarios, el diagrama de flujo y el esquema operativo para una planta de producción de AL a partir de melaza de caña de azúcar.

A partir de los datos obtenidos de la simulación, los costos de equipamientos, servicios e insumos, se pudo evaluar la factibilidad económica para la instalación de la planta de producción de AL acoplada a un ingenio azucarero.

Para asegurar las conclusiones obtenidas, se debería analizar la incertidumbre en algunos parámetros de diseño, como ser, la concentración de azúcares en la melaza y los subproductos obtenidos frente a desvíos en las condiciones de operación del fermentador. Así también, analizar la sensibilidad de los resultados económicos obtenidos frente a variaciones en los precios de costo y venta utilizados.

Referencias

1. Ministerio de Hacienda. Argentina. Informes de Cadena de Valor. Azucarera. (2018).
2. Komesu, A., Oliveira, J. A. R. d., Martins, L. H. d. S., Wolf Maciel, M. R. & Maciel Filho, R. (2017). Lactic acid production to purification: A review, *BioRes.* 12(2). 4364-4383.
3. <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/lactic-acid-and-poly-lactic-acid-market> visitada el 03/2021.
4. Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC) <https://comex.indec.gov.ar/#/> visitada el 03/2021.
5. Nishihara Hun, A.L., Mele, F. D. & Pérez, G. A. (2015). Perfil ambiental de la industria azucarera de la provincia de Tucumán obtenido a partir de la técnica del Análisis del Ciclo de Vida.
6. Castillo Martinez, F. A., Balciunas, E. M., Salgado, J. M., Domínguez González, J. M., Converti, A. & Pinheiro de Souza Oliveira, R. (2013). Lactic acid properties, applications and production: A review.
7. Serna-Cock, L. & Rodríguez-de Stouvenel, A. (2005). Producción biotecnológica de ácido láctico: estado del arte, *Cyta - Journal of Food*, 5:1, 54-65.
8. Oh, H., Wee, Y.-J., Yun, J.-S., & Ryu, H.-W. (2003). Lactic Acid Production Through Cell-Recycle Repeated-Batch Bioreactor. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 107(1-3), 603–614.
9. Wee, Y.-J., Kim, J.-N., Yun, J.-S., & Ryu, H.-W. (2004). Utilization of sugar molasses for economical L(+)-lactic acid production by batch fermentation of *Enterococcus faecalis*. *Enzyme and Microbial Technology*, 35(6-7), 568–573.
10. Wee Y. J., Kim J. N., Yun J. S., Park D. H., Kim D. M. & Ryu H. W. (2004). Fed-batch Culture of *Enterococcus faecalis* RKY1 for L(+)-Lactic Acid Production.
11. Komesu, A., Wolf Maciel, M. R., Rocha de Oliveira, J. A., da Silva Martins, L. H., & Maciel Filho, R. (2016). Purification of Lactic Acid Produced by Fermentation: Focus on Non-traditional Distillation Processes. *Separation & Purification Reviews*, 46(3), 241–254.
12. Reddy, L. V., Kim, Y.-M., Yun, J.-S., Ryu, H.-W., & Wee, Y.-J. (2016). L-Lactic acid production by combined utilization of agricultural bioresources as renewable and economical substrates through batch and repeated-batch fermentation of *Enterococcus faecalis* RKY1. *Bioresource Technology*, 209, 187–194.
13. Wee, Y.-J., Yun, J.-S., Kim, D., & Ryu, H.-W. (2006). Batch and repeated batch production of L(+)-lactic acid by *Enterococcus faecalis* RKY1 using wood hydrolyzate and corn steep liquor. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology*, 33(6), 431–435.
14. Min, D.-J., Choi, K. H., Chang, Y. K., & Kim, J.-H. (2011). Effect of operating parameters on precipitation for recovery of lactic acid from calcium lactate fermentation broth. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 28(10), 1969–1974.
15. Komesu, A., Wolf Maciel, M. R., & Maciel Filho, R. (2017). Separation and Purification Technologies for Lactic Acid – A Brief Review. *BioResources*, 12(3).
16. Vaidya, A. N., Pandey, R. A., Mudliar, S., Suresh Kumar, M., Chakrabarti, T. & Devotta, S. (2005) Production and Recovery of Lactic Acid for Polylactide—An Overview, *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 35:5, 429-467.
17. Matches. <https://www.matche.com/equipcost/Default.html> visitada el 04/2021.