



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE SAN LUIS
POTOSÍ



FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

POSGRADO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

**Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de
ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares.**

Tesis que para obtener el grado de:

Maestría en Ciencias en Ingeniería Química

Presenta:

Sergio Torres Ramírez

Director de Tesis:

Dr. Mario Moscosa Santillán

Codirectora de Tesis:

M.C. Rosa Elena Delgado Portales



UASLP-Sistema de Bibliotecas
Repositorio Institucional Tesis digitales Restricciones de uso
DERECHOS RESERVADOS
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en este Trabajo Terminal está protegido por la Ley Federal de Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos.

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde se obtuvo, mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto o con fines de lucro, reproducción, edición o modificación será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares © 2025 por Torres Ramírez Sergio se distribuyó bajo una licencia Creative Commons Attribution-NonCommercial-NoDerivatives 4.0 International

Este proyecto se realizó en el *Laboratorio de Microbiología de Alimentos de la Facultad de Ciencias Químicas* adscrito a la *Universidad Autónoma de San Luis Potosí*, en el periodo comprendido entre mayo de 2025 a junio de 2025, bajo la dirección del *Dr. Mario Moscota Santillán* y la M.C. Rosa Elena Delgado Portales. Este proyecto fue realizado con recursos propios.

El programa de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química de la Universidad Autónoma de San Luis Potosí pertenece al Sistema Nacional de Posgrados de Calidad (SNP) de SECIHTI, registro 000896. Número de la beca otorgada por SECIHTI 4002658. Número de CVU: 1317420.

Los datos del trabajo titulado *Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares* se encuentran bajo el resguardo de la *Facultad de Ciencias Químicas* y pertenecen a la Universidad Autónoma de SanLuis Potosí.

Solicitud de Registro de Tesis Maestría

San Luis Potosí, S.L.P a 03/05/2024

Comité Académico

En atención a: Coordinador/a del Posgrado

Por este conducto solicito a Usted se lleve a cabo el registro de tema de tesis de Maestría, el cual quedo definido de la siguiente manera: Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares que desarrollará el/la estudiante: Sergio Torres Ramírez bajo la dirección y/o Co-dirección de: el Dr. Mario Moscota Santillán y la M.C. Rosa Elena Delgado Portales.

Asimismo, le comunico que el proyecto en el cual trabajará el alumno involucrará el manejo de animales de experimentación, estudios con seres humanos o muestras derivadas de los mismos, el manejo y/o generación de organismos genéticamente modificados y requiere de aval de Comité de Ética e investigación de la FCQ.

(Complete la opción que aplique en su caso):

() Sí debido a que: _____

() No

(X) No Aplica

Sin otro particular, quedo de Usted.

A T E N T A M E N T E

Sergio Torres Ramírez

Dr. Mario Moscota Santillán



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE SAN LUIS POTOSÍ



FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

POSGRADO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de
ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares

Tesis que para obtener el grado de:
Maestría en Ciencias en Ingeniería Química

Presenta:
Sergio Torres Ramírez

SINODALES:

Presidente:

Secretario:

Vocal:

Vocal:

SAN LUIS POTOSÍ, S.L.P.

JULIO, 2025

INTEGRANTES DEL COMITÉ TUTORIAL ACADÉMICO

Dr. Mario Moscosa Santillán: Director de tesis, adscrito al Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química de la Universidad Autónoma de San Luis Potosí, San Luis Potosí, S.L.P.

Mtra. Rosa Elena Delgado Portales: Codirectora, adscrita a la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Autónoma de San Luis Potosí, San Luis Potosí, S.L.P.

Dra. María Zenaida Saavedra Leos: Tutora, adscrita al Posgrado en Ciencias en Bioprocesos de la Universidad Autónoma de San Luis Potosí, San Luis Potosí, S.L.P.

Dr. Edgar Moctezuma Velázquez: Tutor, adscrito al Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química de la Universidad Autónoma de San Luis Potosí, San Luis Potosí, S.L.P.

Carta Cesión de Derechos

San Luis Potosí, S.L.P., a 11/08/2025

En la ciudad de San Luis Potosí el día 11 del mes de agosto del año 2025. El que suscribe Sergio Torres Ramirez Alumno(a) del programa de posgrado en Ciencias en Ingeniería Química adscrito a la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Autónoma de San Luis Potosí, manifiesta que es autor(a) intelectual del presente trabajo terminal, realizado bajo la dirección de: Dr. Mario Moscosa Santillán y M.C. Rosa Elena Delgado Portales y cede los derechos del trabajo titulado Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares a la **Universidad Autónoma de San Luis Potosí**, para su difusión con fines académicos y de investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir de forma total o parcial texto, gráficas, imágenes o cualquier contenido del trabajo si el permiso expreso del o los autores. Éste, puede ser obtenido directamente con el autor o autores escribiendo a la siguiente dirección storresramirez48@gmail.com. Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.

Sergio Torres Ramírez



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE SAN LUIS POTOSÍ
Facultad de Ciencias Químicas
Centro de Investigación y Estudios de Posgrado
Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química
Programa de Maestría
Formato M28

Carta de Análisis de Similitud

San Luis Potosí SLP a 11 de agosto de 2025

L.B. María Zita Acosta Nava
Biblioteca de Posgrado FCQ

Asunto: Reporte de porcentaje de similitud de tesis de grado

Por este medio me permito informarle el porcentaje de similitud obtenido mediante Ithenticate para la tesis titulada **Evaluación de la factibilidad técnico-económica de la producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares**. La tesis es requisito para obtener el grado de Maestría en el Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química. El análisis reveló un porcentaje de similitud de **19%** incluyendo referencias y metodología.

Agradezco su valioso tiempo y dedicación para llevar a cabo una revisión exhaustiva de forma de la tesis. Quedo a su disposición para cualquier consulta que pueda surgir en el proceso.

Sin más por el momento, le envío un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E

Dr. Erik César Herrera Hernández
Coordinador Académico del
Posgrado en Ciencias en Ingeniería
Química

- Mi padre fue un hombre bueno. Vivió en esa época en la que todo era malo. En que no se podían hacer planes para el mañana, pues el mañana era incierto y el hoy no terminaba todavía. Los tiempos eran malos: no se veía el cielo ni la tierra; ni si había sol o si el viento venía del norte o del sur. Todo era malo para el mundo. Pero mi padre era bueno y creía en la vida.

MI PADRE. Juan Rulfo

Para mi padre, quien me mostró como ser un buen hijo,
un buen hermano, un buen padre, un buen hombre, y un
buen ser humano.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo, fruto de años de esfuerzo, dedicación y perseverancia, a mis padres, pilares fundamentales en mi vida.

A mi madre, cuyo esmero, paciencia y amor incondicional han sido la fuerza silenciosa que me ha sostenido en cada paso. Gracias por creer en mí incluso en los momentos en que yo dudaba, por enseñarme que la constancia y la bondad siempre encuentran su recompensa.

A mi padre, por inculcarme el valor del trabajo, la responsabilidad y la honestidad. Aunque hoy no estés físicamente conmigo, tu ejemplo sigue vivo en mi corazón. Cada logro que alcanzo es también tuyo, y sé que, de estar aquí, te sentirías profundamente orgulloso de este capítulo que cierro y de los nuevos caminos que estoy por emprender.

Extiendo esta dedicatoria a mis amigos y a todas las personas que me han acompañado en este recorrido, compartiendo alegrías y tendiéndome la mano en los momentos difíciles. Su compañía, palabras de aliento y gestos sinceros han hecho más llevadero este camino y me han recordado que, incluso en las etapas más duras, nunca he estado solo.

Este logro no es únicamente mío; es el reflejo del amor, el apoyo y la confianza que he recibido de todos ustedes.

GRACIAS!!

AGRADECIMIENTOS ACADÉMICOS

Quiero expresar mi más sincero agradecimiento a la Universidad Autónoma de San Luis Potosí (UASLP), y en especial al Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química, así como a toda su planta docente, por brindarme la oportunidad de formarme académicamente y proporcionarme las herramientas necesarias para mi desarrollo profesional y personal.

Al Dr. Mario Moscosa Santillán, por aceptarme en este proyecto, por su asesoría, paciencia y apoyo constante a lo largo de este trabajo. Su guía ha sido fundamental para el desarrollo de esta tesis.

A la M.C. Rosa Elena Delgado Portales, por su respaldo en los momentos más importantes y por defenderme cuando lo necesité, recordándome el valor de la solidaridad y la empatía dentro del ámbito académico.

A la I.A. Alejandra Loredó Becerra, por brindarme generosamente su tiempo, conocimiento y apoyo en el laboratorio, contribuyendo de manera significativa al avance y conclusión de esta investigación.

A todos ellos, y a quienes, de una u otra forma, han aportado su esfuerzo, conocimientos y palabras de aliento, mi más profundo agradecimiento.

RESUMEN

El poliácido málico (PMA) es un poliéster soluble en agua formado por la repetición de unidades de ácido málico mediante enlaces éster, mientras que el pululano es un polisacárido también soluble en agua compuesto por unidades de maltotriosa unidas por enlaces $\alpha(1\rightarrow4)$ y $\alpha(1\rightarrow6)$. Ambos compuestos pueden producirse por fermentación microbiana usando el hongo *Aureobasidium pullulans*.

Este estudio evalúa la coproducción de PMA y pululano a partir de residuos azucarados de la industria confitera, mediante fermentación y simulación en SuperPro Designer® v8.5, utilizando parámetros cinéticos experimentales.

Con una concentración inicial de 0.12 g/mL de azúcares, tras 240 horas de fermentación se obtuvieron 0.034 g/mL de PMA y 0.031 g/mL de pululano. Los rendimientos fueron de 0.611 g/g para PMA y 0.557 g/g para pululano, con productividades de 0.1417 y 0.1292 g/L·h, respectivamente.

Económicamente, la inversión total fue de 40.78 millones de pesos, siendo los equipos e infraestructura los principales costos. Los ingresos anuales alcanzaron 20.88 millones de pesos, de los cuales el 90.6% provino del pululano (811.64 MXN/kg) y el 9.4% del PMA (81.16 MXN/kg).

La tasa interna de retorno (TIR) fue del 11.34% y el periodo de recuperación de la inversión fue de 5.8 años (8 años ajustado).

El análisis de sensibilidad reveló que el proceso es sensible a la disponibilidad de materia prima y al precio de venta, pero menos afectado por los costos de servicios. En conjunto, el proyecto es una alternativa técnica y económicamente viable para valorizar residuos industriales.

Palabras clave: Valorización de residuos alimentarios, ácido málico, fermentación microbiana, economía de biopolímeros, *Aureobasidium pullulans*.

ABSTRACT

Polymalic acid (PMA) is a water-soluble polyester formed by repeating malic acid units through ester bonds, while pullulan is a water-soluble polysaccharide composed of maltotriose units linked by α (1 $\rightarrow$ 4) and α (1 $\rightarrow$ 6) bonds. Both compounds can be produced by microbial fermentation using the fungus *Aureobasidium pullulans*.

This study evaluates the co-production of PMA and pullulan from sugary waste from the confectionery industry, through fermentation and simulation in SuperPro Designer® v8.5, using experimental kinetic parameters.

With an initial concentration of 0.12 g/mL of sugars, 0.034 g/mL of PMA and 0.031 g/mL of pullulan were obtained after 240 hours of fermentation. The yields were 0.611 g/g for PMA and 0.557 g/g for pullulan, with productivities of 0.1417 and 0.1292 g/L h, respectively.

Economically, the total investment was 40.78 million pesos, with equipment and infrastructure being the main costs. Annual revenue reached 20.88 million pesos, of which 90.6% came from pullulan (811.64 MXN/kg) and 9.4% from PMA (81.16 MXN/kg).

The internal rate of return (IRR) was 11.34%, and the payback period was 5.8 years (8 years adjusted).

Sensitivity analysis revealed that the process is sensitive to raw material availability and sales price, but less affected by service costs. Overall, the project is a technically and economically viable alternative for recovering industrial waste.

Keywords: Circular economy, food waste valorization, malic acid, microbial fermentation, biopolymer economy, pullulan, sustainable production, *Aureobasidium pullulans*.

CONTENIDO

RESUMEN	xi
INDICE DE TABLAS	xvi
INDICE DE FIGURAS	xviii
GLOSARIO DE SIMBOLOS Y ABREVIATURAS	xix
INTRODUCCIÓN	1
1. ANTECEDENTES	4
1.1. IMPORTANCIA DEL ÁCIDO MÁLICO	4
1.2. MÉTODOS DE OBTENCIÓN DEL ÁCIDO MÁLICO	4
1.2.1. Métodos químicos	4
1.2.2. Métodos biotecnológicos	5
1.2.2.1. Producción de ácido málico mediante <i>Aureobasidium sp.</i>	6
1.3. PULULANO: COPRODUCCIÓN CON PMA, IMPORTANCIA Y PRODUCCIÓN.....	7
1.4. IMPORTANCIA ECONÓMICA DEL ÁCIDO MÁLICO Y EL PULULANO.....	10
1.5. PRODUCCIÓN DE ÁCIDO MÁLICO A PARTIR DE RESIDUOS	13
1.5.1. Residuos agroindustriales (paja, batata, melaza, etc.)	13
1.5.2. Uso de residuos de la industria confitera para la producción de PMA.....	14
1.5.3 Valorización de residuos confiteros: estudio base para esta investigación.....	15
1.6 ESTUDIOS DE FACTIBILIDAD ECONÓMICA.....	17
1.6.1 Jugo de caña de azúcar, glucosa y almidón de maíz como sustratos	17
1.6.2 Melaza de soya, cáscara de soya y maíz como sustrato	18
2. JUSTIFICACIÓN E HIPÓTESIS.....	20
3. OBJETIVOS	22
3.1 OBJETIVO GENERAL.....	22
3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	22
4. METODOLOGÍA.....	23
4.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO MÁLICO	23
4.1.1 Descripción del proceso de producción de ácido málico en SuperPro Designer®	23
4.1.1.1 Pretratamientos	23
4.1.1.2 Fermentación y purificación	24
4.1.2 Composición de la materia prima ingresada en la simulación.....	26
4.1.3 Modelo cinético.....	28
4.1.4 Balance de materia y estructura de la simulación	33

4.1.5 Cálculo de rendimientos y productividad.....	35
4.2 VALIDACIÓN EXPERIMENTAL.....	36
4.2.1 Ensayos fermentativos para la validación del modelo de simulación.....	36
4.2.2 Seguimiento de la fermentación	37
4.3 OBTENCIÓN DE COSTOS	38
4.3.1 Costos de Materias Primas	38
4.3.2 Costos de los Equipos.....	39
4.3.3 Costos de los servicios.....	40
4.4. EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD ECONÓMICA	42
4.4.1 Costo total de los equipos base (C_{BM}).....	42
4.4.2 Inversión Total de Capital (C_{TCI})	43
4.4.3 Costo total de producción (C)	44
4.4.4 Ventas anuales (S_a).....	46
4.4.5 Indicadores financieros.....	46
4.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	48
4.5.1 Cantidad de materia prima	48
4.5.2 Costos de servicios.....	48
4.5.3 Precio de venta.....	48
5. RESULTADOS.....	49
5.1 RESULTADOS DEL MODELADO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO EN SUPERPRO DESIGNER®	49
5.1.1 Esquema del proceso.....	49
5.1.2 Parámetros cinéticos	50
5.1.3 Definición de entradas y salidas en el balance de materia	51
5.1.4 Rendimientos y productividad	53
5.2 VALIDACIÓN EXPERIMENTAL.....	58
5.2.1 Crecimiento microbiano y generación de biomasa.....	58
5.2.2 Rendimientos y productividad experimental	60
5.2.2.1. Análisis estadístico descriptivo de los resultados experimentales	61
5.2.3 Comparación de los resultados experimentales con los resultados de la simulación.....	62
5.3 PRECIOS DE MATERIAS PRIMAS, EQUIPOS Y SERVICIOS	62
5.3.1 Materia prima	62
5.3.2 Equipos	64
5.3.3 Servicios	66

5.4 ANÁLISIS ECONÓMICO.....	67
5.4.1 Costos total de equipos base (CBM) e inversión total de capital (CTCI).....	67
5.4.3 Ganancias	70
5.4.4 Indicadores financieros del proyecto	71
5.4.5 Comparación con otros estudios técnico - económicos	73
5.4.6 Análisis de riesgos	74
5.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	76
5.5.1 Materia prima	76
5.5.2 Servicios auxiliares	78
5.5.3 Precio de venta.....	79
CONCLUSIONES.....	81
REFERENCIAS.....	82

INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Tamaño del mercado regional de pululano en 2024 y 2033.	12
Tabla 4.1. Composición teórica de las diferentes materias primas utilizadas en el proceso de recuperación de merma.....	26
Tabla 4.2. Cantidad de merma producida y recuperada mensualmente por tipo de dulce.....	26
Tabla 4.3. Composición teórica de la merma luego del ajuste de maltosa.	27
Tabla 4.4. Composición teórica final de la merma introducida en la simulación.	28
Tabla 4.5. Concentración de sustrato durante la fermentación de jarabe JR con respecto al tiempo.	29
Tabla 4.6. Concentraciones de biomasa y PMA con sus respectivos valores de μ	30
Tabla 4.7. Inversos de concentración de sustrato y tasa de crecimiento específica de biomasa y PMA.	31
Tabla 4.8. Cantidad de nutrientes requeridos para la fermentación de merma mensual.	34
Tabla 4.9. Diseño experimental	36
Tabla 4.10. Cantidad de materia prima procesada por equipo.	39
Tabla 4.11. Factores para costo base de equipos (F_{BM}).	43
Tabla 4.12. Componentes de la inversión total de capital (C_{TCI}) y sus valores.....	44
Tabla 4.13. Componentes del costo total de producción (C) y sus valores.	45
Tabla 5.1. Parámetros cinéticos calculados del modelo de Monod para la producción de biomasa y PMA.	50
Tabla 5.2. Rendimientos obtenidos de biomasa, pululano y PMA al final de la fermentación (240 horas) en SuperPro Designer®.	55
Tabla 5.3. Productividad obtenida de biomasa, pululano y PMA al final de la fermentación (240 horas).	56
Tabla 5.4. Concentraciones finales de PMA y pululano y su proporción relativa por tipo de medio.	60
Tabla 5.5. Rendimientos y productividades de PMA y pululano por tipo de medio para un tiempo de fermentación de 240 h.	61

Tabla 5.6. Rendimientos promedio y desviaciones estándar en los ensayos replicados con jarabe industrial.	61
Tabla 5.7. Precio de las materias primas usadas en el proceso	63
Tabla 5.8. Precios y características generales de los equipos requeridos en el proceso.	64
Tabla 5.9. Costo energético anual del proceso de producción de ácido málico.	66
Tabla 5.10. Componentes de la inversión total de capital.....	67
Tabla 5.11. Componentes de los costos de producción.	69
Tabla 5.12. Producción y ganancias anuales por el ácido málico y pululano.	70
Tabla 5.13. Indicadores financieros para la viabilidad económica del proceso.....	71
Tabla 5.14. Comparación de costos de producción de ácido málico polisacárido (PMA) entre diferentes materias primas.	73
Tabla 5.15. Riesgos del proceso de producción de ácido málico y pululano.	75

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Rutas bioquímicas para la producción microbiana de ácido málico.	6
Figura 1.2. Evolución trimestral del precio del ácido málico en Estados Unidos y China (dic-2023 a mar-2025).	11
Figura 1.3. Evolución de la producción de la industria del chocolate y confitería.	14
Figura 4.1. Linealización Lineweaver-Burk para la biomasa.	32
Figura 4.2. Linealización Lineweaver-Burk para el PMA.	32
Figura 5.1. Esquema del proceso de producción simulado en SuperPro Designer®.	49
Figura 5.2. Balance estequiométrico para la producción simultanea de pululano y ácido málico en SuperPro Designer®.	51
Figura 5.3. Diagrama del balance de materia según la simulación en SuperPro Designer®.	53
Figura 5.4. Evolución de la Producción de biomasa, PMA y pululano según la simulación en SuperPro Designer®.	54
Figura 5.5. Curva de crecimiento microbiano y producción de biomasa en medio de Jarabe de confitería 1.	58
Figura 5.6. Curva de crecimiento microbiano y producción de biomasa en medio de Jarabe de confitería 2.	58
Figura 5.7. Curva de crecimiento microbiano y producción de biomasa en medio modelo 100.	59
Figura 5.8. Curva de crecimiento microbiano y producción de biomasa en medio modelo 120.	60
Figura 5.9. Comparación cualitativa de rendimientos en función del tipo de medio y concentración de azúcares.	62
Figura 5.10. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 10\%$ de la disponibilidad de materia prima en POT.	77
Figura 5.11. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 10\%$ de la disponibilidad de materia prima en TIR.	77
Figura 5.12. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 20\%$ del precio de venta tanto del ácido málico como del pululano en POT.	79
Figura 5.13. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 20\%$ del precio de venta tanto del ácido málico como del pululano en TIR.	79

GLOSARIO DE SIMBOLOS Y ABREVIATURAS

ABREVIATURAS

At	Concentración de azúcares totales en la merma
C	Costo total de producción
CA	Costo administrativo
CAI	Costo asignado investigación
C_{alloc}	Costos para plantas de servicios públicos
CBM	Costo total de equipos base
CC	Caramelo macizo (tipo CC)
C_{cat}	Costo total para biocatalizador
CCC	Cantidad de merma mensual del dulce CC
C_{comp}	Costo total para computadoras y software
C_{cont}	Costos de contingencias y gastos de contratista
CDI	Costo directo investigación
CDPI	Costo total de inversión directa permanente
CE	Costo del equipo
CJR	Cantidad de merma mensual del dulce JR
C_{land}	Costo de terreno
CN	Cantidad de merma mensual del dulce N
COM	Costo de manufactura
C_{pf}	Concentración final del producto
C_{royal}	Costo de regalías
C_{sep}	Costos totales para repuestos
C_{serv}	Costos de instalación de servicios
C_{site}	Costos de preparación del sitio
C_{startup}	Costo de startup de planta
C_{stor}	Costos totales tanques y almacenamiento
CTBM	Inversión total de equipos
CTDC	Capital depreciable total
CTCI	Inversión total de capital
CTPI	Inversión total permanente
CT	Costo de transferencia
CWC	Capital de trabajo
D	Depreciación
DA	Concentración de dextrosa después del ajuste de maltosa
DACC	Concentración de dextrosa ajustada para el dulce CC

DAJR	Concentración de dextrosa ajustada para el dulce JR
DAN	Concentración de dextrosa ajustada para el dulce N
DCW	Biomasa (Dry Cell Weight)
DCW_f	Biomasa determinada al final de la fermentación
D_f	Concentración final de dextrosa
D_i	Concentración inicial de dextrosa en la merma
DW&B	Sueldos y beneficios de operarios
FBM	Factor para costo base de equipos
GE	Total de costos generales
GO	Gastos generales de operación
IA	Incentivos para administración
IS	Impuestos y seguros
JR	Caramelo macizo (tipo JR)
kW	kilovatios
kWh	kilovatio-hora
M	Mantenimiento
M&O-SW&B	Mantenimiento y Operación – Salarios, Sueldos y Beneficios
MW&B	Sueldos y beneficios de mantenimiento
MXN	Pesos mexicanos
N	Caramelo suave (tipo N)
O	Operación
PMA	Poliácido málico
PMA_f	Poliácido málico determinado al final de la fermentación
P_p	Productividad del producto
PUL_f	Pululano determinado al final de la fermentación
p/v	Peso/volumen
RPM	Revoluciones por minuto
SA	Concentración de sacarosa después del ajuste de maltosa
SAJR	Concentración de sacarosa ajustada para el dulce JR
SAN	Concentración de sacarosa ajustada para el dulce N
SACC	Concentración de sacarosa ajustada para el dulce CC
S_f	Concentración final de sacarosa
S_i	Concentración inicial de sacarosa en la merma
SST_c	Sólidos solubles totales consumidos
SST_f	Sólidos solubles totales al final
SST_i	Sólidos solubles totales al inicio
Sv	Servicios
UFC	Unidades Formadoras de Colonias
VVM	Volúmenes de aire por volumen de medio por minuto

Símbolos

$1/C_s$	Inverso de la concentración de sustrato (mL/g)
$1/\mu$	Inverso de la tasa de crecimiento específico (h)
$AF_{\text{año}}$	Cantidad de agua de enfriamiento requerida por año
AF_{est}	Cantidad de agua fría estándar requerida
B	Beneficio bruto
b	Ordenada al origen de la ecuación lineal ($1/\mu_{\text{max}}$)
CF	Flujo de efectivo
CF_t	Flujo de efectivo en el año t
CMP	Cantidad de materia a procesar
CP	Capacidad de procesamiento
$C_{\text{energía}}$	Costo energético total
CF_t	Flujo de efectivo en el año t
C_{prod}	Concentración del producto (g/mL)
$C(t)_{\text{DCW}}$	Concentración de biomasa en función del tiempo (g/mL)
$C(t)_{\text{PMA}}$	Concentración de PMA en función del tiempo (g/mL)
C_s	Concentración de sustrato experimental (g/L o mg/L)
E_{equipo}	Consumo energético del equipo (kWh)
i	Tasa de descuento o tasa de interés
K_s	Constante de saturación del sustrato (g/L o mg/L)
m	Pendiente de la ecuación lineal (K_s/μ_{max})
n	Vida útil del proyecto (años)
NPV	Valor presente neto
A	Tasa de impuesto aplicable
P_i	Precio de venta del producto i (MXN/kg)
POT	Periodo de recuperación de inversión
P_{equipo}	Potencia nominal del equipo (kW)
Q_i	Cantidad anual producida del producto i (kg)
$R_{\text{pul/s}}$	Rendimiento pululano/azúcares
$R_{\text{PMA/s}}$	Rendimiento PMA/azúcares
$R_{\text{b/s}}$	Rendimiento biomasa/azúcares
Sa	Ventas anuales (ingreso anual)
S	Concentración de sustrato (Monod) (g/L o mg/L)
TIR	Tasa Interna de Retorno
T_E	Tarifa eléctrica (MXN/kWh)
t	Tiempo (h)
μ	Tasa específica de crecimiento microbiano (h^{-1})

$\mu_{\max}$	Tasa de crecimiento máxima (h^{-1})
V_m	Volumen de la muestra (mL)
$V_{\text{año}}$	Cantidad de vapor requerida por año
V_{est}	Cantidad de vapor estándar requerida para procesar la materia
W_f	Peso final del tubo con muestra (g)
W_i	Peso del tubo seco (g)

INTRODUCCIÓN

La producción sostenible de compuestos químicos a partir de residuos representa una oportunidad crucial para abordar tanto los desafíos ambientales como los económicos, tal es el caso de la producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares.

Inicialmente, el ácido málico se reconoció en forma de ácido de fruta y se aisló de la fruta, es decir, de las manzanas. También se ha informado de la extracción de ácido málico de otras frutas y cáscaras de huevo. Sin embargo, la extracción de ácido málico de frutas y cáscaras de huevo era costosa y laboriosa.

El ácido málico tiene numerosas aplicaciones en diversas industrias, principalmente en las de alimentos y bebidas ya sea como acidulante y/o potenciador del sabor. Incluso es útil para la industria de limpieza de metales, farmacéutica, textil y agrícola (Yadav et al., 2024). Además, sirve como precursor para la síntesis de PMA (ácido polimálico) en industrias químicas, y a su vez el PMA puede ser sintetizado y posteriormente hidrolizado para formar ácido L-málico, dependiendo del uso que quiera dársele.

En general, los compuestos intermedios utilizados como materia prima para la síntesis del ácido málico (ácido y anhídrido maleicos) se producen en la actualidad exclusivamente a partir de recursos fósiles. Además, la creciente escasez de reservas de petróleo crudo, junto con los esfuerzos para minimizar la contaminación ambiental, han impulsado avances en los sistemas de biorrefinería como alternativa a la producción de productos químicos de plataforma como el ácido L-málico (Ji et al., 2011).

Por lo tanto, la capacidad de producir ácido L-málico mediante fermentación microbiana podría proporcionar varias ventajas, incluida una menor contaminación, un menor consumo de energía y, por lo tanto, menores costos de producción, lo que mejora acumulativamente la sostenibilidad y popularidad de estos enfoques.

Actualmente, los investigadores están trabajando en posibilidades de enfoques rentables y respetuosos con el medio ambiente para la producción de ácido málico utilizando biomasa más barata y también para la producción fermentativa de ácido málico microbiano utilizando productos de desecho agrícolas e industriales como sustrato eficiente a menor costo (Yadav et al., 2024).

Cada año, se generan toneladas de estos residuos con alto contenido de azúcares que a menudo no se aprovechan, lo que no sólo representa una pérdida de recursos valiosos, sino que también contribuye a problemas ambientales como la contaminación y el aumento de los residuos sólidos. Por ejemplo, Huang (2024) subraya que estos subproductos permiten transformar residuos en etanol, compuestos químicos y fertilizantes, representando una oportunidad tecnológica y económica que mejora la eficiencia del uso de recursos y fomenta la sostenibilidad

Además de la producción de ácido málico, este estudio también aborda la generación de un coproducto valioso: el pululano. Este polisacárido es igualmente producido por *Aureobasidium pullulans*. La fermentación en suspensión es la técnica más común para su obtención, ya que facilita la transferencia de masa y permite alcanzar altos rendimientos en biorreactores, hasta 62.5 g/L en sistemas optimizados (Aquinas et al., 2024). Este polisacárido se ha utilizado ampliamente en aplicaciones alimentarias, farmacéuticas, cosméticas y en el tratamiento de aguas, gracias a su biocompatibilidad y versatilidad.

Diversos estudios recientes han explorado la optimización de la producción de pululano, empleando estrategias como el diseño experimental (Plackett–Burman, respuesta superficie), modelado con redes neuronales y técnicas de extracción integradas (extractive fermentation), logrando rendimientos superiores a 140 g/L en fermentaciones alimentadas en biorreactor (Aquinas et al., 2024). Además, procesos innovadores, como la fermentación con membranas acuosas superpuestas (ATPS), han permitido integrar la producción y recuperación continua del polisacárido, reduciendo los costos y mejorando la economía del proceso (Badhwar et al., 2019).

Para diseñar estos procesos a escala industrial es fundamental utilizar herramientas de simulación como SuperPro Designer®, que permiten realizar balances de masa y energía, dimensionar equipos, planificar programación de producción, etc. Aunque la mayoría de los estudios aplican este enfoque a compuestos como ácido malónico (Loannidou et al., 2024), su estructura modular es totalmente aplicable a rutas metabólicas similares, como las del ácido málico y el pululano.

El contexto económico del proyecto es igualmente crítico. La evaluación financiera no sólo considera la viabilidad técnica, sino también la rentabilidad y sostenibilidad económica, especialmente en escenarios de incertidumbre de precios o costos

operativos. SuperPro Designer® permite realizar análisis de sensibilidad y con esto, generar proyecciones de indicadores económicos clave, como la tasa interna de retorno y el tiempo de recuperación del capital, ofreciendo una visión integral de la factibilidad del proceso.

En conjunto, la presente investigación busca integrar la producción fermentativa de ácido málico y pululano. Esto, a partir de residuos con alto contenido de azúcares, específicamente residuos de la industria confitera, mediante el modelado de un proceso completo en SuperPro Designer®. Se estudiará el proceso desde el pretratamiento de los residuos hasta la separación y purificación de los bioproductos de interés. Para, finalmente, llevar a cabo una evaluación económica que permita validar la escalabilidad, rentabilidad y sostenibilidad del sistema.

Este enfoque multidimensional garantiza que, más allá de probar la viabilidad experimental, el trabajo contribuya al diseño industrial y económico de un proceso circular basado en bioproductos de alto valor a partir de residuos. El aprovechamiento de estos residuos no sólo disminuirá la cantidad de desperdicios generados y minimizará los impactos ambientales, sino que también garantizará una fuente sostenible y económicamente viable de ácido málico y pululano para numerosas industrias.

1. ANTECEDENTES

1.1. IMPORTANCIA DEL ÁCIDO MÁLICO

El poliácido málico (PMA) ha recibido gran interés por su biocompatibilidad, solubilidad en agua, biodegradabilidad y por poder obtenerse a partir de materias primas sostenibles.

Actualmente, el PMA y sus derivados se aplican principalmente en biomedicina, industrias como sistema de entrega de medicamentos. Incluso se podrían encontrar aplicaciones en la producción de detergentes, plásticos biodegradables u otros biomateriales y ácidos L-málico (Chi et al., 2016). La adición de ácido málico a los caramelos proporciona un sabor ácido. Se considera un ácido que proporciona una acidez suave, uniforme y persistente. El ácido málico extiende la acidez cuando se usa en alimentos en comparación con el ácido cítrico y atenúa los regustos causados por los edulcorantes artificiales, mejorando los sabores de los alimentos y bebidas "dietéticos". El ácido málico se utiliza además para tratar afecciones de la piel, como el acné y las verrugas (Chiriac et al., 2015).

1.2. MÉTODOS DE OBTENCIÓN DEL ÁCIDO MÁLICO

1.2.1. Métodos químicos

El PMA se puede sintetizar químicamente mediante varios métodos, tales como polimerización con apertura de anillo o policondensación directa a alta temperatura (Portilla Arias et al., 2008). Así que, principalmente, la producción comercial de ácido málico se basa actualmente en rutas petroquímicas. Ejemplos de estos son la hidratación del anhídrido maleico generado a partir de la oxidación de benceno o butano a alta temperatura y presión, obteniéndose una mezcla racémica de ácido D- y L-málico (Wei et al., 2021). La síntesis química da como resultado el ácido málico D-L racémico sin diferencias en las propiedades cuando se utiliza como acidulante alimentario, excepto por restricciones para su uso en alimentos para bebés (Deshpande, 2002). Sin embargo, todos los procesos petroquímicos son demasiado complicados y cuestan energía, por lo que sus condiciones de reacción no son respetuosas con el medio ambiente. Por lo tanto,

es muy importante desarrollar algunos procesos económicos para la producción de PMA a partir de fuentes de carbono renovables mediante fermentación en un solo paso.

1.2.2. Métodos biotecnológicos

Es entonces que los microbios surgen como una alternativa atractiva frente a los procesos químicos tradicionales, ya que ofrecen múltiples ventajas como un crecimiento rápido, independencia de la temporada, eficiencia energética y un enfoque respetuoso con el medio ambiente.

Se han reportado diversos microbios capaces de producir ácidos orgánicos (Yadav et al., 2024). Microorganismos como *Aspergillus favus*, *Aspergillus oryzae*, *Aspergillus niger*, *Rhizopus delemar*, *Rhizopus oryzae*, *Escherichia coli*, *Saccharomyces cerevisiae*, *Zygosaccharomyces rouxii*, y *Ustilago trichophora*. Estas son cepas de tipo salvaje para la producción de ácido málico. En particular, la mayoría de las cepas naturales utilizadas en la producción de ácido málico son hongos filamentosos (Wu et al., 2022).

Sin embargo, la complejidad de las rutas sintéticas sólo permite obtener PMA en pequeñas cantidades, claramente insuficientes como para llevar a cabo estudios extensivos sobre sus potenciales aplicaciones. Esta es la razón por la cual, se ha buscado en la bioingeniería nuevas estrategias más eficientes y económicas. Hasta ahora los dos microorganismos más empleados en la producción biotecnológica del PMA son el mixomiceto *Physarum polycephalum* y el hongo *Aureobasidium pullulans* (Portilla Arias et al., 2008).

En cuanto a *Physarum*, el PMA es sintetizado por polimerización enzimática del ácido L-málico convenientemente activado. Este se genera a partir de la glucosa a través de la glucólisis y del ciclo de los ácidos tricarboxílicos. Esta ruta es la que también ha sido descrita para *Aureobasidium* (Portilla Arias et al., 2008).

Para el caso de este último, sus cepas utilizan glucosa, sacarosa, fructosa, glucitol y succinato como fuente de carbono. El rendimiento de la biosíntesis puede oscilar entre los 12 y los 60 g/L dependiendo de la naturaleza de la cepa. El PMA es secretado por el hongo conjugado con glucanos, pero es liberado en el mismo caldo de cultivo cuando el enlace con la glucosa es hidrolizado mediante la intervención de las enzimas que el propio hongo genera.

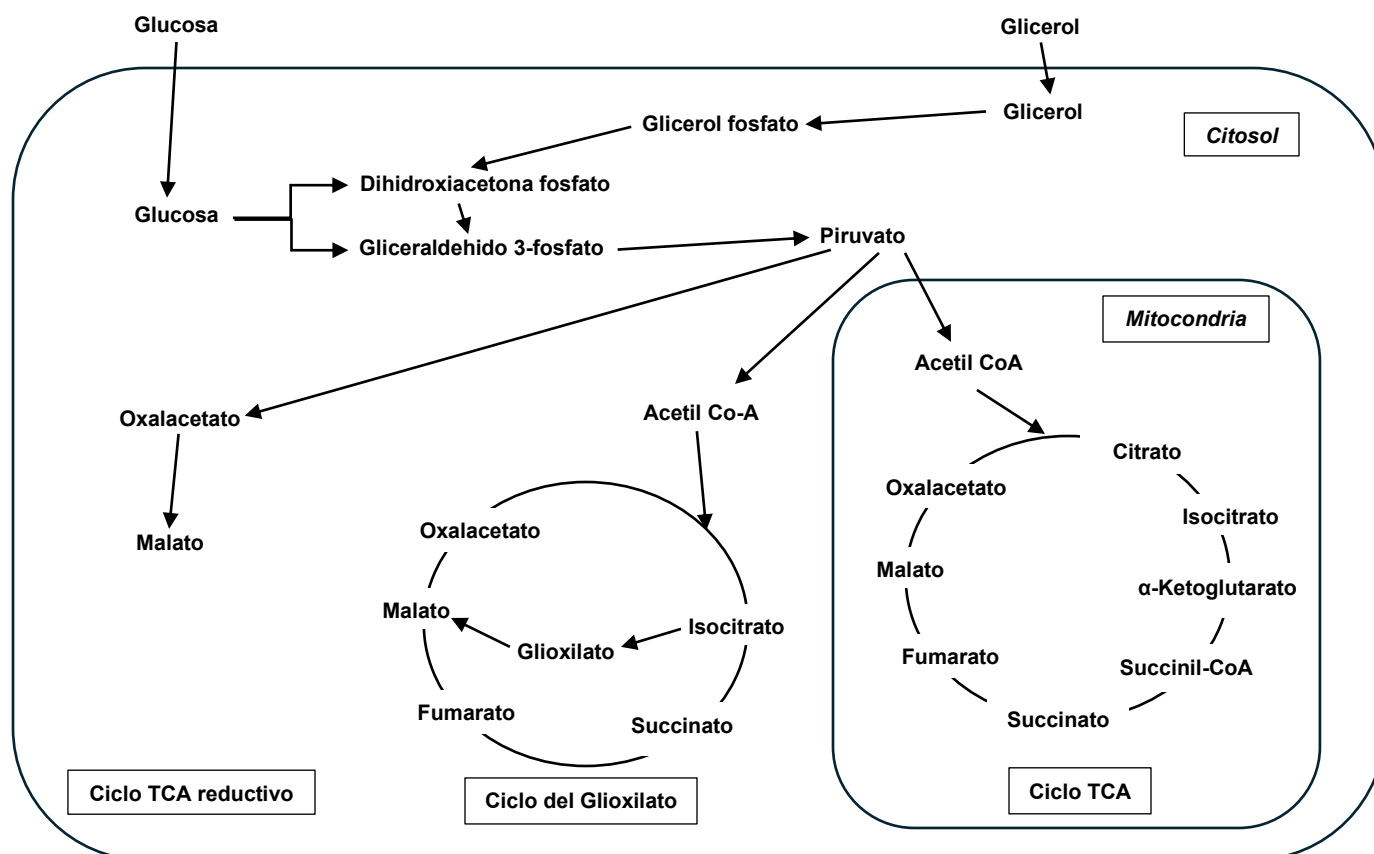


Figura 1.1. Rutas bioquímicas para la producción microbiana de ácido málico.
Fuente: Adaptado de (Iyyappan et al., 2019).

La Figura 1.1 muestra las principales rutas metabólicas implicadas en la biosíntesis de ácido málico (PMA) en microorganismos. Entre ellas destaca el ciclo del ácido tricarboxílico (TCA), donde el oxalacetato es convertido en L-málico mediante la acción de la malato deshidrogenasa (MDH). Alternativamente, ciertas cepas utilizan rutas modificadas como el ciclo TCA reductivo (rTCA), que permite una acumulación más eficiente de malato mediante piruvato carboxilasa (PYC) y MDH, especialmente en condiciones de bajo oxígeno o alta concentración de carbonato. Algunas especies, como *Aureobasidium pullulans*, también emplean variantes del ciclo de glioxilato para canalizar intermediarios hacia el PMA.

1.2.2.1. Producción de ácido málico mediante *Aureobasidium sp.*

A propósito del uso de cepas de *Aureobasidium*, Zou et al. (2013) informaron un método de producción de ácido málico mediante fermentación de glucosa, producción

de ácido polimálico (PMA) e hidrólisis sucesiva. Para esto, se aisló e investigó la cepa microbiana productora de ácido polimálico, es decir, *Aureobasidium pullulans* ZX-10. La cepa microbiana seleccionada produjo PMA en forma de producto principal de fermentación. Los autores obtuvieron una concentración final de 87.6 g/L para el ácido málico, con buena eficiencia de fermentación empleando células libres, empleando un biorreactor de tanque agitado. El proceso fue descrito como una vía eficiente para la producción de PMA y ácido málico con buenos resultados económico y aparentemente prometedor para la aplicación industrial

En 2015 se descubrió que la cepa *Aureobasidium* P6 aislada de un ecosistema de manglares podría producir un alto nivel de PMA. Durante una fermentación discontinua de 10 L, cuando la concentración de glucosa en medio de fermentación era del 14.0 %, se obtuvieron 118.0 g/L de Ca^{2+} -PMA en el cultivo tras 168 h.

Esta misma cepa cultivada en un medio simple que sólo contenía glucosa, CaCO_3 y licor de maíz macerado era capaz de producir 153.4 g/L de Ca^{2+} -PMA en 168 h. Era la primera vez que se informaba que esta cepa de *Aureobasidium sp.* aislado del sistema de manglares puede producir una cantidad tan alta de PMA (Yan et al., 2013).

Otra cepa de *Aureobasidium pullulans* var. *pullulans* MCW, también aislada del ecosistema de manglares en el sur de China y cultivada en un medio que contiene sólo 140.0 g/L de glucosa, 65.0 g/L de CaCO_3 y 7.5 g/L de licor de maceración de maíz, produjo un alto nivel de Ca^{2+} -PMA. Durante una fermentación discontinua a 10 L, se obtuvieron 152.52 g/L de Ca^{2+} -PMA en el cultivo y 8.6 g/L de peso seco celular en 96 h, dejando 4.5 g/L de azúcar reductor en el medio fermentado (Yu-Kuang et al., 2015).

1.3. PULULANO: COPRODUCCIÓN CON PMA, IMPORTANCIA Y PRODUCCIÓN

Sin embargo, el hongo levaduriforme *Aureobasidium pullulans* no sólo tiene la capacidad de producir PMA, sino que también se ha comprobado su excelente disposición para la biosíntesis de pululano bajo condiciones adecuadas de cultivo.

En este sentido, la investigación de Li et al., (2024) señala que, en cepas silvestres de *Aureobasidium pullulans*, la producción de poliácido L-málico (PMA) se acompaña naturalmente de la síntesis de otros metabolitos secundarios como pululano. Este es un polisacárido extracelular ampliamente reconocido por sus propiedades funcionales como alta solubilidad en agua, baja viscosidad, estabilidad térmica y biodegradabilidad. Estas

características lo hacen adecuado para múltiples aplicaciones tecnológicas en diversas industrias (Sarup-Singh et al., 2023).

En particular, el pululano representa un subproducto importante durante la fermentación de PMA, lo que complica la obtención de un polímero de poliácido málico altamente puro.

Esto se refuerza con estudios como el de Manitchotpsit et al. (2012), en los que se evaluó la capacidad de producción de PMA usando 56 cepas de *A. pullulans* provenientes de diversas fuentes. Los resultados revelaron que muchas de estas cepas producen simultáneamente PMA y pululano durante la fermentación en medio líquido. Esto sugiere que la coproducción es una característica común en esta especie. En este mismo estudio se reportaron concentraciones de PMA de hasta 71 g/L en condiciones no optimizadas y se observó que, durante la purificación del PMA, era frecuente encontrar hasta un 12 % de pululano como contaminante.

Este hallazgo resaltó la necesidad de optimizar tanto el proceso de fermentación como las etapas de separación y purificación cuando se busca obtener uno de los productos con alta pureza.

En respuesta a este desafío, el estudio realizado por Xia et al. (2017) desarrolló un sistema económico de coproducción de PMA y pululano utilizando tubérculos de topinambur (*Jerusalem artichoke*). Esta materia prima fue fermentada empleando la cepa *Aureobasidium pullulans* HA-4D. A diferencia del uso de glucosa pura, la hidrólisis del topinambur (100 g/L de azúcares) en un medio simplificado, añadiendo solo CaCO_3 y NaNO_3 , permitió alcanzar 114.4 g/L de PMA y 14.3 g/L de pululano en un biorreactor de 5 L. La producción se mantuvo eficiente a escala piloto, produciendo 117.5 g/L de PMA y 15.2 g/L de pululano.

- **Importancia del pululano**

En la industria alimentaria, el pululano se utiliza como agente formador de películas comestibles, conservante y estabilizante. Gracias a su resistencia a la permeabilidad del oxígeno, permite prolongar la vida útil de alimentos frescos, al tiempo que cumple con requisitos de inocuidad y sostenibilidad (Rensink et al., 2024). En la industria farmacéutica y biomédica, este biopolímero ha sido investigado ampliamente como portador en sistemas de liberación controlada, tanto orales como dérmicos y oculares.

Además, se utiliza en la elaboración de hidrogeles para ingeniería de tejidos y recubrimientos para cápsulas y vacunas (Sarup-Singh et al., 2021).

El pululano también posee importancia en cosmética, donde se aplica en formulaciones como cremas, lociones y productos capilares, sirviendo como vehículo de liberación controlada de activos y como agente estructurante (Sarup-Singh et al., 2023).

En conjunto, el pululano se presenta como un biopolímero altamente versátil y sostenible, cuyas aplicaciones abarcan desde el sector alimentario y farmacéutico hasta la medicina regenerativa, la agricultura y la industria ambiental.

Sin embargo, aunque este biopolímero posee una gran variedad de aplicaciones, su principal desventaja radica en su alto costo, el cual supera al de otros polisacáridos comunes como el xantano y el dextrano (Nagendranatha-Reddy et al., 2022). Su relevancia en la actualidad no sólo se basa en sus propiedades fisicoquímicas, sino también en su potencial para integrarse en procesos biotecnológicos sustentables, utilizando materias primas de bajo costo y bajo impacto ambiental.

- **Métodos tradicionales de producción de pululano**

Los primeros procesos industriales se basaron en la fermentación sumergida en medios convencionales, utilizando azúcares purificados como glucosa o maltosa en condiciones controladas de pH (6.0–6.5), temperatura (26–30 °C) y fuentes nitrogenadas como extracto de levadura o sulfato de amonio. Estos sistemas permitieron alcanzar rendimientos muy elevados, incluso superiores a 162 g/L, pero a expensas de un alto costo asociado al uso de insumos refinados (West, 2022).

Otro enfoque tradicional fue la producción en matraces con agitación basal, donde se lograron concentraciones entre 6 y 25 g/L en 48–96 horas. Posteriormente, el uso de biorreactores tipo lecho fluidizado o columna de burbujeo permitió mejorar la aireación y escalar el proceso, alcanzando producciones de hasta 35 g/L en 120 horas bajo condiciones más eficientes (West, 2022).

- **Métodos biotecnológicos de producción de pululano**

Desde el punto de vista de la biotecnología ambiental, el pululano ha sido producido con éxito utilizando residuos agroindustriales como sustrato, lo cual promueve estrategias de valorización de residuos y economía circular. Su producción puede alcanzar valores de hasta 162 g/L con glucosa pura y más de 125 g/L con sustratos

residuales, lo que lo posiciona como una alternativa económica viable (Rensink et al., 2024).

Residuos como bagazo de caña, melaza, almidón de patata o cebada han sido empleados como fuentes de carbono alternativas. Estos estudios reportan producciones entre 11 y 28 g/L en fermentaciones en matraz o biorreactor, lo que representa un avance importante hacia la valorización de residuos y sostenibilidad del proceso (Rensink et al., 2024).

Incluso se ha recurrido a la ingeniería genética y regulación metabólica para optimizar la producción. Por ejemplo, el ajuste del pH, la adición de DTT o la utilización de cepas mutantes con menor producción de pigmentos han permitido mejorar rendimientos en medios con xilosa, alcanzando hasta 28 g/L (Chen et al., 2014).

1.4. IMPORTANCIA ECONÓMICA DEL ÁCIDO MÁLICO Y EL PULULANO

Desde una perspectiva global, se estimó que el tamaño del mercado mundial de ácido málico era de USD 239.3 millones en 2024 y se proyecta que alcance los USD 324.7 millones para 2030, con una tasa de crecimiento anual del 5.2 % entre 2025 y 2030 (Horizon Grand View Research, 2025).

En mercados regionales como Latinoamérica, se espera que el mercado de ácido málico alcance unos ingresos proyectados de USD 17.2 millones para 2030. Se espera una tasa de crecimiento anual del 5.3% del mercado de ácido málico en América Latina entre 2025 y 2030 (Horizon Grand View Research, 2025).

En el caso específico de México el mercado de ácido málico generó ingresos de USD 7.4 millones en 2024 y se espera que alcance unos ingresos proyectados de USD 9.8 millones para 2030 con una tasa de crecimiento anual del 4.9% de 2025 a 2030. En términos de ingresos, México representó el 3.1% del mercado mundial de ácido málico en 2024 (Horizon Grand View Research, 2025).

Sin embargo, Estados Unidos y China son hasta la actualidad los principales mercados de ácido málico. Para muestra, la Figura 1.2 muestra la evolución durante el periodo diciembre-2023 a marzo-2025. En este tiempo, los precios del ácido málico en Estados Unidos y China han mostrado una tendencia cíclica con una baja progresiva durante 2024 y una recuperación en el primer trimestre de 2025. En Estados Unidos, el precio aumentó de 1,870 USD/tonelada (dic-23) a 1,910 USD/tonelada (mar-24), pero

cayó a 1,737 USD/tonelada en dic-24, antes de recuperarse nuevamente a 1,910 USD/tonelada en mar-25. Esta variación puede atribuirse a factores estacionales, ajustes en la demanda o costos de insumos.

En China, el comportamiento fue similar, aunque con una caída más pronunciada: de 1,750 USD/tonelada (dic-23) a 1,478 USD/tonelada (dic-24), lo que representa una disminución del 15.5 %. En mar-25, el precio repuntó a 1,770 USD/tonelada, lo que podría indicar una reactivación del mercado o una estabilización de inventarios.

Durante todo el periodo, los precios en EE. UU. se mantuvieron por encima de los de China, con una diferencia promedio de 100 a 160 USD/tonelada, posiblemente debido a mayores costos logísticos o menor oferta local. A pesar de las variaciones, el precio del ácido málico se ha mantenido en un rango estable entre 1,600 y 1,900 USD/tonelada, lo que confirma su valor comercial.

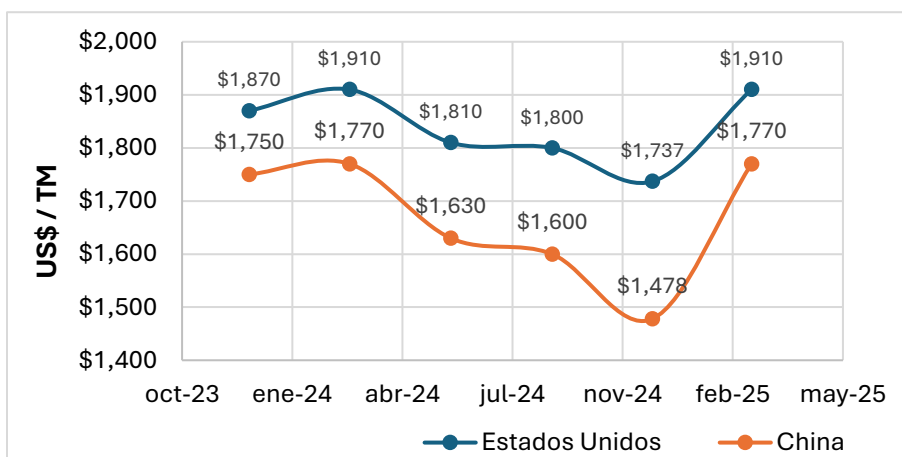


Figura 1.2. Evolución trimestral del precio del ácido málico en Estados Unidos y China (dic-2023 a mar-2025). Fuente: (Market Research Company, 2025)

Este comportamiento refuerza su atractivo como producto objetivo en procesos biotecnológicos, especialmente si se logra una producción eficiente y sostenible que reduzca los costos por debajo de los precios de mercado.

El pululano, por su parte, también destaca por su creciente valor económico en sectores de alta especialización. El mercado de pululano se valoró en aproximadamente USD 285 millones en 2024 y se prevé que alcance los USD 485 millones para 2033, con una tasa de crecimiento anual del 6.1% entre 2025 y 2033. El crecimiento del mercado se debe principalmente a la creciente demanda de materiales de envasado naturales y

biodegradables y al crecimiento de las aplicaciones en las industrias farmacéutica y nutracéutica. El sector de alimentos y bebidas representa el mayor segmento de aplicación, con más del 40% de la cuota de mercado total. Esto, seguido de las industrias farmacéutica y cosmética (DataHorizon Research, 2025).

Además, el pululano ha ganado atención en aplicaciones biomédicas e industriales de alta tecnología. Se ha utilizado en la formulación de nanopartículas para liberación controlada de fármacos, en sistemas anticancerígenos, biopelículas para regeneración de tejidos y, más recientemente, en tratamiento de aguas contaminadas mediante hidrogeles con capacidad adsorbente de metales pesados (Aquinas et al., 2024).

Además, la creciente demanda de las economías emergentes impulsa el mercado. Tal es el caso de la región de América Latina cuyo mercado junto con el de otras regiones del mundo se aprecia en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1 Tamaño del mercado regional de pululano en 2024 y 2033.

Región	Tamaño del mercado 2024 (millones de USD)	Tamaño del mercado 2033 (millones de USD)
América del Norte	68.4	116.2
Europa	74.1	126.0
Asia Pacífico	114.0	194.0
América Latina	17.1	29.1
Oriente Medio y África	11.4	19.4

Fuente: (DataHorizon Research, 2025)

A pesar de que su producción industrial todavía presenta un costo elevado, de al menos 30 USD/kg, el crecimiento sostenido del interés por polímeros biodegradables y la presión regulatoria contra plásticos sintéticos han impulsado su adopción en envases ecológicos, medicina personalizada y cosmética natural, sectores donde se proyecta que su participación seguirá aumentando significativamente (Mishra et al., 2023).

En resumen, tanto el ácido málico como el pululano representan compuestos de alto valor estratégico en el contexto actual de transición hacia procesos más sustentables y biocompatibles. Sus múltiples aplicaciones y la evolución de sus mercados globales consolidan su importancia económica dentro de la biotecnología industrial moderna.

1.5. PRODUCCIÓN DE ÁCIDO MÁLICO A PARTIR DE RESIDUOS

1.5.1. Residuos agroindustriales (paja, batata, melaza, etc.)

Ya que la glucosa es un azúcar comestible, su producción requiere tierras de cultivo valiosas y su costo es generalmente alto para un sustrato industrial, esto lo que la hace inadecuada para sistemas de producción microbiana destinados a reemplazar procesos químicos a gran escala.

En vista de lo anterior, muchos investigadores se han dado a la tarea de buscar productos de desecho o subproductos del procesamiento de alimentos que podrían explotarse para la síntesis microbiana directa y de bajo costo de ácido L-málico (Wu et al., 2022). Tal es el caso de la paja de maíz hidrolizada que, por medio del hongo zigomiceto *R. delemar* HF-121, en un estudio realizado por Li et al. (2014) utilizando mutagénesis aleatoria y procesos de detección, se encontró que podría producir más de 120 g/L de ácido málico, en un fermentador a escala piloto en una fermentación durante 60 h. Además, exhibió la mayor productividad de ácido málico reportada hasta la fecha, alcanzando 2.03 g/L*h.

Además de la glucosa como fuente de carbono, también se ha usado hidrolizado de restos de camote crudo, la cual es una materia prima renovable de bajo costo, para la producción de PMA mediante células inmovilizadas de *A. pullulans* en un sistema de biorreactor de lecho fibroso aeróbico (AFBB). En tales condiciones, la producción máxima de PMA y la productividad de *A. pullulans* CCTCC M2012223 en la AFBB ha sido de 57.5 g/L y 0.34 g/L*h (Zhanquan y Xiang, 2013).

Entre otros subproductos alimentarios, la melaza es un residuo de la cristalización de sacarosa del jugo de la caña de azúcar. La melaza de caña de azúcar puede ser utilizada como sustrato económico por *A. pullulans* sin ningún tratamiento previo ni suplemento de nutrientes (Wu et al., 2022). Este subproducto fue utilizado como fuente de carbono en el estudio realizado por (Feng et al., 2018), en el cual se estudió la producción de PMA y ácido málico a partir de sacarosa y melaza de caña de azúcar fermentada por la cepa modificada *A. pullulans* FJ-PYC. Utilizando la fermentación por lotes alimentados de FJ-PYC, se obtuvieron las concentraciones de PMA de 81.5 g/L y 94.2 g/L de ácido málico después de 140 horas de fermentación con un rendimiento de ácido málico correspondiente de 0.62 g/g y una productividad de 0.67 g/L*h.

Esta evidencia demuestra el potencial de residuos ricos en azúcares para ser empleados como sustratos económicos y eficientes en procesos fermentativos de alta productividad.

1.5.2. Uso de residuos de la industria confitera para la producción de PMA

En este sentido, un tipo de residuo con alto contenido de azúcares simples y complejos proviene de la industria confitera, la cual tiene una sólida presencia económica en México.

Tan es así, que en México la industria confitera representa un sector dinámico y en crecimiento dentro del panorama agroindustrial. De acuerdo con el Instituto Nacional de Estadística y Geografía (INEGI), esta industria está compuesta principalmente por pequeñas y medianas empresas (pymes), aunque las medianas y grandes concentran la mayor parte del valor de la producción bruta. En 2021 y 2022, el valor de la producción de la industria del chocolate y confitería, en términos reales, alcanzó niveles superiores a los que se tenían antes de la pandemia del COVID-19. En 2022, las exportaciones de chocolate y materias primas derivadas del cacao crecieron 14.3 % respecto a 2021 y las de la confitería, 25.7 por ciento. En 2021, México ocupó el primer lugar en las exportaciones mundiales de cacao en polvo con adición de azúcar u otro edulcorante y el cuarto lugar en las exportaciones de confitería. (INEGI, 2023). En la Figura 1.3 se aprecia la evolución de la producción en miles de millones de pesos de la industria confitera en los últimos años.

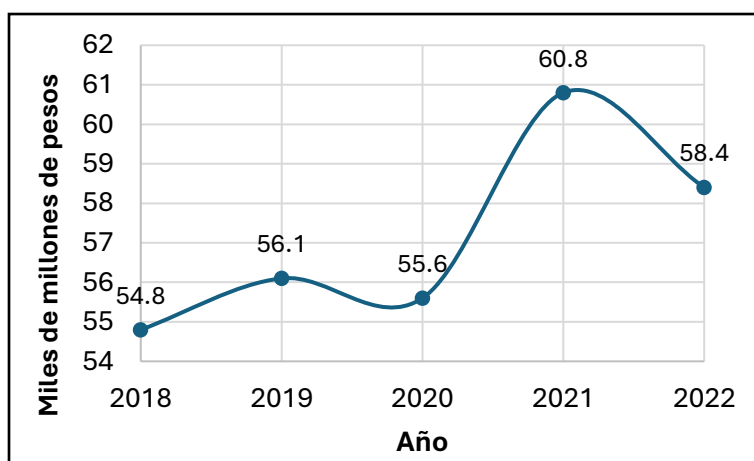


Figura 1.3. Evolución de la producción de la industria del chocolate y confitería. Fuente: (INEGI, 2023).

No obstante, este crecimiento también ha derivado en una problemática ambiental asociada a la generación de residuos sólidos y líquidos. Diversos estudios indican que la industria confitera puede generar hasta un 10 % de residuos respecto a su volumen de producción, lo cual incluye productos defectuosos, etiquetado erróneo, excedentes de mezcla, fragmentos de chocolate, jarabes azucarados y material de empaque dañado (Pilarska et al., 2018). Tradicionalmente, estos residuos han sido gestionados mediante incineración, vertido o reciclaje parcial, lo que conlleva emisiones contaminantes y desaprovechamiento de recursos con alto contenido energético.

Frente a este escenario, han surgido múltiples estrategias enfocadas en la valorización biotecnológica de residuos confiteros. Una de las más destacadas es su uso como sustrato para procesos fermentativos, gracias a su elevado contenido en carbohidratos simples como dextrosa, sacarosa y maltosa. Investigaciones recientes ya han demostrado que los jarabes industriales azucarados obtenidos como subproducto en plantas de confitería pueden emplearse como fuente alternativa de carbono para la producción de compuestos de valor agregado, como el ácido láctico o, en este caso, el ácido málico y polisacáridos microbianos como el pululano (Pilarska et al., 2018).

Estas estrategias están alineadas con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS). En particular, con la meta 12.3 que propone reducir a la mitad el desperdicio de alimentos para 2030, así como con los principios de economía circular, donde los residuos se transforman en materias primas para nuevos procesos productivos (Bekavac et al., 2025).

1.5.3 Valorización de residuos confiteros: estudio base para esta investigación

En 2020, Ponce Amador realizó un estudio enfocado en el aprovechamiento de residuos ricos en azúcares fermentables, provenientes de la industria confitera. Para ello, se empleó la cepa *Aureobasidium pullulans*, la cual mostró un crecimiento robusto y un perfil metabólico adecuado para la bioconversión bajo las condiciones planteadas.

Los experimentos iniciales se llevaron a cabo en un medio modelo que contenía glucosa y sacarosa como principales fuentes de carbono. Se evaluaron diferentes concentraciones y condiciones, obteniéndose rendimientos que oscilaron entre 0.2 y 0.4 g de poliácido málico (PMA) por gramo de sustrato, según la proporción de azúcares y otros factores del diseño experimental, como la adición de citrato y malato de sodio.

Posteriormente, el estudio avanzó hacia un escalado de laboratorio a nivel piloto, con el objetivo de validar la factibilidad del proceso en condiciones más cercanas a las industriales. Para ello, se utilizó un biorreactor tipo batch con capacidad de 3 litros, empleando jarabes reales obtenidos de residuos de confitería. Estos jarabes presentaban altas concentraciones de azúcares fermentables, principalmente glucosa y sacarosa, con un contenido de sólidos solubles en el rango de 60 a 70 °Brix.

Durante la fermentación, se utilizaron volúmenes de medio de 1.75 L, con un pH ajustado entre 5.5 y 6.0, temperaturas entre 25 y 28 °C, y tasas de aireación de 0.5 a 1 VVM. Estas condiciones se optimizaron para favorecer tanto el crecimiento microbiano como la producción de PMA, en un proceso que tuvo una duración de 240 horas.

Los resultados obtenidos en el escalado fueron significativamente superiores a los del laboratorio. Se alcanzó un rendimiento final de 0.81 g_{PMA}/g de sustrato, lo que evidencia la eficacia del uso de jarabes de confitería como materia prima, así como la adecuación de las condiciones operativas a nivel piloto. La productividad fue de 0.56 g/L*h, un valor competitivo frente a otros procesos que emplean sustratos como melazas u olotes, los cuales suelen requerir etapas adicionales o mayores costos operativos. El crecimiento de *A. pullulans* y la generación de biomasa fueron consistentes con lo esperado, confirmando que la cepa mantiene su capacidad metabólica al escalar el proceso.

Una de las ventajas observadas durante el escalado fue el adecuado control de las condiciones mediante la operación batch, asimismo el diseño del reactor resultó eficaz para garantizar una aireación y mezcla homogéneas. No obstante, se identificó la necesidad de implementar un control más preciso de la temperatura y el pH en sistemas de mayor escala, con el fin de evitar posibles inhibiciones en el crecimiento microbiano. Además, aunque los residuos de confitería presentan un alto contenido de azúcares, su variabilidad composicional podría requerir ajustes en el proceso para mantener la consistencia en los resultados.

En conclusión, el estudio demuestra la viabilidad técnica y económica del uso de residuos de confitería para la producción escalada de PMA, con rendimientos y productividades competitivas. Este enfoque no solo representa una alternativa sostenible para la obtención de poliácido málico, sino que también ofrece una solución innovadora

para la valorización de residuos industriales, con importantes beneficios tanto económicos como ambientales.

1.6 ESTUDIOS DE FACTIBILIDAD ECONÓMICA

Sin embargo, para poder competir con la actual producción industrial de ácido málico, la producción fermentativa de ácido málico debería tener un coste eficaz, para esto, se deben realizar en detalle análisis económicos relacionados con el uso de sustratos alternativos de bajo costo, modos de fermentación y procesamiento posterior.

1.6.1 Jugo de caña de azúcar, glucosa y almidón de maíz como sustratos

En la literatura se reportan estudios como el realizado por Wei et al. (2017), cuyo análisis de proceso y costos se basó en una planta con una producción anual de 2,500 toneladas métricas, utilizando los siguientes parámetros de fermentación:

- Concentración de azúcar: 150 g/L
- Rendimiento de PMA: 0.5 g/g de azúcar
- Productividad: 0.5 g/L*h
- Concentración obtenida de PMA: 75 g/L.

Se compararon los costos de producción usando jugo de caña de azúcar, glucosa y almidón de maíz como sustratos. El jugo de caña de azúcar es la materia prima más económica (USD 0.178/kg) en comparación con la glucosa (USD 0.50/kg) y el almidón de maíz (USD 0.344/kg). El costo estimado del producto (PMA) es de USD 1.33/kg para el jugo de caña de azúcar, USD 1.73/kg para almidón de maíz y USD 1.96/kg para la dextrosa. Según este análisis el costo del producto podría variar con la escala de producción y el rendimiento del producto, la productividad y concentración final de PMA obtenido en la fermentación. Por ejemplo, el costo de producción de PMA podría aumentar a USD 1.94/kg para jugo de caña de azúcar y USD 2.24/kg para almidón de maíz si el tamaño de la planta se redujera a 1,000 ton. Así, como el costo de las materias primas representa entre el 40% y el 60% del costo del producto final, el costo de producción de PMA es muy sensible al rendimiento del producto. Por ejemplo, aumentar el rendimiento del producto de 0,5 g/g a 0,7 g/g reduciría el costo del producto en un 19.3% a USD 1.45/kg para el almidón de maíz y un 8% a USD 1.23/kg para el jugo de caña de azúcar. La productividad del reactor también tiene importantes impactos en el

costo del producto, ya que afecta el tamaño del reactor y la inversión de capital. Si la productividad del reactor cayera a 0.3 g/L*h, el costo de producción de PMA a partir de jugo de caña de azúcar aumentaría un 20% a USD 1.60/kg. Del mismo modo, la concentración del producto procedente de la fermentación también tiene un efecto económico importante, ya que el consumo de energía en el procesamiento posterior aumentaría inversamente proporcional a la concentración final del producto. El costo del producto PMA a partir de jugo de caña de azúcar aumentaría a USD 1.68/kg (26.3%), si la concentración final de PMA de la fermentación cayera a 50 g/L. Por lo tanto, es importante tener una alta productividad (>0.5 g/L*h), rendimiento (>0.5 g/g) y concentración (>75 g/L) en la fermentación de PMA. Este estudio demuestra que la producción de PMA a partir de jugo de caña de azúcar sigue siendo un proceso económicamente atractivo para el PMA a un precio de venta de USD 3.0/kg.

1.6.2 Melaza de soja, cáscara de soja y maíz como sustrato

De igual manera, la melaza de soja es una fuente de diversos azúcares, potencialmente utilizables para su fermentación y obtención de PMA, tal como se muestra en el estudio realizado por (Cheng et al., 2017) en el que se analizan los costos de producción de ácido málico a partir de maíz, cáscara de soja y melaza de soja basado en una producción anual de ácido málico de 5,000 TM con los siguientes parámetros de fermentación:

- Rendimiento de ácido málico: 0.50 g/g de azúcar
- Productividad volumétrica: 0.5 g/L*h
- Concentración final: 40 g/L.

Los costos de producción de ácido málico son de USD 1.37/kg para el maíz, USD 1.75/kg para la cáscara de soja y USD 1.10/kg para la melaza soja. Claramente, la melaza de soja, que es la materia prima más barata tiene la mejor economía para aplicación comercial. Primeramente, el costo de producción aumentaría significativamente si la tasa de producción anual fuera menor que 5,000 ton, mientras que aumentar aún más la tasa más allá de 5,000 ton tendría pequeños beneficios de costos. Dado que el costo de la materia prima representa la mayor parte del costo del producto final, el rendimiento en la fermentación tendría un efecto importante en la economía. Por ejemplo, si el rendimiento del producto aumenta un 40%, de 0.5 g/g a 0.7

g/g, el costo unitario de producción de ácido málico disminuiría 10%, de USD 1.10/kg a USD 0.99/kg para la melaza de soya, y 15.5%, de USD 1.75 a USD 1.47/kg para la cascara de soya lo que también convertiría a esta última en una materia prima económicamente atractiva. Una concentración de producto más alto también ayuda a reducir el costo de producción porque no sólo puede reducir el tamaño del reactor y, por lo tanto, el costo de capital, sino que también simplifica la separación posterior y reduce el costo de energía en la recuperación y purificación del producto. Es especialmente importante conseguir una concentración de producto decente (>40 g/L) en la fermentación ya que un nivel bajo aumentaría la cantidad de agua que se eliminará en la ultrafiltración y aumentaría el costo exponencialmente. Por ejemplo, si la productividad se duplica a 1.0 g/L*h, el volumen del fermentador se reducirá en un 50% y el costo del fermentador en 36%. Y ya que los fermentadores representan entre el 50% y el 60% del costo total del equipo, la inversión de capital total podría reducirse en 20%, lo que aumentaría el retorno de la inversión ROI en 25% y reduciría el período de recuperación en aproximadamente 20%.

Si bien hay varios informes bibliográficos sobre la fermentación del ácido málico, todavía son muy pocos los informes que cubren el análisis económico de la producción de ácido málico. Esto representa una brecha significativa en la literatura actual, ya que el análisis económico es crucial para evaluar la viabilidad comercial de la producción a escala industrial.

2. JUSTIFICACIÓN E HIPÓTESIS

Justificación

La creciente necesidad de adoptar procesos productivos sostenibles impulsa la búsqueda de alternativas tecnológicas que permitan reducir el impacto ambiental y optimizar el uso de recursos. En este contexto, el aprovechamiento de residuos agroindustriales con alto contenido de azúcares, como los generados por la industria confitera, representa una oportunidad estratégica, tanto desde el punto de vista ambiental como económico. Estos residuos suelen ser subutilizados o eliminados mediante procesos contaminantes y pueden ser transformados en sustratos fermentables de bajo costo para obtener productos de alto valor agregado.

Entre los compuestos de interés destacan el ácido málico, ampliamente utilizado en las industrias alimentaria, farmacéutica y química, así como el pululano, un polisacárido con aplicaciones en las industrias de alimentos, cosmética y biomédica. La producción simultánea de ambos compuestos, a través de fermentación microbiana con *Aureobasidium pullulans*, ofrece una ruta biotecnológica con potencial para integrarse en esquemas de biorrefinería, maximizando el aprovechamiento de los residuos y diversificando los productos obtenidos.

Sin embargo, para que esta alternativa sea viable a escala industrial, es necesario evaluar su factibilidad técnica y económica de manera integral. En este sentido, la simulación de procesos mediante herramientas como SuperPro Designer® permite analizar, bajo condiciones realistas, el comportamiento del sistema, dimensionar los equipos requeridos y estimar los costos asociados, así como realizar proyecciones financieras confiables. Asimismo, la validación experimental en medios reales permite establecer con mayor certeza los parámetros cinéticos y rendimientos del sistema.

Este proyecto busca entonces demostrar que los residuos de la industria confitera pueden ser valorizados eficientemente mediante un proceso fermentativo optimizado y económicamente rentable, promoviendo un modelo de economía circular aplicable a otras cadenas productivas. De este modo, se contribuye tanto al diseño de procesos biotecnológicos sostenibles como a la reducción del impacto ambiental asociado a la generación de residuos azucarados.

Hipótesis

Los residuos azucarados de la industria confitera pueden ser utilizados como sustrato alternativo para la producción simultánea de ácido málico y pululano mediante fermentación con *Aureobasidium pullulans*, alcanzando rendimientos y productividades técnicas suficientes para justificar, a través de modelado y simulación de procesos, su factibilidad económica a escala industrial.

3. OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar la viabilidad técnico-económica de la producción simultánea de ácido málico y pululano a partir de residuos azucarados de la industria confitera mediante fermentación microbiana con *Aureobasidium pullulans*, integrando validación experimental y simulación de procesos en SuperPro Designer® para estimar el potencial de escalamiento industrial.

3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Realizar fermentaciones en medio modelo y medio real con *Aureobasidium pullulans* para estimar los rendimientos y productividades de ácido málico y pululano.
2. Modelar y simular el proceso completo en SuperPro Designer®, incluyendo las etapas de pretratamiento, fermentación y recuperación de productos.
3. Estimar los costos de producción y evaluar la rentabilidad del proceso mediante indicadores financieros como TIR, VPN y POT.
4. Realizar un análisis de sensibilidad económico para identificar los parámetros críticos que afectan la factibilidad del proceso.

4. METODOLOGÍA

4.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO MÁLICO

Para la simulación del proceso de producción de ácido málico a partir de residuos con alto contenido de azúcares (también denominados merma), se empleó el software SuperPro Designer® v8.5 de Intelligen Inc. Este programa es una herramienta especializada en el modelado, simulación y análisis de procesos biotecnológicos e industriales. Esta plataforma permitió representar de manera sistemática cada una de las etapas del proceso, efectuar balances de materia y energía, estimar rendimientos y llevar a cabo el dimensionamiento preliminar de los equipos, todo ello bajo condiciones operativas representativas del entorno industrial.

4.1.1 Descripción del proceso de producción de ácido málico en SuperPro Designer®

4.1.1.1 Pretratamientos

El pretratamiento aplicado tanto a la merma de caramelo suave como a la de caramelo duro sigue el mismo esquema general, con ligeras variaciones operativas. Para efectos de simplificación en la simulación del proceso, se empleó una mezcla representativa de ambas mermas, tomando como base el pretratamiento correspondiente al caramelo duro, al ser esta la fracción predominante en términos de volumen.

- Molienda y dilución

El procedimiento se inicia con la separación mecánica del envoltorio del caramelo, seguida de la molienda del producto sólido. El material obtenido se diluye con agua hasta alcanzar una concentración de azúcares totales del 50 %. Este proceso de disolución se lleva a cabo a temperatura ambiente y puede requerir entre 6 y 11 horas para lograr la completa solubilización de los sólidos presentes en la matriz dulce (Ponce Amador, 2020).

- Evaluación y neutralización de pH

Posteriormente, se evalúa el pH de la solución, dado que este parámetro es crítico para el desempeño del proceso fermentativo. La especificación deseada se encuentra

en el rango de 5.8 a 6.3. Debido a la posible presencia de ácidos orgánicos en la materia prima, pueden registrarse valores inferiores a dicho intervalo. En tales casos, se realiza una neutralización mediante la adición controlada de una solución de carbonato de calcio, hasta alcanzar el valor de pH especificado.

- Adsorción

Una vez ajustados el pH y la concentración de azúcares, la solución es sometida a un proceso de adsorción con carbón activado, con el objetivo de eliminar colorantes, saborizantes y otros aditivos presentes en la matriz. Para ello, se adicionan 50 kg de carbón activado por cada 1,000 L de solución, y la mezcla se mantiene en agitación durante un periodo de entre 1 y 1.5 horas.

- Filtración

Finalmente, la solución es sometida a un proceso de filtración utilizando un filtro prensa. Esta etapa permite la separación del carbón activado junto con los compuestos adsorbidos, obteniéndose así una solución clarificada apta para ser utilizada en la etapa de fermentación.

4.1.1.2 Fermentación y purificación

- Fermentación

La solución clarificada, con una concentración inicial de azúcares totales del 50 %, se diluye mediante la adición de agua hasta alcanzar una concentración adecuada de 120 g/L, valor compatible con el metabolismo de *Aureobasidium pullulans*. Posteriormente, se inocula el medio con un volumen equivalente al 5 % v/v de cultivo activo del microorganismo, junto con los nutrientes requeridos para su óptimo crecimiento y productividad. El proceso fermentativo se lleva a cabo durante un periodo de 240 horas, bajo condiciones controladas de aireación (3 VVM) y agitación (200 RPM), promoviendo la biosíntesis simultánea de poliácido málico (PMA) y pululano.

- Separación de biomasa

Al término de la fermentación, la suspensión se somete a una centrifugación a 6,000 rpm durante 60 minutos, con el objetivo de separar la biomasa microbiana del sobrenadante. La fracción sólida puede ser dispuesta como residuo o considerada para su aprovechamiento como subproducto.

- Ultrafiltración

El sobrenadante libre de biomasa es sometido a un proceso de ultrafiltración empleando membranas de poro definido, que permiten la separación de compuestos de bajo peso molecular, tales como azúcares residuales y agua, reteniendo simultáneamente las macromoléculas de interés: PMA y pululano. La solución concentrada resultante alcanza una concentración aproximada del 40 % p/v de productos, siendo adecuada para la etapa subsiguiente de precipitación selectiva.

- Precipitación y separación de pululano

Para aislar el pululano, se adiciona un volumen equivalente de etanol al 96 % a la solución concentrada. La mezcla se deja en reposo durante 24 horas, facilitando la formación de un precipitado sólido de pululano por disminución de su solubilidad. Posteriormente, se realiza una centrifugación a 6,000 rpm durante 15 minutos, logrando su separación física del medio.

- Precipitación y separación de PMA

Al sobrenadante obtenido de la separación del pululano se le adiciona nuevamente un volumen de etanol al 96 % y se deja en reposo durante 24 horas, promoviendo la precipitación del políácido málico. La separación del PMA precipitado se efectúa mediante centrifugación a 6,000 RPM durante 15 minutos, obteniéndose un sólido rico en PMA. El sobrenadante remanente contiene principalmente azúcares residuales y puede ser descartado o tratado conforme a los lineamientos de manejo de efluentes.

- Recuperación y reciclaje de etanol

Considerando que el etanol representa un insumo significativo tanto en términos económicos como ambientales, se implementó un sistema de recuperación mediante destilación. La mezcla etanol-agua generada en las etapas de precipitación es alimentada a una columna de destilación. El etanol recuperado es enfriado de 80 °C a 25 °C, temperatura adecuada para su reutilización en las etapas de precipitación, lo que contribuye a la eficiencia energética y sostenibilidad del proceso.

- Secado por Aspersión

Finalmente, el PMA obtenido por centrifugación es conducido a un secador por aspersión, donde se elimina la humedad remanente. El producto resultante se obtiene en forma de polvo seco, facilitando su almacenamiento, manipulación y transporte posterior.

4.1.2 Composición de la materia prima ingresada en la simulación

De acuerdo con la categoría de confitería de origen, se definieron tres tipos de jarabes ricos en azúcares derivados del proceso de recuperación de merma industrial, conforme a la metodología descrita por Ponce Amador (2020). La composición teórica de cada uno de estos jarabes se presenta en la Tabla 4.1

Tabla 4.1. Composición teórica de las diferentes materias primas utilizadas en el proceso de recuperación de merma.

Componente / Tipo de dulce	Caramelo macizo (JR)	Caramelo macizo (CC)	Caramelo suave (N)
Dextrosa	6.57%	9.73%	5.72%
Maltosa	2.89%	4.28%	11.96%
Sacarosa	58.99%	43.56%	37.17%
Saborizantes	0.39%	0.97%	0.11%
Agua	1.99%	1.64%	8.40%

Fuente: (Ponce Amador, 2020)

Cada una de las materias primas corresponde a una mezcla de distintos tipos de caramelos que, tras haber sido sometidos al pretratamiento previamente descrito, fueron transformados en jarabes que cumplen con las especificaciones requeridas para su aprovechamiento como sustrato fermentativo.

Dado que en este proceso se empleó una combinación de los tres jarabes generados, la composición final de la mezcla fue ajustada en función de la proporción individual de cada jarabe y de la cantidad de merma generada mensualmente en la planta productora (Tabla 4.2).

Tabla 4.2. Cantidad de merma producida y recuperada mensualmente por tipo de dulce.

Tipo de dulce	Merma (kg)	Recuperado (kg)	% Recuperación
N	9,048	7,390	82%
JR	9,745	4,884	50%
CC	4,792	1,254	26%
TOTAL	23,585	13,528	57.36%

- **Ajuste de maltosa**

Dado que la maltosa es el azúcar presente en menor proporción en la mayoría de los tipos de caramelos evaluados y con el objetivo de simplificar los cálculos de balance de materia y la simulación del proceso, su contenido fue redistribuido entre los dos azúcares predominantes: dextrosa y sacarosa. Esta redistribución se llevó a cabo aplicando los criterios establecidos en la Ecuación 1 y la Ecuación 2.

$$DA = \frac{Di}{Di + Si} * At \quad (1)$$

$$SA = \frac{Si}{Si + Di} * At \quad (2)$$

Donde *DA* representa la concentración de dextrosa y *SA* representa la concentración de sacarosa obtenidas después del ajuste de maltosa, *Di* es la concentración inicial de dextrosa presente en la merma, *Si* es la concentración inicial de sacarosa en la merma y *At* es la concentración de azúcares totales presentes en la merma.

El ajuste del contenido de maltosa se aplicó a los tres tipos de dulce, considerando sus respectivas concentraciones de dextrosa, sacarosa y azúcares totales. Como resultado, las concentraciones corregidas para cada tipo de merma se presentan en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3. Composición teórica de la merma luego del ajuste de maltosa.

Componente / Tipo de dulce	Caramelo macizo (JR)	Caramelo macizo (CC)	Caramelo suave (N)
Dextrosa	6.858 %	10.509 %	7.315 %
Sacarosa	61.582 %	47.051 %	47.535 %
Azúcares totales	68.44 %	57.56 %	54.85 %

- **Ajuste de relación concentración-cantidad**

Una vez obtenida la composición ajustada tras la redistribución del contenido de maltosa en cada tipo de merma, se procedió a realizar un segundo ajuste en función de la cantidad mensual de merma generada, dado que esta constituye la base de entrada

del proceso simulado (23,585 kg/mes). Para estimar la concentración final de dextrosa y sacarosa en la mezcla global, se emplearon las Ecuaciones 3 y 4, respectivamente.

$$D_f = \left(\frac{(DA_{JR})(C_{JR}) + (DA_{CC})(C_{CC}) + (DA_N)(C_N)}{(C_{JR} + C_{CC} + C_N)} \right) * 100 \quad (3)$$

$$S_f = \left(\frac{(SA_{JR})(C_{JR}) + (SA_{CC})(C_{CC}) + (SA_N)(C_N)}{(C_{JR} + C_{CC} + C_N)} \right) * 100 \quad (4)$$

Donde D_f representa la concentración de dextrosa y S_f representa la concentración de sacarosa finales; DA_{JR} , DA_{CC} y DA_N son las concentraciones de dextrosa después de haber ajustado la maltosa para el dulce JR, dulce CC y dulce N, respectivamente; SA_{JR} , SA_{CC} y SA_N son las concentraciones de dextrosa después de haber ajustado la maltosa para el dulce JR, dulce CC y dulce N respectivamente; C_{JR} , C_{CC} y C_N son las cantidades de merma producidas mensualmente para el dulce JR, dulce CC y dulce N, respectivamente.

Finalmente, después de estos ajustes se obtuvo la composición final de merma que se introdujo en la simulación del proceso en el software SuperPro Designer® (Tabla 4.4).

Tabla 4.4. Composición teórica final de la merma introducida en la simulación.

Componente	Concentración %
Dextrosa	7.45
Sacarosa	52.55
Saborizantes	0.21
Agua	39.79

4.1.3 Modelo cinético

Para modelar la producción de biomasa, ácido polimálico (PMA) y pululano durante el proceso de fermentación, se empleó el modelo cinético de Monod, el cual describe la relación entre la tasa específica de crecimiento microbiano y la concentración del sustrato. Los parámetros cinéticos, específicamente la tasa máxima de crecimiento ($\mu_{\max}$)

y la constante de saturación del sustrato (K_s), fueron incorporados en el software SuperPro Designer®, con el fin de calcular la tasa de crecimiento de la biomasa y la producción de ácido málico y pululano. Dichos parámetros fueron obtenidos mediante ajuste de datos experimentales reportados en estudios previos, sobre la producción de PMA a partir de residuos de la industria confitera, realizados por Ponce Amador (2020).

Se consideraron los tiempos de fermentación junto con sus respectivas concentraciones de sustrato, conforme a lo detallado en la Tabla 4.5, extraída del mismo estudio.

Tabla 4.5. Concentración de sustrato durante la fermentación de jarabe JR con respecto al tiempo.

Tiempo	C. sustrato
0	0.120
12	0.132
24	0.139
36	0.140
48	0.147
72	0.145
96	0.130
120	0.124
144	0.106
168	0.098
192	0.090
216	0.082
240	0.078

Para obtener las concentraciones de biomasa y PMA a lo largo de la fermentación se utilizaron las Ecuaciones 5 y 6 respectivamente:

$$C(t)_{DCW} = 0.0014 + 0.031e^{-e^{-0.0213(t-102.04)}} \quad (5)$$

$$C(t)_{PMA} = -0.0019 + 0.0610e^{-e^{-0.0157(t-70.898)}} \quad (6)$$

Donde $C(t)_{DCW}$ representa la concentración de biomasa con relación al tiempo, así como $C(t)_{PMA}$ de igual manera representa la concentración de PMA con respecto al tiempo y t representa el tiempo.

Una vez determinadas las concentraciones de biomasa y ácido polimálico (PMA), se calculó la tasa específica de crecimiento celular (μ) mediante la aplicación de la Ecuación 7. Esta tasa específica es ampliamente utilizada en sistemas biológicos, especialmente en el análisis de la cinética de crecimiento microbiano.

$$\mu = \frac{\ln(X_2) - \ln(X_1)}{t_2 - t_1} \quad (7)$$

Donde μ representa la tasa específica de crecimiento microbiano (h^{-1}), X_1 y X_2 son las concentraciones de biomasa (g/mL) en dos puntos de tiempo t_1 y t_2 respectivamente, y t_1 y t_2 son los tiempos correspondientes a las concentraciones de biomasa X_1 y X_2 .

La tabla 4.6 muestra como quedaron entonces las concentraciones de biomasa y PMA junto con los valores de μ que se obtuvieron.

Tabla 4.6. Concentraciones de biomasa y PMA con sus respectivos valores de μ .

Tiempo (h)	Concentración Biomasa (g/mL)	Concentración PMA (g/mL)	μ Biomasa (h^{-1})	μ PMA (h^{-1})
0	0.001	0.001		
12	0.001	0.003	0.002	0.091
24	0.002	0.006	0.007	0.053
36	0.002	0.009	0.017	0.038
48	0.003	0.013	0.029	0.029
72	0.006	0.021	0.033	0.021
96	0.011	0.029	0.026	0.014
120	0.017	0.037	0.017	0.009
144	0.022	0.043	0.011	0.006
168	0.026	0.047	0.006	0.004
192	0.028	0.051	0.004	0.003
216	0.030	0.053	0.002	0.002
240	0.031	0.055	0.001	0.001

El modelo cinético de Monod es descrito por la Ecuación 8.

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_s + S} \quad (8)$$

Donde μ es la tasa de crecimiento específico (h^{-1}); S es la concentración de sustrato (g/L o mg/L); K_s es la constante de saturación (g/L o mg/L) y μ_{max} es la tasa de crecimiento máxima (h^{-1}).

Con el fin de facilitar la estimación de los parámetros cinéticos μ_{max} y K_s , se empleó la linealización mediante el método de Lineweaver-Burk. Esta técnica permite transformar la ecuación no lineal del modelo de Monod en una expresión lineal que puede ser ajustada mediante regresión lineal simple. Para llevar a cabo dicha linealización, se aplicó el inverso a ambos lados de la ecuación, como se muestra en la Ecuación 9.

$$\frac{1}{\mu} = \frac{K_s}{\mu_{max}} * \frac{1}{S} + \frac{1}{\mu_{max}} \quad (9)$$

Ya que se calcularon varias tasas μ para diferentes concentraciones de sustrato, se sacó el inverso para estos datos, como se muestra en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7 Inversos de concentración de sustrato y tasa de crecimiento específica de biomasa y PMA.

1/Cs	1/ μ (Biomasa)	1/ μ (PMA)
8.333	575.790	10.983
7.575	143.658	18.936
7.194	57.240	26.376
7.142	34.856	34.256
6.802	29.901	47.742
6.896	38.235	72.206
7.692	58.681	107.125
8.064	94.781	157.644
9.433	155.765	231.068
10.204	257.816	337.963
11.111	428.158	493.694
12.195	712.272	720.638

Una vez calculados los valores del inverso de la concentración de sustrato ($1/C_s$) y del inverso de la tasa de crecimiento específico ($1/\mu$) tanto para la biomasa como para el ácido polimálico (PMA), se realizó un ajuste lineal a los datos mediante la gráfica de $1/C_s$ (eje Y) versus $1/\mu$ (eje X). Considerando que el modelo de Monod se fundamenta en la tasa específica de crecimiento, la cual es más precisa y constante durante la fase exponencial, en la que las células crecen a su máxima velocidad, únicamente se incluyeron los datos correspondientes a dicha fase para la construcción de la gráfica.

Se determinó que la fase exponencial, en este estudio, abarca el intervalo de 72 a 168 horas de fermentación. Por lo tanto, se emplearon únicamente los valores de $1/\mu$ de biomasa y PMA correspondientes a ese rango temporal. Los resultados obtenidos de la linealización para biomasa y PMA se presentan en las Figuras 4.1 y 4.2, respectivamente.

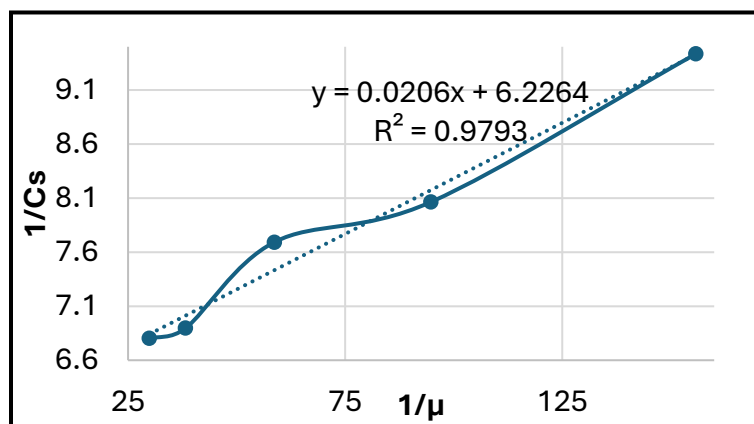


Figura 4.1. Linealización Lineweaver-Burk para la biomasa.

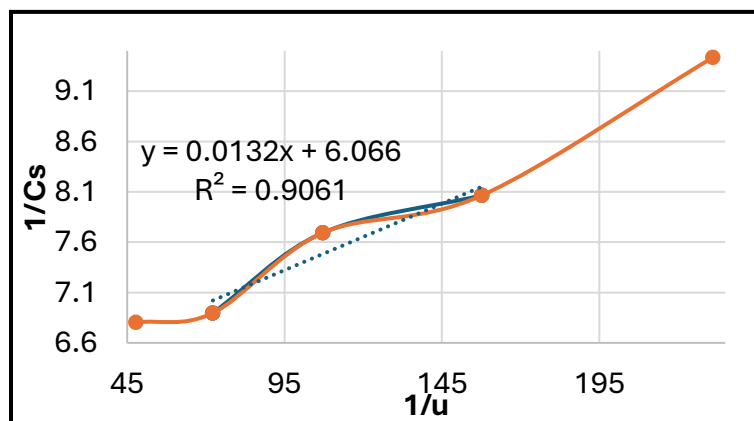


Figura 4.2. Linealización Lineweaver-Burk para el PMA.

Se tiene para cada caso la ecuación de una línea recta en la forma estándar como en la Ecuación 10:

$$Y = mx + b \quad (10)$$

Donde y es el inverso de la tasa de crecimiento específico; x es el inverso de la concentración de sustrato; m representa la constante de saturación dividida entre la tasa de crecimiento máximo como se muestra en la Ecuación 11; y finalmente b representa el inverso de la tasa de crecimiento máximo como se muestra en la Ecuación 12.

$$m = \frac{K_s}{\mu_{max}} \quad (11)$$

$$b = \frac{1}{\mu_{max}} \quad (12)$$

Finalmente, basándose en el planteamiento anterior junto con las ecuaciones de las líneas rectas formadas se calculó μ_{max} y K_s a partir de b y m , tanto para la biomasa como para el PMA.

4.1.4 Balance de materia y estructura de la simulación

El balance de materia se llevó a cabo con el propósito de evaluar la conversión de los azúcares presentes en los residuos de confitería en ácido málico, pululano y biomasa. La materia prima empleada consistió en una mezcla de residuos con diversas concentraciones de azúcares, conforme se describió en la sección correspondiente a la composición de la materia prima.

El proceso completo fue modelado bajo condiciones de estado estacionario y estructurado en varias etapas unitarias clave, que incluyeron: dilución de la materia prima, adsorción con carbón activado, fermentación microbiana, separación de biomasa, separación de coproductos y purificación del ácido málico mediante ultrafiltración y precipitación alcohólica, entre otros. Se representaron todos los flujos de entrada y salida, así como las conversiones y eficiencias asociadas a cada operación unitaria.

- **Definición de entradas principales:**

- Merma con alto contenido de azúcares (23,585 kg/mes): Mezcla de residuos azucarados recuperados de la industria confitera, utilizada como materia prima principal en el proceso fermentativo.

- Carbón activado (1,200 kg/mes): Empleado en la etapa de pretratamiento para la eliminación de colorantes, saborizantes y otros aditivos presentes en los residuos, los cuales podrían interferir con el crecimiento microbiano o afectar la eficiencia del proceso.
- Agua (58,675 L/mes): Utilizada para diluir la materia prima y ajustar la concentración de azúcares a un valor óptimo de 120 g/L previo a la etapa de fermentación.
- Inóculo (3,381 L/mes): Suspensión microbiana preparada con *Aureobasidium pullulans*, añadida al 5% v/v con respecto al volumen total de fermentación, con el objetivo de iniciar y mantener la actividad fermentativa.
- Nutrientes y sales minerales: Se incorporaron compuestos esenciales para favorecer el crecimiento celular y la actividad metabólica del microorganismo. Según se detalla en la Tabla 4.8.
- Etanol (10,578 L/mes): Utilizado en las etapas de precipitación con el fin de recuperar tanto el pululano como el ácido polimálico. La adición se realizó en un volumen igual al de la solución, empleando etanol al 96% v/v.

Tabla 4.8. Cantidad de nutrientes requeridos para la fermentación de merma mensual.

Nutrientes	kg/mes
Peptona	16.90
Extracto de levadura	3.38
Fosfato de potasio (KH_2PO_4)	7.10
Sulfato de magnesio heptahidratado ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	14.20
Cloruro de potasio (KCl)	53.24
Sulfato de zinc heptahidratado ($\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	7.10
Nitrato de amonio (NH_4NO_3)	135.23
Ácido cítrico	338.07
Carbonato de calcio (CaCO_3)	2028.41

4.1.5 Cálculo de rendimientos y productividad

Los rendimientos de biomasa, ácido málico y pululano se determinaron a partir de la relación entre la cantidad obtenida de cada uno de estos productos y la cantidad de azúcares consumidos durante la fermentación. La estimación del consumo de azúcares se realizó mediante un balance de masa, representado por la Ecuación 13.

$$SST_c = SST_i - SST_f \quad (13)$$

Donde SST_c representa la cantidad de sólidos solubles totales consumidos; SST_i representa los sólidos solubles totales al inicio de la fermentación; y SST_f representa los sólidos solubles totales al final de la fermentación.

Una vez determinada la cantidad de azúcares consumidos, esta se relacionó con la cantidad de biomasa, pululano y ácido polimálico (PMA) obtenidos al finalizar la fermentación, con el fin de calcular los rendimientos correspondientes. Dichos rendimientos fueron estimados mediante las Ecuaciones 14, 15 y 16, respectivamente.

$$R_{b/s} = \frac{DCW_f}{SST_c} \quad (14)$$

$$R_{pul/s} = \frac{PUL_f}{SST_c} \quad (15)$$

$$R_{PMA/s} = \frac{PMA_f}{SST_c} \quad (16)$$

Donde DCW_f representa la cantidad de biomasa determinada al final de la fermentación; PUL_f representa la cantidad de pululano determinada al final de la fermentación; y PMA_f representa la cantidad de poliácido málico determinada al final de la fermentación.

Para evaluar el desempeño del proceso fermentativo en términos de producción por unidad de volumen y tiempo, se calculó la productividad volumétrica de biomasa, pululano y ácido málico (PMA). Esta se definió como la concentración final del producto en el medio de cultivo dividida entre el tiempo total de fermentación (Ecuación 17).

$$P_p = \frac{C_{pf}}{t} \quad (17)$$

Donde P_p representa la productividad del producto ya sea biomasa, pululano o PMA; C_{pf} representa la concentración final del producto (en g/L) y t es el tiempo total de fermentación (en horas). Las concentraciones finales de cada producto fueron obtenidas a partir de la simulación realizada en SuperPro Designer®, mientras que el tiempo de fermentación se fijó en 240 horas.

4.2 VALIDACIÓN EXPERIMENTAL

4.2.1 Ensayos fermentativos para la validación del modelo de simulación

Con el propósito de validar los resultados obtenidos a partir de la simulación del proceso en SuperPro Designer®, se llevaron a cabo cuatro fermentaciones según el diseño experimental presentado en la Tabla 4.9, utilizando el microorganismo *Aureobasidium pullulans*.

Tabla 4.9. Diseño experimental

Experimento	Tipo de sustrato	Concentración (g/L)
Jarabe 1	Jarabe confitería	120
Jarabe 2	Jarabe confitería	120
MM(100)	Medio modelo	100
MM(120)	Medio modelo	120

La metodología de fermentación empleada se basó en el protocolo descrito por P. Wei et al., 2017, centrado en procesos fermentativos con *A. pullulans*.

Las fermentaciones se realizaron en matraces Erlenmeyer de 250 mL, cada uno con 150 mL de medio de cultivo. Las incubaciones se efectuaron bajo condiciones controladas, con agitación constante a 200 rpm y una temperatura aproximada de 26 °C, durante un periodo total de 240 horas (10 días).

Para preservar esta cepa se utilizó medio sólido Agar Papa Dextrosa y se resembró 3 veces antes de la preparación del inóculo inicial.

El inóculo utilizado es en medio líquido y se preparó con la siguiente composición: sacarosa 10 g/L, Peptona 5g/L, Extracto de Levadura 1 g/L KH_2PO_4 0.1 g/L, $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

0.2 g/L, KCl 0.75 g/L, $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.1 g/L. Todo esto en un matraz con 100 mL de agua destilada.

El medio se esterilizó a 121 °C/15 min. Posteriormente, 100 mL fueron inoculados con la última resiembra de *A. pullulans* y se incubó a 25 °C con una velocidad de agitación de 220 rpm por 24 horas. Formando así el cultivo semilla.

Con la finalidad de proporcionarle al microorganismo un medio favorable para la fermentación se añadieron a los medios sales y otros insumos con la siguiente composición: KH_2PO_4 0.1 g/L, $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.2 g/L, KCl 0.75 g/L, $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.1 g/L, NH_4NO_3 2g/L, Ácido cítrico 5 g/L, CaCO_3 30 g/L. Los medios se esterilizaron a 121 °C durante 15 min. Una vez estériles, los medios se inocularon con 5% (v/v) del cultivo semilla de 24 hrs.

4.2.2 Seguimiento de la fermentación

Durante el proceso fermentativo se realizaron 10 muestreos en total, con una frecuencia de cada 12 horas durante los primeros 2 días y luego cada 24 horas hasta completar los 10 días. En cada muestreo se determinaron dos parámetros principales del crecimiento microbiano:

- Concentración de biomasa expresada en g/mL.
- Recuento total en log (UFC/mL).

Una vez finalizada la fermentación en la muestra correspondiente a las 240 h, se evaluó la producción de ácido málico y pululano, así como la medición de los azúcares totales residuales en cada uno de los medios como parte de la validación experimental de la simulación computacional.

4.2.2.1 Biomasa (DCW)

Se utilizó la técnica de peso seco celular o Dry Cell Weight (DCW), donde se realizó la centrifugación de 15 mL de muestra (6000 rpm / 20 min) y el sobrenadante se separa. El precipitado se trató con HCl 2M para eliminar el exceso de CaCO_3 en la muestra.

Se realizaron dos lavados con 1 volumen de agua destilada, para eliminar las sales que pudieran quedar en el precipitado, empleando ciclos de agitación (10 min) y centrifugación (6000 RPM / 10 min) (Zou et al., 2016).

El precipitado restante se sometió a secado a peso constante a 50°C/24 h, el cálculo se realizó por medio de la ecuación 18:

$$DCW = \frac{(Wf - Wi)}{Vm} \quad (18)$$

Donde, Wf corresponde al peso final del tubo donde se tenía la muestra, Wi indica el peso del tubo seco y Vm representa el volumen de la muestra.

4.2.2.2 Pululano

Al sobrenadante recuperado de la centrifugación se le añadió 1 volumen de etanol y se deja reposar por 1 hora. Ya con el pululano precipitado, la muestra se centrifugó a 6000 rpm durante 20 min, para posteriormente secar a peso constante a 55 °C (24 h).

4.2.2.3 Poliacido málico (PMA)

De acuerdo con la metodología planteada por Liu y Steinbüchel (1996), se realizó la precipitación con la adición de 1 volumen de etanol, para posteriormente dejar reposar por 24 h. Terminado el tiempo correspondiente de reposo se realizó la separación mediante centrifugación 6,000 rpm durante 45min, seguido del secado hasta peso constante a 50°C (24 h).

El cálculo para ambos productos se realizó por medio de gravimetría utilizando la Ecuación 19:

$$C_{producto} = \frac{(Wf - Wi)}{Vm} \quad (19)$$

Donde, Wf corresponde al peso final del tubo donde se tenía la muestra, Wi indica el peso del tubo seco y Vm representa el volumen de la muestra.

4.3 OBTENCIÓN DE COSTOS

Para la estimación de los costos asociados al proceso, se consideraron tres componentes fundamentales: el costo de las materias primas, el costo de los equipos involucrados y los costos energéticos requeridos para la ejecución del proceso de producción de ácido málico y pululano.

4.3.1 Costos de Materias Primas

El costo de las materias primas requeridas para la producción de ácido málico fue estimado a partir de una revisión bibliográfica exhaustiva. Para ello, se consultaron

diversas fuentes académicas, incluidas tesis de posgrado y artículos científicos, con el objetivo de identificar precios actuales o estimados representativos de cada insumo. Las fuentes seleccionadas corresponden a publicaciones recientes que reportan costos en procesos biotecnológicos o industriales comparables, lo cual permitió establecer un rango de referencia confiable.

En aquellos casos en los que no se encontró información específica en la literatura científica, se recurrió a precios promedio proporcionados por proveedores comerciales o plataformas de distribución en línea. Esta estrategia permitió ajustar los valores estimados a un contexto industrial realista y actual.

4.3.2 Costos de los Equipos

Los resultados obtenidos a partir de la simulación realizada en SuperPro Designer® proporcionaron información detallada sobre los flujos de entrada y salida en cada una de las etapas del proceso, incluyendo fermentación, centrifugación, ultrafiltración, entre otras. Asimismo, se cuantificaron los productos y subproductos generados y procesados en cada operación unitaria.

Dichos datos se presentan en la Tabla 4.10, expresados en función de la cantidad procesada por mes, con el propósito de corresponder a la capacidad operativa real de los equipos seleccionados.

Tabla 4.10. Cantidad de materia prima procesada por equipo.

Equipo	Cantidad de materia prima procesada (kg/mes)
Trituradora	23,585
Tanque de almacenamiento	9,846
Filtro prensa	9,846
Fermentador	24,405
Centrífuga	24,405
Ultrafiltración	23,437
Tanque de almacenamiento	6,726
Centrífuga	6,726
Tanque de almacenamiento	11,241

Centrífuga	11,241
Tanque almacenamiento	1,516
Secador por aspersión	3,032

A partir de los datos generados por la simulación, se estimaron las dimensiones y capacidades requeridas para cada uno de los equipos involucrados en el proceso. Una vez determinadas las capacidades operativas, se procedió a la estimación del costo de inversión mediante la cotización de los equipos industriales necesarios.

Este proceso se llevó a cabo mediante la consulta directa a proveedores especializados, así como a través de plataformas de comercio internacional en línea. Se priorizó la selección de proveedores con experiencia comprobada en el suministro de equipos para las industrias química y biotecnológica.

Los precios obtenidos incluyeron no sólo el valor del equipo, sino también los costos asociados al envío, transporte y trámites aduanales, con el fin de obtener una estimación más precisa y representativa del costo total de inversión.

4.3.3 Costos de los servicios

4.3.3.1 Electricidad

Para determinar el costo energético total asociado al proceso, se recopiló la información del consumo eléctrico de cada equipo involucrado, el tiempo de operación y su capacidad de procesamiento de la siguiente manera:

- **Identificación del consumo energético y capacidad de procesamiento de cada equipo:** Cada equipo del proceso fue caracterizado según su potencia nominal, expresada en kilovatios (kW), y su capacidad máxima de procesamiento proporcionadas por las especificaciones técnicas del fabricante o estimada en función de su capacidad operativa.
- **Determinación del tiempo de operación:** Con la Ecuación 20 se identificaron las horas de trabajo de cada equipo en función de la capacidad de procesamiento (CP) y la cantidad de materia a procesar (CMP) (Tabla 4.9).

$$t = \frac{CMP}{CP} \quad (20)$$

- **Cálculo del consumo energético por equipo:** El consumo energético de cada equipo (E_{equipo}) se calculó utilizando la Ecuación 21.

$$E_{equipo} = P_{equipo} * t \quad (21)$$

Donde: P_{equipo} representa la potencia nominal del equipo (kW) y t representa el tiempo de operación del equipo (horas).

- **Estimación del costo energético:** El costo energético total ($C_{energia}$) se calculó por medio de la Ecuación 22.

$$C_{energia} = E_{total} * T_E \quad (22)$$

Dónde T_E representa Tarifa eléctrica en unidades monetarias (1.22 MXN/kWh) obtenida de Seider et al. (2009).

- **Resultados del cálculo:** Se integraron los consumos energéticos de todos los equipos para obtener el consumo total del proceso, así como su costo correspondiente.

4.3.3.2 Vapor

Para la estimación de los costos asociados al consumo de vapor, se consideraron exclusivamente los equipos que demandan este recurso térmico dentro del proceso: la columna de destilación, utilizada para la recuperación y reincorporación del etanol, y el secador por aspersión, empleado para obtener el ácido málico en su forma pura y sólida.

La estimación del consumo de vapor se basó, en primera instancia, en la determinación del tiempo de operación de cada equipo. Este cálculo se realizó utilizando la Ecuación 20, descrita en la correspondiente sección metodológica.

Posteriormente se calculó la cantidad de vapor requerida por año ($V_{año}$) para ambos equipos por medio de la Ecuación 23.

$$V_{año} = V_{est} * t \quad (23)$$

Donde V_{est} representa la cantidad de vapor estándar requerida para procesar la cantidad de materia; y t representa el tiempo de operación en horas al año.

4.3.3.3 Agua de enfriamiento

Para la estimación de los costos asociados al consumo de agua de enfriamiento, se consideró el único equipo del proceso que requiere de este servicio: el intercambiador de calor destinado a la condensación de la mezcla etanol-agua recuperada en la columna de destilación.

La estimación del consumo se realizó a partir del tiempo de operación del equipo, determinado empleando la Ecuación (20), conforme a lo descrito en la metodología correspondiente.

Posteriormente se calculó la cantidad de agua de enfriamiento requerida por año ($AF_{año}$) para ambos equipos por medio de la Ecuación 24.

$$AF_{año} = AF_{est} * t \quad (24)$$

Donde AF_{est} representa la cantidad de agua fría requerida para procesar la cantidad de materia y t representa el tiempo de operación en horas al año.

4.4. EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD ECONÓMICA

4.4.1 Costo total de los equipos base (C_{BM})

Los costos de los equipos se ajustaron multiplicando el precio base de cada equipo por un factor específico (Tabla 4.11). Este ajuste permite estimar el Costo Total de los Equipos o C_{BM} , por sus siglas en inglés.

Tabla 4.11. Factores para costo base de equipos (F_{BM}).

Costo del equipo (C_E)	Factor (F_{BM})
Trituradora	1.39
Tanque de almacenamiento	3.05
Filtro prensa	2.32
Fermentador	4.16
Centrífuga	2.03
Ultrafiltración	2.32
Tanque de almacenamiento	3.05
Tanque de almacenamiento	3.05
Centrífuga	2.03
Tanque almacenamiento	3.05
Secador por aspersión	2.45
Columna de destilación	2.19
Intercambiador de calor	3.17

Fuente: (Seider et al., 2009)

El costo total de los equipos base (C_{BM}) se representa con la Ecuación 25.

$$C_{BM} = \Sigma(F_{BM} * C_E) \quad (25)$$

Este C_{BM} incluyó no sólo el precio directo de adquisición, sino también costos asociados que garantizan la instalación y el funcionamiento adecuado de los equipos en el proceso. Esto incluye gastos de transporte, accesorios y mano de obra especializada para el montaje.

4.4.2 Inversión Total de Capital (C_{TCI})

La inversión total de capital representó el monto requerido para la puesta en marcha del proyecto. Este cálculo incluyó no sólo el costo de los equipos, sino también los gastos asociados a la preparación del sitio, servicios auxiliares y capital de trabajo.

La estimación de la inversión total se estructuró en diferentes componentes, cuyos valores fueron determinados conforme se detalla en la Tabla 4.12, tomando como punto de partida el costo base de los equipos (C_{BM}) previamente calculado.

Tabla 4.12. Componentes de la inversión total de capital (C_{TCI}) y sus valores.

Componente	Ecuación	Valor (MXN)
Costo total de equipos (C_{BM})	$C_{BM} = \sum (F_{BM} * C_E)$	15,551,075.06
Costos totales para repuestos (C_{sep})	$C_{separe} = 0.5\% C_{BM}$	77,755.38
Costos totales tanques y almacenamiento (C_{stor})	$C_{storage} = 0.5\% C_{BM}$	77,755.38
Costo total para biocatalizador (C_{cat})	$C_{catalyst} = 0.5\% C_{BM}$	77,755.38
Costo total para computadoras y software (C_{comp})	$C_{comp} = 0.5\% C_{BM}$	77,755.38
Inversión total de equipos (C_{TBM})	$C_{TBM} = C_{BM} + C_{sep} + C_{stor} + C_{cat} + C_{comp}$	15,862,096.56
Costos de preparación del sitio (C_{site})	$C_{site} = 3\% C_{TBM}$	475,862.90
Costos de instalación de servicios (C_{serv})	$C_{serv} = 1.5\% C_{TBM}$	237,941.35
Costos para plantas de servicios públicos (C_{alloc})	$C_{alloc} = 15\% C_{TBM}$	2,379,314.48
Costo total de inversión directa permanente (C_{DPI})	$C_{DPI} = C_{TBM} + C_{site} + C_{serv} + C_{alloc}$	18,955,205.40
Costos de contingencias y gastos de contratista (C_{cont})	$C_{cont} = 20\% C_{DPI}$	3,791,041.08
Capital depreciable total (C_{TDC})	$C_{TDC} = C_{DPI} + C_{cont}$	22,746,246.47
Costo de terreno (C_{land})	-----	11,827,444.00
Costo de regalías (C_{royal})	$C_{royal} = 1\% C_{TDC}$	227,462.46
Costo de startup de planta ($C_{startup}$)	$C_{startup} = 10\% C_{TDC}$	2,274,624.65
Inversión total permanente (C_{TPI})	$C_{TPI} = C_{TDC} + C_{land} + C_{royal} + C_{startup}$	37,075,777.59
Capital de trabajo (C_{WC})	$C_{WC} = 10\% C_{TPI}$	3,707,577.76
Inversión total de capital (C_{TCI})	$CTCI = C_{TPI} + C_{WC}$	40,783,355.34

Fuente: (Seider et al., 2009)

Esencialmente, el C_{TCI} se compone de dos componentes principales: el C_{TPI} , que incluye los costos relacionados con la adquisición e instalación de equipos, además de otros gastos asociados a la infraestructura necesaria; y el C_{WC} que representa un monto reservado para cubrir los costos operativos durante los primeros meses de operación.

4.4.3 Costo total de producción (C)

El costo total de producción (C) representó la suma de todos los gastos asociados a la operación continua del proceso, abarcando desde la adquisición de materias primas hasta los costos de mantenimiento y otros gastos recurrentes. Los componentes que integran el costo total (C), así como la metodología empleada para su estimación y sus respectivos valores, se desglosan en la Tabla 4.13.

Tabla 4.13. Componentes del costo total de producción (C) y sus valores.

Servicios (Sv)	Vapor, 50 psig	\$133.27/1000 kg	\$92,486.15
	Electricidad	\$1.22/kW*h	\$235,872.12
	Agua de enfriamiento	\$0.41/m ³	\$178.33
	TOTAL		\$328,536.60
Operación (O)	Salarios operarios (DW&B)	\$150/operador-hr	\$3,168,000.00
	Salarios administración	15% DW&B	\$475,200.00
	Suministros de operación	6% DW&B	\$190,080.00
	Asistencia técnica	150,000/operador- turno-año	\$600,000.00
	Laboratorio de control	150,000/operador- turno-año	\$600,000.00
	TOTAL		\$5,033,280.00
Mantenimiento (M)	Salarios operarios (MW&B)	5% C _{TDC}	\$1,137,312.32
	Salarios administración	25% MW&B	\$284,328.08
	Materiales y servicios	100% MW&B	\$1,137,312.32
	Gastos generales	5% MW&B	\$56,865.62
	TOTAL		\$2,615,818.34
M&O-SW&B		DW&B + MW&B	\$5,064,840.4
Gastos generales de operación (GO)	Gastos generales de planta	7.1% M&O-SW&B	\$359,603.67
	Servicios depto. mecánico	2.4% M&O-SW&B	\$121,556.17
	Departamento personal	5.9% M&O-SW&B	\$298,825.58
	Servicios financieros	7.4% M&O-SW&B	\$374,798.19
	TOTAL		\$1,154,783.61
Impuestos y seguros (IS)		2% C _{TDC}	\$454,924.93
Depreciación (D)	Directa sobre la planta	8% (C _{TDC} – 1.8C _{alloc})	\$1,477,078.43
	Asignada a la planta	6% 1.18C _{alloc}	\$256,965.96
	TOTAL		\$1,734,044.40
COSTO DE MANUFACTURA (COM)		COM=Sv+O+M+GO+IS+D	\$11,321,387.88
Costos generales	Costo de transferencia (CT)	1% ventas	\$208,760.84
	Costo directo investigación (CDI)	4.8% ventas	\$1,002,052.04
	Costo asignado investigación (CAI)	0.5% ventas	\$104,380.42
	Costo administrativo (CA)	2%ventas	\$417,521.68
	Incentivos para administración (IA)	1.25% ventas	\$260,951.05
Total de costos generales (GE)		GE=CT+CDI+CAI+CA+IA	\$1,993,666.04
Costo total de producción (C)		C=COM+GE	\$13,315,053.92

Fuente: (Seider et al., 2009)

4.4.4 Ventas anuales (S_a)

El ingreso anual se estimó en función de la cantidad de producto obtenido y su precio de mercado. Para el cálculo de los ingresos brutos del proyecto, se consideró un precio de 81.16 MXN/kg para el ácido málico, conforme a lo reportado por Martínez et al. (2017), mientras que para el pululano se utilizó un precio de 811.64 MXN/kg, basado en los datos proporcionados por Rishi et al. (2019). De esta manera, las ganancias se calcularon mediante la Ecuación (26).

$$S_a = \sum P_i * Q_i \quad (26)$$

Donde P_i es el precio de venta del producto i (en MXN/kg); y Q_i es la cantidad anual producida del producto i (en kg).

4.4.5 Indicadores financieros

4.4.5.1 Beneficio bruto (B)

El beneficio bruto represento la ganancia neta obtenida al restar los costos totales de manufactura (C) de las ventas anuales (S). Este indicador sirve como punto de partida para calcular el flujo de efectivo, este se calculó mediante la Ecuación 27.

$$B = S - C \quad (27)$$

4.4.5.2 Flujo de efectivo (CF)

El flujo de efectivo es un indicador clave para evaluar la viabilidad financiera. Este se calculó considerando el beneficio bruto, impuestos y la depreciación de los equipos mediante la Ecuación 28.

$$CF = B(1 - a) + D \quad (28)$$

Donde α representa la tasa de impuesto aplicable que en este caso se tomó como del 30% ya que es la más común para la industria alimentaria; y D representa la depreciación anual de los equipos.

4.4.5.3 Pay Out Time (POT)

Este indicador mide el tiempo necesario para recuperar la inversión inicial, considerando el flujo de efectivo generado anualmente. Este se obtuvo mediante la ecuación 29.

$$POT = \frac{C_{TCI}}{CF} \quad (29)$$

4.4.5.4 Valor presente neto (NPB)

El NPV calcula el valor actual del flujo de efectivo proyectado durante la vida útil del proyecto, descontando los flujos futuros a una tasa de interés. Se proyectó el flujo de efectivo a 10 años actualizando su valor a una tasa del 5%. Este se calculó mediante la ecuación 30.

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} \quad (30)$$

Donde n es la vida útil del proyecto (en años); i es la tasa de descuento; y CF_t es el flujo de efectivo en el año t .

4.4.5.5 Pay Out Time actualizado (POT actualizado)

El POT actualizado considera los flujos de efectivo descontados, evaluando el momento en que estos alcanzan o superan la inversión inicial.

4.4.5.6 Tasa Interna de Retorno (TIR)

La TIR se determinó ajustando iterativamente la tasa de descuento (i) para que el NPV sea igual a cero, es decir, los ingresos actualizados igualan a los costos. Este indicador mide la rentabilidad del proyecto y se obtiene mediante la Ecuación 31.

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+TIR)^t} = 0 \quad (31)$$

Donde n es la vida útil total del proyecto (años), t es la duración de vida del proyecto, y CF_t es el flujo de efectivo en el año t .

4.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

4.5.1 Cantidad de materia prima

Se llevó a cabo un estudio de sensibilidad con el propósito de evaluar el impacto de una variación del $\pm 10\%$ en la cantidad de materia prima sobre los indicadores económicos del proyecto, específicamente la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Retorno de la Inversión (POT). Este análisis buscó simular condiciones realistas de fluctuación en el suministro de insumos.

En cada escenario evaluado, se recalcularon los indicadores financieros, manteniendo constantes las demás variables del modelo. Este procedimiento permitió determinar la influencia específica de la materia prima en la rentabilidad financiera del proyecto.

4.5.2 Costos de servicios

Se realizó un segundo análisis de sensibilidad con el objetivo de evaluar el impacto económico derivado de una variación del $\pm 10\%$ en los costos asociados a los servicios utilizados en el proceso, específicamente agua, electricidad y vapor. Para cada escenario, se recalcularon los indicadores financieros, incluyendo la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Retorno de la Inversión (POT), manteniendo constantes las demás variables del modelo.

Este análisis permitió estimar el nivel de riesgo asociado a posibles fluctuaciones en las tarifas o en el consumo energético, así como su efecto sobre la viabilidad económica del proyecto.

4.5.3 Precio de venta

Se llevó a cabo un tercer análisis de sensibilidad con el fin de evaluar el efecto económico derivado de una variación del $\pm 20\%$ en los precios de venta del ácido málico y del pululano. Este análisis permitió simular diferentes escenarios de mercado caracterizados por fluctuaciones en la demanda que impactan el valor comercial de los productos. Se consideraron tres escenarios: precio base, incremento del 20% y disminución del 20%. Para cada caso, se recalcularon los indicadores financieros, específicamente la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de Retorno de la Inversión (POT), manteniendo constantes las demás variables del modelo.

En este esquema se representan las principales etapas del proceso, incluyendo el pretratamiento del sustrato, la fermentación, las etapas de separación y purificación, así como la recuperación de productos. Este diagrama sirve como guía visual para comprender el flujo de materiales y productos a lo largo del sistema.

5.1.2 Parámetros cinéticos

Basado en los parámetros del modelo de Monod para la producción de biomasa y PMA, se describió satisfactoriamente el comportamiento de ambos productos a lo largo del tiempo de fermentación. Y se aplicó la transformación lineal de Lineweaver-Burk, lo que permitió realizar una regresión lineal entre $1/\mu$ y $1/S$. A partir de las pendientes y ordenadas al origen de estas rectas, se calcularon los parámetros $\mu_{\max}$ y K_s para la biomasa y el PMA (Tabla 5.1).

Tabla 5.1. Parámetros cinéticos calculados del modelo de Monod para la producción de biomasa y PMA.

	$\mu_{\max} (h^{-1})$	$K_s (g/L)$
PMA	0.1648	2.175
Biomasa	0.1606	3.308

Los valores obtenidos indican una tasa de crecimiento máximo ($\mu_{\max}$) similar entre la biomasa y el PMA, aunque la constante de saturación (K_s) para la biomasa fue considerablemente mayor, lo que sugiere una menor afinidad del sistema para el sustrato en cuanto al crecimiento celular respecto a la síntesis de PMA.

Los parámetros cinéticos calculados fueron posteriormente introducidos en el simulador SuperPro Designer® para modelar el comportamiento del sistema en condiciones continuas y escalarlo a nivel industrial. La simulación permitió predecir con mayor precisión la generación de biomasa, PMA y pululano en función del tiempo y las condiciones de operación.

Cabe señalar que, inicialmente, los datos cinéticos disponibles no diferenciaban entre la formación de PMA y pululano, por lo que el modelo asumía la producción de un solo producto PMA. Sin embargo, análisis posteriores al trabajo de Ponce Amador (2020) realizados mediante cromatografía líquida de alta resolución (HPLC) permitieron cuantificar la distribución real de los productos, revelando que el 52% del metabolito extracelular corresponde a ácido málico, mientras que el 48% restante corresponde a

pululano. Este hallazgo fue crítico para mejorar la precisión del modelo, ya que se ajustó la estequiometría de la reacción en SuperPro Designer® conforme a esta proporción (Figura 5.2), permitiendo una representación más realista del caldo fermentativo.

Figura 5.2. Balance estequiométrico para la producción simultanea de pululano y ácido málico en SuperPro Designer®.

Reactants			Products			
	Component	Mass Coeff.		Component	Mass Coeff.	Extra Cell %
1	Dexytrosa	13.5000	1	Biomass	30.0000	100.0
2	Sucrose	32.5000	2	PMA	16.0000	100.0
3	Water	40.0000	3	Pululano	40.0000	100.0
Total Mass 86.000			Total Mass 86.000			

5.1.3 Definición de entradas y salidas en el balance de materia

En lo que respecta a las entradas:

- Agua de dilución (58,675 L/mes): Este volumen fue necesario para ajustar la concentración de azúcares del sustrato (jarabe de confitería) a niveles óptimos para la fermentación. La adición de agua no solo permite homogeneizar el medio y reducir la viscosidad del jarabe, sino que también evita efectos osmóticos negativos que podrían inhibir el crecimiento de *Aureobasidium pullulans*.
- Etanol (10,578 L/mes): Se utilizó en dos etapas del proceso: la primera precipitación alcohólica para recuperar el pululano y la segunda para purificar el ácido málico. La proporción utilizada fue de 1:1 respecto al volumen de solución a tratar.
- Inóculo (3,381 L/mes): Este volumen representa el 5% del volumen total del fermentador y fue calculado para asegurar una adecuada densidad celular inicial.

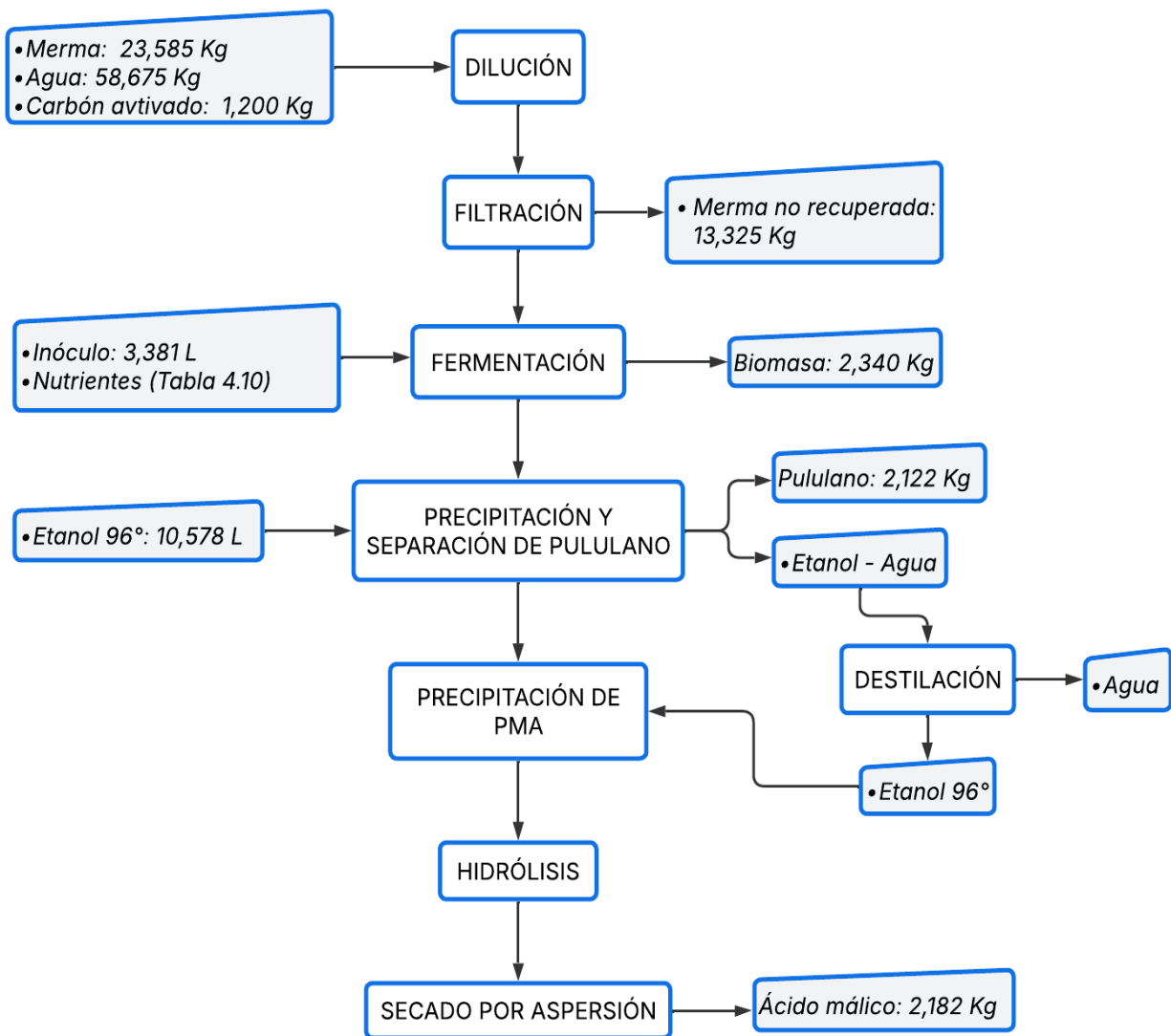
Los resultados de la simulación del proceso permitieron estimar los principales flujos de salida mensuales del sistema, los cuales se detallan a continuación:

- Merma sin recuperar: Se generaron 13,315 kg/mes, lo que representa un 42.64% del total alimentado. Esta fracción consiste en residuos insolubles y no fermentables descartados tras el pretratamiento del jarabe de confitería. Cabe recalcar que el pretratamiento de los jarabes es un proceso ya implementado y realizado por la industria confitera y que los resultados muestran que la adsorción es selectiva hacia los colorantes y saborizantes.
- Biomasa microbiana: Se obtuvieron 2,340.83 kg/mes de biomasa seca como subproducto del crecimiento del microorganismo. Esta biomasa fue separada mediante centrifugación.
- Pululano: Se recuperaron 2,121.77 kg/mes de este polisacárido extracelular, mediante una primera precipitación alcohólica. Esta cantidad representa una productividad significativa y respalda el potencial del proceso de fermentación para la coproducción de biopolímeros.
- Ácido málico (PMA): Se obtuvo un total de 2,182.86 kg/mes como producto principal de la fermentación, tras una segunda precipitación alcohólica. Este valor indica una eficiencia adecuada del sistema en cuanto al uso de carbono.
- Agua ultrafiltrada: El proceso también generó 57,326.25 kg/mes de agua como permeado tras las etapas de concentración y purificación. Este volumen refleja la alta carga hídrica que caracteriza a los procesos biotecnológicos.

Todos estos flujos, junto con las operaciones unitarias involucradas y los equipos correspondientes, se resumen en la Figura 5.3, donde se ilustra el esquema de proceso mensual simulado. Esta representación integra las entradas (agua, sustrato, inóculo, etanol), las operaciones secuenciales (fermentación, centrifugación, precipitación, ultrafiltración, secado), y los productos y coproductos finales, permitiendo así una comprensión holística del sistema modelado.

La correcta identificación y cuantificación de estos flujos resulta esencial no solo para el análisis técnico del proceso, sino también para las siguientes etapas de análisis económico, energético y de escalamiento industrial, ya que permiten estimar insumos requeridos, capacidades de tratamiento y posibilidades de recuperación o recirculación de corrientes.

Figura 5.3. Diagrama del balance de materia según la simulación en SuperPro Designer®.



5.1.4 Rendimientos y productividad

Dado que la concentración inicial de azúcares fue 0.12 g/mL y después de las 240 horas de fermentación el software SuperPro Designer® calculó que la concentración era de 0.0644 g/mL, lo que significa que se consumen 0.0556 g/mL de sólidos solubles totales. A su vez, al término de la fermentación según SuperPro Designer® las concentraciones de biomasa, pululano y PMA son 0.035 g/mL, 0.031 g/mL y 0.034 g/mL respectivamente.

Los resultados de producción de biomasa, PMA y pululano se muestran en la Figura 5.4.

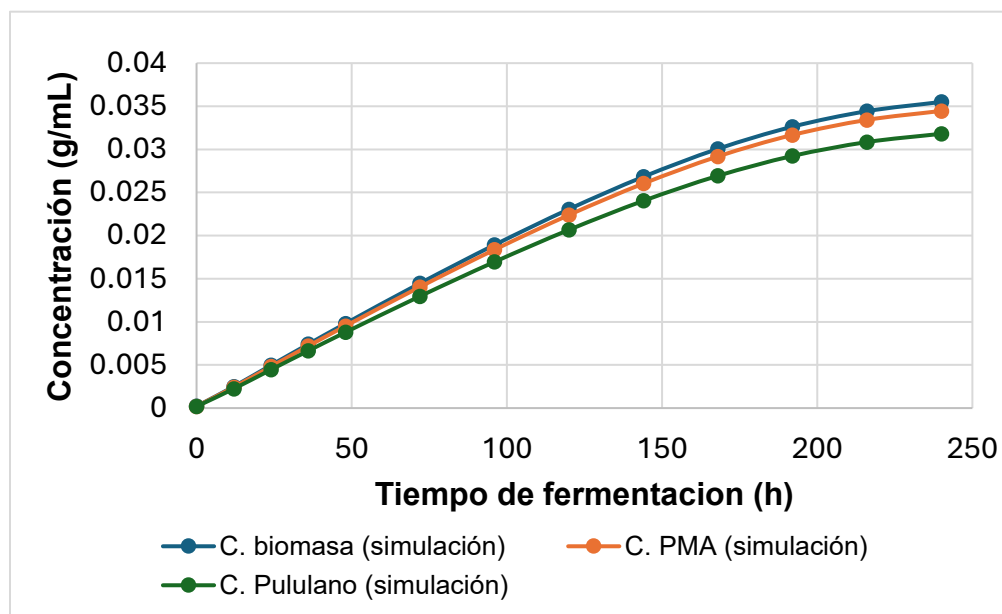


Figura 5.4. Evolución de la Producción de biomasa, PMA y pululano según la simulación en SuperPro Designer®.

Estos resultados muestran que los parámetros cinéticos calculados e introducidos en la simulación son consistentes con los reportados por Ponce-Amador (2020) para la producción de metabolitos. Sin embargo, para el caso de la producción de ácido málico, la concentración final es baja en comparación con otros estudios, como el realizado por Zou et al. (2013) en el que se obtuvo una concentración de 0.0876 g/mL o el estudio realizado por Wang et al. (2015) en el que se alcanzó 0.152 g/mL.

Estos resultados indican que la producción obtenida en el presente estudio es relativamente baja. Aproximadamente el 39 % y 22 % de los valores alcanzados por Zou et al. (2013) y Wang et al. (2015), respectivamente.

Las posibles razones incluyen una fase estacionaria prolongada, después de 240 horas es probable que la producción ya hubiera disminuido por retro inhibición o agotamiento de precursores. También podría deberse a la ausencia de optimización del medio o tipo de biorreactor ya que, a diferencia de este estudio, Zou et al. (2013) y Wang et al. (2015) implementaron estrategias de fed-batch y reactores con reciclaje celular que mejoran el rendimiento y la productividad. Incluso podría deberse a la composición del sustrato y parámetros de operación, además de diferencias en el pH, suplemento de CO₂

o CaCO_3 . También las condiciones aeróbicas o de agitación pueden haber limitado la producción final. Los rendimientos finales se muestran en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2. Rendimientos obtenidos de biomasa, pululano y PMA al final de la fermentación (240 horas) en SuperPro Designer®.

Producto	Rendimiento (g/g)
Biomasa	0.630
Pululano	0.557
PMA	0.611

Si bien los rendimientos obtenidos en esta investigación son aceptables para la producción de metabolitos de interés industrial, los valores indican que aún existe un importante margen de optimización en cuanto a la conversión de sustrato a ácido málico (PMA) y, en general, a la productividad del proceso. Esto es especialmente relevante si se considera que, en condiciones ideales y con estrategias fermentativas optimizadas, diversos autores han logrado rendimientos significativamente superiores a los aquí reportados (Zou et al., (2013) y Wang et al., (2015)).

Es importante subrayar que, a diferencia de estos estudios, en la presente investigación se observó la coproducción de pululano, un polisacárido extracelular de interés biotecnológico. Esta coproducción no fue reportada en los trabajos previamente mencionados, en los cuales el enfoque fue exclusivamente la producción de ácido málico. Por tanto, la obtención simultánea de PMA y pululano en este trabajo podría explicar las menores concentraciones individuales de cada metabolito, ya que ambos compiten por precursores y recursos metabólicos comunes durante la fermentación.

El análisis cromatográfico (HPLC) realizado posterior al trabajo de Ponce Amador (2020) muestra que la proporción de PMA y pululano es cercana al 52 % y 48 %, respectivamente. Este comportamiento dual ha sido observado en diferentes cepas de *Aureobasidium pullulans*, las cuales presentan una gran plasticidad metabólica para redirigir el flujo de carbono hacia distintos productos según las condiciones del medio (Manitchotpisit et al., 2012).

La variabilidad observada en comparación con otros estudios puede deberse principalmente a los siguientes factores:

- Cepa utilizada: Diferentes cepas de *A. pullulans* presentan variaciones genéticas que afectan su capacidad de producir PMA, pululano u otros metabolitos

secundarios. Algunas cepas están más orientadas hacia la producción de polisacáridos, mientras que otras tienen rutas más eficientes para la síntesis de ácidos orgánicos tal como se menciona en el estudio de Manitchotpisit et al., (2012) en el que se confirma que la diversidad genética condiciona el metabolismo y la preferencia por uno u otro producto.

- Condiciones de fermentación: Variables como el pH, la aireación, el tipo de sustrato, así como el tiempo de fermentación influyen directamente en la dirección metabólica del microorganismo. Por ejemplo, Feng et al., (2018) compara fermentación con diferentes sustratos (glucosa, sacarosa, melaza) y demuestra que distintas fuentes de carbono activan metabolitos diferenciados (como citrato, malato) y generan cambios en el flujo de carbono hacia PMA, mediante rutas metabólicas específicas. Esto subraya cómo el medio influye directamente sobre la eficiencia y dirección del metabolismo.

Por su parte las productividades para cada uno de los productos generados durante la fermentación se presentan en la Tabla 5.3 con sus valores correspondientes.

Tabla 5.3. Productividad obtenida de biomasa, pululano y PMA al final de la fermentación (240 horas).

Producto	Productividad (g/L·h)
Biomasa	0.1458
Pululano	0.1292
Ácido málico (PMA)	0.1417

Como se observa, la biomasa mostró la mayor productividad, seguida por el PMA y finalmente el pululano. Aunque las diferencias entre los valores son moderadas, estas pueden ser indicativas de una mayor prioridad metabólica del microorganismo hacia la proliferación celular y la producción de ácido málico bajo las condiciones del cultivo utilizadas. Este comportamiento es común en cultivos por lote, donde inicialmente se favorece el crecimiento celular antes de destinar recursos metabólicos a la síntesis de productos secundarios.

Al comparar los resultados obtenidos con los reportados en otros estudios, se observa que las productividades logradas en la simulación, si bien adecuadas, se sitúan por debajo de las alcanzadas en procesos optimizados:

- Zou et al. (2013), reportaron una productividad de 0.61 g/L·h en cultivo libre y hasta 0.74 g/L·h en un sistema de lecho fibroso con reciclaje celular para la producción de ácido málico por *Aureobasidium pullulans*. Comparado con el valor obtenido en este estudio (0.1417 g/L·h), la diferencia representa una reducción de hasta 80%, lo cual resalta el margen de mejora disponible mediante estrategias avanzadas de fermentación.
- Cheng et al. (2017) trabajando con jugo de caña como sustrato, alcanzaron una productividad de 0.66 g/L·h en sistemas de cultivo repetido, nuevamente superior a lo observado en este trabajo.
- En cuanto al pululano, Cheng et al. (2011) informaron productividades entre 0.22 y 0.68 g/L·h empleando medios con azúcares puros como sacarosa o maltosa. Por tanto, el valor alcanzado en este estudio (0.1292 g/L·h) se encuentra por debajo del rango óptimo, aunque sigue siendo congruente considerando el uso de un sustrato complejo derivado de residuos industriales.

Los resultados obtenidos pueden explicarse considerando varios factores como la naturaleza del sustrato ya que a diferencia de los estudios citados que utilizaron medios definidos o azúcares puros, el presente trabajo empleó un jarabe industrial de composición compleja, incluyendo algunos inhibidores de la fermentación. Esto puede haber limitado la disponibilidad de algunos nutrientes clave o provocado la generación de compuestos inhibitorios que afecten el metabolismo del microorganismo. También la producción simultánea de metabolitos ya que, en este caso se produjeron simultáneamente ácido málico y pululano en proporciones cercanas a 1:1. Esto, sugiere una competencia intracelular por precursores metabólicos que puede haber limitado la acumulación individual de cada producto. En efecto, en los estudios comparados no se reporta la coproducción de pululano, por lo que sus sistemas no presentan esta carga metabólica adicional. Además, los ensayos se realizaron en fermentación por lote estática y sin optimización de variables críticas como el pH u oxigenación. En contraste, las referencias citadas implementan cultivos en biorreactor, sistemas fed-batch o con reciclaje celular que incrementan significativamente la productividad.

En general, aunque los valores de productividad obtenidos en este estudio no alcanzan los niveles reportados en la literatura, son coherentes con procesos que utilizan

residuos industriales como materia prima, lo cual añade un valor adicional desde el punto de vista de sostenibilidad y economía circular.

5.2 VALIDACIÓN EXPERIMENTAL

5.2.1 Crecimiento microbiano y generación de biomasa

Se realizaron cuatro fermentaciones para evaluar la capacidad de crecimiento de *Aureobasidium pullulans* en medios elaborados con jarabe industrial confitero (120 g/L de azúcares) y en medios modelo (100 y 120 g/L). En cada caso, se midió la concentración de biomasa (g/mL) y la viabilidad celular expresada como log(UFC/mL).

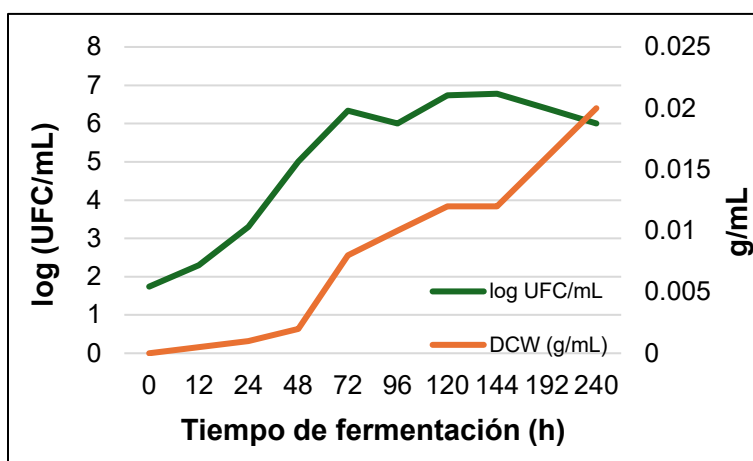


Figura 5.5. Curvas de biomasa y viabilidad microbiana en medio con jarabe de confitería con 120 g/L de azúcares totales iniciales – Repetición 1.

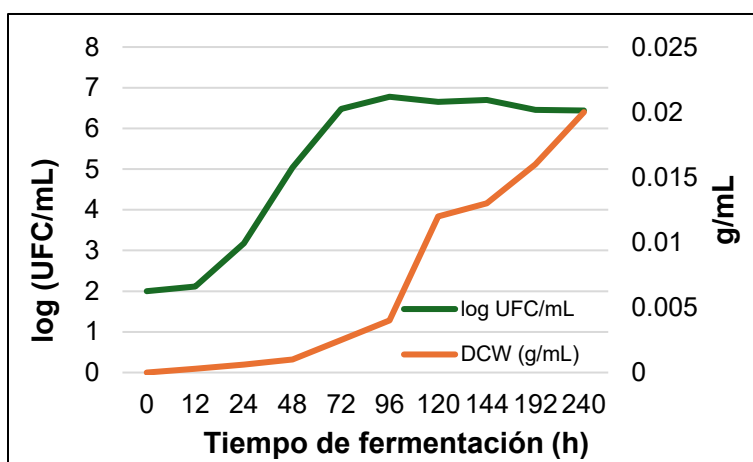


Figura 5.6. Curvas de biomasa y viabilidad microbiana en medio con jarabe de confitería con 120 g/L de azúcares totales iniciales – Repetición 2.

Las curvas de crecimiento obtenidas en los medios con jarabe de confitería (Figuras 5.5 y 5.6) muestran una fase de latencia prolongada durante las primeras 24 horas, atribuible a la presencia de compuestos potencialmente inhibidores como colorantes, emulsionantes y restos de azúcares parcialmente degradados. Posteriormente, entre las 48 y 144 horas, se registró una fase logarítmica sostenida con incremento en la biomasa, alcanzando un máximo cercano a 0.02 g/mL entre las 144 y 192 horas, seguido de una estabilización en la fase estacionaria. Aunque la biomasa decrece ligeramente en esta última fase, la viabilidad microbiana se mantiene relativamente constante, lo que indica un estado fisiológico estacionario sin pérdida celular significativa.

Las Figuras 5.7 y 5.8, correspondientes a los medios modelo (MM100 y MM120), revelan un crecimiento más rápido y sostenido, alcanzando concentraciones de biomasa de hasta 0.028 g/mL. En estos cultivos, la fase logarítmica se extendió por más tiempo y se evitó la caída de biomasa al final del cultivo. Este comportamiento sugiere una mayor eficiencia metabólica del microorganismo en medios definidos. Las curvas de viabilidad celular, sin embargo, no difieren sustancialmente respecto a las del jarabe, lo que indica que las diferencias se deben principalmente a la capacidad biosintética y no a la sobrevivencia celular (Chen-Cheng et al., 2011).

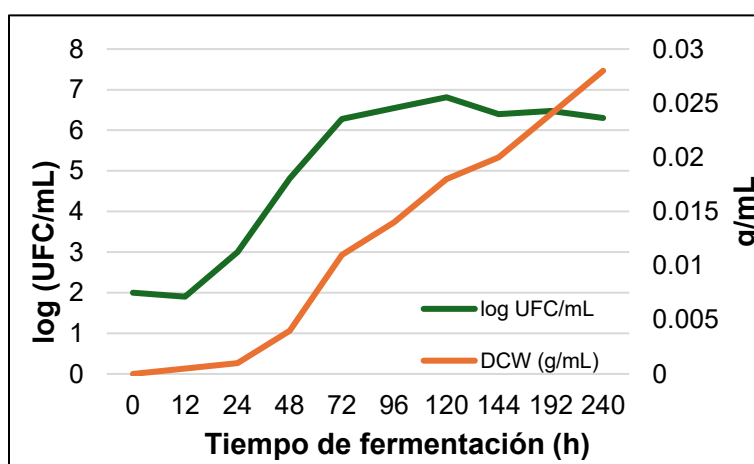


Figura 5.7. Curvas de biomasa y viabilidad microbiana en medio modelo con 100 g/L de azúcares totales iniciales.

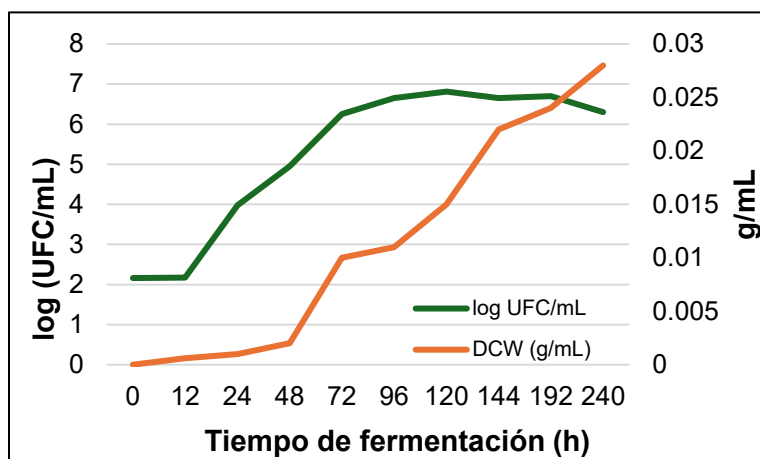


Figura 5.8. Curvas de biomasa y viabilidad microbiana en medio modelo con 120 g/L de azúcares totales iniciales.

5.2.2 Rendimientos y productividad experimental

Después de 240 horas de fermentación, se cuantificaron las concentraciones finales de ácido málico (PMA) y pululano. Los resultados se resumen en la Tabla 5.4. Los cultivos en jarabe industrial generaron mayores concentraciones de PMA (hasta 0.036 g/mL) que los obtenidos en medios modelo. En contraste, el pululano fue producido en menores cantidades, representando entre 15.5 % y 19.9 % del total de productos, en tanto que el PMA dominó con más del 80 %. En medios modelo, aunque las concentraciones fueron más bajas, se observaron proporciones más balanceadas entre ambos productos.

Tabla 5.4. Concentraciones finales de PMA y pululano y su proporción relativa por tipo de medio.

Medio	PMA (g/mL)	Pululano (g/mL)	Relación de producción (%)
Jarabe 1	0.0360	0.0066	84.5 - 15.5
Jarabe 2	0.0346	0.0086	80.1 - 19.9
MM (100 g/L)	0.0053	0.0033	61.7 - 38.3
MM (120 g/L)	0.0050	0.0046	52.1 - 47.9

Los datos obtenidos evidencian la gran influencia del tipo de medio y sus componentes sobre la expresión metabólica de *Aureobasidium pullulans*. Mientras que los jarabes industriales favorecen la producción de ácido málico a expensas del polisacárido, los medios modelo promueven una distribución más equilibrada, aunque

con menores rendimientos absolutos. La Tabla 5.5 presenta los valores obtenidos de rendimiento y productividad para PMA y pululano tras 240 horas de fermentación en cada medio evaluados. Los datos permiten comparar la eficiencia del proceso en función del sustrato utilizado.

Tabla 5.5. Rendimientos y productividades de PMA y pululano por tipo de medio para un tiempo de fermentación de 240 h.

Medio	Rendimiento PMA (g/g)	Rendimiento Pululano (g/g)	Productividad PMA (g/L·h)	Productividad pululano (g/L·h)
Jarabe 1	0.900	0.165	0.150	0.028
Jarabe 2	0.911	0.226	0.144	0.036
MM 100	0.333	0.206	0.022	0.014
MM 120	0.192	0.177	0.021	0.019

5.2.2.1. Análisis estadístico descriptivo de los resultados experimentales

El único tratamiento replicado fue el correspondiente al jarabe confitero con 120 g/L, lo que permitió calcular valores promedio y desviaciones estándar. Los rendimientos medios de PMA y pululano fueron 0.906 g/g (± 0.0078) y 0.196 g/g (± 0.0431), respectivamente (Tabla 5.6). La baja dispersión en los datos de PMA sugiere una alta reproducibilidad, mientras que la mayor variabilidad del pululano podría deberse a limitaciones metodológicas en su cuantificación o a diferencias en el metabolismo secundario.

Tabla 5.6. Rendimientos promedio y desviaciones estándar en los ensayos replicados con jarabe industrial.

Producto	Réplica 1 (g/g)	Réplica 2 (g/g)	Promedio (g/g)	Desviación estándar
Ácido málico	0.900	0.911	0.906	0.0078
Pululano	0.165	0.226	0.196	0.0431

En la Figura 5.9 se comparan visualmente los rendimientos de ambos productos según tipo de sustrato como jarabe con 120 g/L de azúcares iniciales y medios modelo (MM) con 100 g/L y 120g/L de azúcares iniciales y la concentración de azúcares, destacando la ventaja del jarabe de confitería en la producción de PMA.

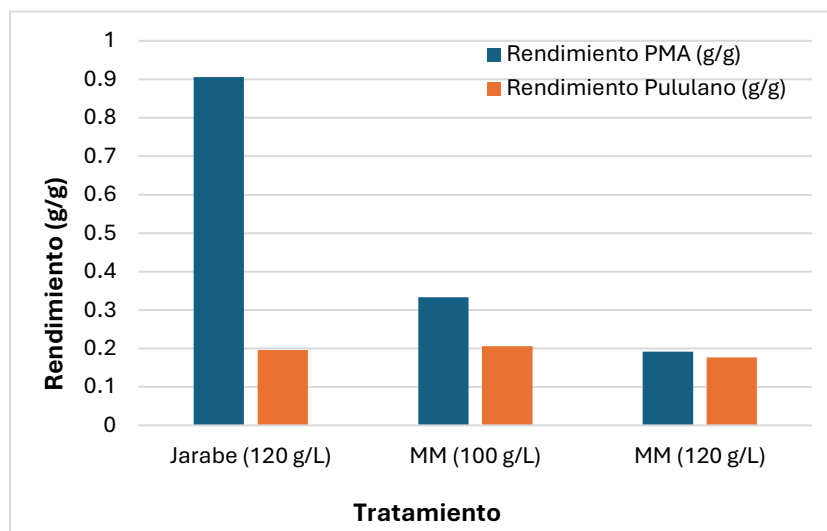


Figura 5.9. Comparación de rendimientos de PMA y pululano en función del tipo de medio y concentración de azúcares.

5.2.3 Comparación de los resultados experimentales con los resultados de la simulación

La simulación en SuperPro Designer® estimó concentraciones finales de 0.035 g/mL (biomasa), 0.031 g/mL (pululano) y 0.034 g/mL (PMA), equivalentes a rendimientos de 0.630, 0.557 y 0.611 g/g, respectivamente, y productividades de 0.1458, 0.1292 y 0.1417 g/L·h (Tablas 5.2 y 5.3).

Aunque los valores simulados fueron ligeramente inferiores a los obtenidos experimentalmente para PMA, se observó una buena correlación general, lo que valida la utilidad de la simulación como herramienta predictiva para escenarios de producción a escala industrial. La mayor divergencia se presentó en el rendimiento de pululano, lo cual puede atribuirse a la mayor sensibilidad de su producción frente a factores como pH, aireación o fase de cultivo.

5.3 PRECIOS DE MATERIAS PRIMAS, EQUIPOS Y SERVICIOS

5.3.1 Materia prima

Como resultado del análisis bibliográfico y comercial, se estableció un listado de los precios unitarios (MXN/kg) correspondientes a las principales materias primas empleadas en la producción de ácido málico, incluyendo tanto nutrientes esenciales

como insumos auxiliares. Estos valores se muestran en la Tabla 5.7 junto con la fuente específica de cada precio.

Se observa que los componentes más costosos del medio de cultivo son los nutrientes nitrogenados complejos, como la peptona y el extracto de levadura, cuyos precios superan los 3,500 MXN/kg. Estos compuestos son esenciales para promover un crecimiento microbiano robusto y, aunque su aporte nutricional es alto, representan un factor crítico en la economía del proceso debido a su elevado costo.

En contraste, otras sustancias utilizadas como fuentes de minerales o cofactores enzimáticos, como el carbonato de calcio (10.06 MXN/kg), el cloruro de potasio (4.40 MXN/kg) o incluso el agua (0.74 MXN/kg), suponen un costo significativamente menor. Aun así, su presencia en el medio es indispensable, ya que participan en funciones clave del proceso.

Tabla 5.7. Precio de las materias primas usadas en el proceso.

Materia prima	Precio (MXN / kg)	Fuente
Agua	0.74	(Competitividad, 2023)
Carbón activado	29.38	(Arteaga Martínez, 2018)
Etanol	18.30	(Coronel y Naranjo, 2010)
Peptona	3,754.00	(Samaniego Viñachi, 2016)
Extracto de levadura	3,550.00	(Samaniego Viñachi, 2016)
Fosfato de potasio (KH ₂ PO ₄)	2,530.00	(Samaniego Viñachi, 2016)
Sulfato de magnesio (MgSO ₄ ·7H ₂ O)	1,025.00	Tiendas en línea
Cloruro de potasio (KCl)	4.40	(Requena Torrico, 2019)
Sulfato de zinc (ZnSO ₄ ·7H ₂ O)	705.00	Tiendas en línea
Nitrato de amonio (NH ₄ NO ₃)	21.79	(Urrutia Holguín, 2022)
Ácido cítrico	51.00	(Guerra Rodríguez et al., 2019)
Carbonato de calcio (CaCO ₃)	10.055	(Mamani Mamani, 2024)

El fosfato de potasio (KH_2PO_4) y el sulfato de magnesio ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) se encuentran en un rango intermedio, aunque su precio sigue siendo considerablemente alto en comparación con su proporción relativa en el medio de cultivo. No obstante, su inclusión se justifica plenamente por su papel en la regulación del metabolismo energético y la actividad enzimática durante la fermentación.

De igual forma, insumos como el nitrato de amonio, el sulfato de zinc o el ácido cítrico, aunque menos costosos que los compuestos orgánicos complejos, representan costos importantes en procesos a escala industrial, y deben considerarse cuidadosamente durante la optimización de medios de bajo costo o alternativos.

5.3.2 Equipos

En la Tabla 5.8 se presentan las especificaciones técnicas generales y los costos estimados de los equipos principales requeridos para la implementación industrial del proceso. La selección de equipos responde a las operaciones unitarias identificadas en el diseño del proceso, incluyendo etapas como pretratamiento del sustrato, fermentación, separación de fases, concentración y secado del producto final. Asimismo, se consideraron tanques de almacenamiento de distintas capacidades para el manejo adecuado de soluciones y materiales en diferentes etapas del proceso.

Tabla 5.8. Precios y características generales de los equipos requeridos en el proceso.

EQUIPO	MARCA Y MODELO	CAPACIDAD	DIMENSIONES (L * AN * AL) mm	REQUERIMIENTO ENERGETICO	PROVEDOR	COSTO
Trituradora	KY / 80B	400 - 2000 kg/hr	1100*950*1960	22kW, 220V-380V	Jiangyin Haixiang Machinery Co., Ltd	\$210,914.20 MXN
Filtro prensa	CHAYO / XARZ31-800UK	1000 - 3000 L/hr	4100*1250*1270	4.55kW, 220V-300V	Hangzhou Chayo Environmental Technology co.,ltd	\$337,253.69 MXN
Fermentador	NDL Craft / NDL-25000L	Volumen efectivo 250HL, volumen total $\geq 320\text{HL}$	2900*9500	10kW, 220V/380V, 50HZ/60HZ	Shandong Shendong co., ltd.	\$827,251.58 MXN
Centrífuga de disco	CHM / DQBJ-470	700-2000 L/hr	1400*1200*1420	4kW, 220V- 400V, 50HZ	Changzhou Qianmai Mechanical Equipment Technology Co., Ltd	\$472,578.9 MXN

	LPMIE / LPDZ230	200-500 L/hr	700 * 550 * 800	1.5Kw, 220V-300V	Liaoyang Pharma Machinery Imp. & Exp. Co., Ltd.	\$198,071.25 MXN
Ultrafiltración	XL-RO- 1000	1000 L/hr	2300 * 700 * 1600	2.5 KW, 380/220V, 50HZ	Anhui Guoyin Import & Export Trading Co., Ltd.	\$225,319.87 MXN
Tanque de almacenamiento	Denor / 15kl	15000 litros	200*5300	3kW, 220-300V	Denor Fluid Equipment (wuhan) Co., Ltd.	\$134,536.47 MXN
	Denor / 10kl	10000 litros	2000*3500	3kW, 220-300V	Denor Fluid Equipment (wuhan) Co., Ltd.	\$98,503.56 MXN
	Denor / 2kl	2000 litros	1500*1500*2300	1.5Kw, 220V-300V	Denor Fluid Equipment (wuhan) Co., Ltd.	\$48,756 MXN
Columna de destilación	ZJ / 8000L still	1000 L/hora	7000*2000*3600	vapor 800 kg/h	Hangzhou Zhengjiu Machinery Manufacturing Co., Ltd.	2,518,807.5 MXN
Condensador	ACE / BR025W- 12M2	5000 L/hr	740x412X1220	Caudal de agua de refrigeración: 10000 L/h	Wenzhou Ace Machinery Co., Ltd.	\$37,664.01 MXN
Secador por aspersión	BIOLAND / BL-S50L	50 kg/hr	4500*4500*6000	63 kW, + 400 kg/hr de vapor	XI 'AN BIOLAND INSTRUMENT CO; LTD.	\$961,000.65 MXN

Los precios fueron obtenidos mediante cotizaciones directas con proveedores industriales, con actualización al mes de noviembre de 2024, lo que garantiza la vigencia y pertinencia económica de los valores aquí reflejados. Para asegurar compatibilidad con las exigencias sanitarias y de resistencia química del proceso biotecnológico, todos los equipos fueron considerados en acero inoxidable tipo 304, una aleación estándar ampliamente utilizada en la industria de alimentos y bioprocesos por su alta durabilidad, resistencia a la corrosión y facilidad de limpieza.

La distribución de costos evidencia que el secador por aspersión y la columna de destilación representan los equipos de mayor inversión, superando los 900 mil y 2.5 millones de pesos, respectivamente. Este tipo de unidades requieren no solo un alto consumo energético, sino también infraestructura auxiliar como calderas o sistemas de vacío. Por su parte, el fermentador de 25,000 L también representa una inversión significativa, aunque esperada para escalas industriales de bioprocesos.

Equipos de separación como centrífugas, filtros prensa y sistemas de ultrafiltración mantienen un rango de precio medio, mientras que los tanques de almacenamiento y

condensadores presentan costos más bajos. Esta distribución de valores permite priorizar aquellos equipos cuya sustitución por alternativas más económicas o su escalado modular pueda reducir el impacto en la inversión inicial total.

En general, la selección propuesta cubre de forma integral los requerimientos técnicos para el procesamiento completo de materia prima, fermentación, recuperación y acondicionamiento del producto final. Este listado sirve como base para el cálculo del capital de inversión fijo y otros indicadores económicos clave del proyecto.

5.3.3 Servicios

Para estimar el costo energético total anual del proceso de producción de ácido málico, se consideraron los requerimientos eléctricos individuales de cada equipo, así como sus respectivos tiempos de operación anuales. Esta información permitió calcular el consumo energético acumulado y su impacto económico, considerando la tarifa promedio de energía eléctrica industrial aplicable en México durante el año de referencia.

La Tabla 5.9 muestra el detalle de cada equipo en términos de horas de operación anual y su correspondiente costo energético estimado en pesos mexicanos.

Tabla 5.9. Costo energético anual del proceso de producción de ácido málico.

Equipo	Tiempo de trabajo (h/año)	Costo energético al año (MXN)
Trituradora	129.69	3017.52
Tanque de almacenamiento	280.5	889.97
Filtro prensa	89.65	431.40
Fermentador	7920	83761.92
Centrífuga	390.72	1652.90
Ultrafiltración	751.19	1986.15
Tanque de almacenamiento	792	2512.86
Centrífuga	467.06	740.94
Tanque de almacenamiento	792	2512.86
Centrífuga	852.83	1352.93
Tanque almacenamiento	2310	3664.58
Secador por aspersión	2001.34	133346.88

Los resultados indican que el secador por aspersión es el equipo con mayor demanda energética, representando un costo anual de 133,346.88 MXN, lo que se explica tanto por su alto consumo (63 kW más requerimientos de vapor) como por su prolongado tiempo de operación. Le sigue el fermentador, cuya operación continua a lo largo del año y genera un gasto energético de 83,761.92 MXN.

En contraste, equipos como las centrífugas, los tanques de almacenamiento y el filtro prensa mostraron consumos considerablemente menores, con costos que van desde 431.40 MXN hasta aproximadamente 3,664.58 MXN anuales. Estos datos permiten identificar oportunidades de optimización energética y contribuyen de forma directa a la estimación de los costos operativos (OPEX) del proceso.

5.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

5.4.1 Costos total de equipos base (CBM) e inversión total de capital (CTCI)

Con base en las cotizaciones de los equipos requeridos y la aplicación de factores de corrección y ajuste para cubrir gastos complementarios (instalación, transporte, ingeniería, etc.), se determinó el Costo Total de Equipos Base (CBM) en 15,551,075.06 MXN. A partir de este valor, se calcularon los componentes restantes que conforman la Inversión Total de Capital (CTCI), de acuerdo con la metodología descrita en la literatura. Los resultados se detallan en la Tabla 5.10.

Tabla 5.10. Componentes de la inversión total de capital

Concepto	Costo (MXN)
Costos de equipos (CBM)	15,551,075.06
Inversión total de equipos (CTBM)	15,862,096.56
Costos de infraestructura (CDPI)	18,955,205.40
Capital depreciable total (CTDC)	22,746,246.47
Inversión total permanente (CTPI)	37,075,777.59
Inversión total de capital (CTCI)	40,783,355.34

El análisis muestra que el costo de equipos (CBM) representa aproximadamente el 38.13% del capital total invertido, mientras que la inversión total en equipos (CTBM) que incluye márgenes adicionales por instalación y acondicionamiento asciende al 38.90%

del total. Esta alta proporción refleja una dependencia considerable del proceso hacia tecnología especializada, lo cual tiene implicaciones directas en aspectos como depreciación contable, mantenimiento y vida útil de los activos.

En cuanto a la depreciación, se aplicó una depreciación contable lineal sobre el Capital Total Depreciable (CTDC), que representa el 55.75% de la inversión total de capital. Lo que sugiere que más de la mitad de la inversión será sujeta a depreciación fiscal y contable, permitiendo una recuperación parcial de costos a largo plazo.

En cuanto a la infraestructura física, su costo asciende a 18,955,205.40 MXN, lo que equivale al 46.46% del capital total (CTCI). Esta cifra abarca la construcción, adecuación de áreas, sistemas auxiliares y servicios generales necesarios para la operación integral del proceso.

En conjunto, los datos indican que se trata de un proyecto de alta inversión inicial, caracterizado por una sólida base de activos fijos que proporciona sustentabilidad operativa y potencial de recuperación de inversión en el largo plazo, especialmente si las condiciones del mercado y la eficiencia del proceso se mantienen favorables.

5.4.2 Costos de producción

El análisis detallado de los costos de producción permite identificar los componentes más significativos del gasto operativo y representa una herramienta clave para evaluar la rentabilidad y sostenibilidad económica del proceso. Comprender la distribución de estos costos facilita la toma de decisiones estratégicas orientadas a la optimización, reducción de desperdicios y mejora de la competitividad. En la Tabla 5.11 se presenta el desglose completo de los costos anuales de producción para el proceso.

Tabla 5.11. Componentes de los costos de producción.

Concepto	Costo (MXN)
Servicios (electricidad, vapor, agua)	328,536.60
Operación (salarios, suministros)	5,033,280.00
Mantenimiento	2,615,818.34
Gastos generales de operación	1,154,783.61
Impuestos y seguros	454,924.93
Depreciación	1,734,044.40
Costo total de manufactura (COM)	11,321,387.88
Costos generales	1,993,666.04
Costo total de producción (C)	13,315,053.92

De acuerdo con los datos, el rubro de operación, que incluye salarios y suministros, constituye el 37.8% del costo total, evidenciando su peso dentro de la estructura de costos y su importancia en la eficiencia global del sistema. En conjunto, los elementos directamente asociados a la manufactura representan el 85.06% del costo total, lo que reafirma que el gasto se concentra principalmente en la producción del bien final.

Por otro lado, en los costos generales se incluyen los costos indirectos integrados al análisis bajo conceptos como gastos generales de operación, impuestos, seguros y costos generales, representando aproximadamente un 15% del costo total de producción. Si bien estos costos no están directamente ligados al volumen de producción, inciden significativamente en la estructura económica del proyecto. Adicionalmente, el mantenimiento representa un 19.63% del COM, mientras que la depreciación asociada a los activos de capital representa un 15.31% del COM, destacando la importancia de contar con un programa adecuado de conservación de equipos y planificación financiera.

En conjunto, estos datos permiten concluir que si bien el sistema presenta una estructura de costos razonablemente balanceada, existe un potencial de mejora en ciertas áreas clave, especialmente en operación, mantenimiento y costos generales. La implementación de estrategias de eficiencia energética, automatización, reducción de insumos y control de gastos indirectos podría traducirse en una reducción significativa del costo unitario de producción, mejorando así la rentabilidad del proceso.

5.4.3 Ganancias

Los ingresos generados por la producción de ácido málico y pululano se presentan en la Tabla 5.12, donde se observa que, si bien ambos productos se obtienen en cantidades similares, existe una marcada diferencia en su contribución económica debido a su valor comercial. El ácido málico, con un precio unitario de 81.16 MXN/kg, representa una proporción menor de los ingresos anuales. En contraste, el pululano, cuyo precio alcanza 811.64 MXN/kg, es el principal generador de ingresos del proceso.

Los resultados evidencian que el pululano representa el 90.6% del total de ingresos anuales, convirtiéndose en el principal pilar económico del proyecto. A pesar de que su volumen de producción es ligeramente menor que el del ácido málico, su alto valor de mercado lo posiciona como el producto estratégico para la viabilidad financiera de la planta.

Tabla 5.12. Producción y ganancias anuales por el ácido málico y pululano.

Producto	Cantidad (kg/año)	Precio (MXN/kg)	Ingresos (MXN/año)
Ácido málico	24,011.53	81.16	1,949,421.43
Pululano	23,319.71	811.64	18,926,662.74
Total de ingresos anuales	-	-	20,876,084.17

Este comportamiento resalta la importancia de enfocar las estrategias de optimización del proceso hacia la maximización del rendimiento de pululano, sin comprometer la calidad del producto final. Mantener una alta eficiencia en su síntesis y asegurar su estabilidad productiva serían aspectos críticos para sostener la rentabilidad del proyecto a largo plazo.

Asimismo, cabe destacar que el proyecto se plantea a escala reducida, lo cual representa una ventaja en términos de inversión inicial. La menor demanda de capital para equipos e infraestructura favorece una implementación más ágil y accesible, lo que incrementa el atractivo económico del proceso al reducir las barreras de entrada y mejorar el retorno sobre la inversión.

5.4.4 Indicadores financieros del proyecto

En primer lugar, la vida útil del proyecto se estimó en 10 años, valor comúnmente empleado en estudios de prefactibilidad para instalaciones de pequeña a mediana escala. Esta duración se utilizó como horizonte de evaluación para el cálculo del Valor Presente Neto (VPN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Período de Retorno de la Inversión (POT) (Tabla 5.13), permitiendo analizar la rentabilidad esperada en el mediano plazo.

Tabla 5.13. Indicadores financieros para la viabilidad económica del proceso.

Indicador	Valor	Interpretación
Beneficio bruto anual	7,561,030.25 MXN	Ganancia bruta considerable antes de otros costos.
Flujo neto de efectivo (Cash Flow)	7,026,765.57 MXN	Capacidad de generar efectivo disponible para obligaciones y reinversión.
Período de recuperación de inversión (POT)	5.8 años	Recuperación sin actualización; inversión recuperada en poco más de 5 años.
POT actualizado (5% tasa de descuento)	8 años	Recuperación considerando valor del dinero en el tiempo; incremento moderado en plazo.
Valor presente neto (NPV)	13,475,465 MXN	Positivo; ingresos superan los costos de inversión inicial, indica rentabilidad.
Tasa interna de retorno (TIR)	11.34%	Mayor que la tasa de descuento (5%); proyecto viable y rentable.

Desde un enfoque técnico-financiero, los resultados obtenidos son favorables para la ejecución del proyecto. El flujo neto de efectivo anual de más de 7 millones de pesos indica que, tras cubrir todos los costos operativos, el sistema tiene una sólida capacidad para generar recursos líquidos, lo cual es esencial para cumplir obligaciones, realizar mantenimiento y reinvertir en mejoras tecnológicas o ampliación de capacidad.

El beneficio bruto anual, superior a 7.5 millones de pesos, evidencia un margen económico saludable antes de considerar gastos fiscales y financieros, lo cual refleja una

buena eficiencia productiva. Esto se correlaciona con el diseño del proceso, que aprovecha subproductos de valor diferencial en particular el pululano, para mejorar el rendimiento económico por volumen procesado.

El Período de Recuperación de la Inversión (POT), sin actualización, se ubica en 5.8 años, lo que representa un tiempo competitivo en comparación con otros procesos biotecnológicos industriales de mediana escala. No obstante, al aplicar una tasa de descuento del 5%, el POT actualizado se ajusta a 8 años, lo cual sigue siendo aceptable bajo los estándares de rentabilidad de proyectos productivos con capital intensivo, especialmente considerando que gran parte del capital se destina a activos depreciables como equipos e infraestructura.

El Valor Presente Neto (VPN) calculado fue de 13,475,465 MXN, siendo positivo y considerable, lo cual significa que los ingresos proyectados actualizados al valor presente superan el monto total de inversión inicial. Esto valida económicamente la implementación del proyecto, al demostrar que se generará valor por encima del costo del capital.

La tasa interna de retorno (TIR) obtenida en este estudio (11.34 %) es menor que el promedio reportado en la revisión de Jorissen et al., (2020) , que es aproximadamente del 20 % para biorrefinerías de segunda generación. Esta diferencia puede deberse a factores específicos del proceso, como la escala de operación, el tipo de materia prima y las condiciones de producción. Sin embargo, una TIR de 11.34 % aún indica viabilidad económica, especialmente considerando que el uso de residuos de confitería como insumo reduce significativamente los costos de materia prima, compensando parcialmente la menor rentabilidad relativa.

En general, el conjunto de indicadores financieros demuestra que el proceso biotecnológico propuesto es económicamente viable, rentable y sostenible en el mediano y largo plazo, siempre que se mantengan los parámetros actuales de eficiencia y producción, particularmente del pululano como principal fuente de ingresos. El equilibrio entre costos de inversión, retorno de capital y generación de flujo de efectivo establece una base sólida para su implementación industrial.

5.4.5 Comparación con otros estudios técnico - económicos

Una parte fundamental del análisis económico consiste en evaluar la competitividad del proceso propuesto en relación con otros sistemas productivos previamente reportados. Para ello, se realizó una comparación directa de los costos de producción por kilogramo de producto entre el presente estudio y dos procesos alternativos descritos en la literatura, utilizando distintas materias primas (Tabla 5.14).

Tabla 5.14. Comparación de costos de producción de ácido málico polisacárido (PMA) entre diferentes materias primas.

Materia prima	Costo de producción (MXN/kg)	Referencia
Jugo de caña de azúcar	24.7 – 36.0	(Wei, Cheng, Lin, Zhou, & Yang, 2017)
Cáscara de soja	32.5	(Cheng, Zhou, Lin, Wei, & Yang, 2017)
Este estudio	20.4 – 27.8	Este estudio

Los resultados indican que el proceso desarrollado en este estudio presenta un costo de producción competitivo en el rango de 20.4 a 27.8 MXN/kg, lo que se sitúa por debajo o en el límite inferior de los valores reportados para procesos que emplean jugo de caña de azúcar o cáscara de soja como sustrato. En particular, el proceso basado en cáscara de soja presenta un costo fijo de 32.5 MXN/kg, mientras que el de jugo de caña varía entre 24.7 y 36 MXN/kg. Esta diferencia posiciona al proceso propuesto como una alternativa más rentable en términos de costos operativos por unidad de producto.

Este desempeño favorable se explica principalmente por dos factores clave:

1. Uso de residuos de confitería como materia prima: A diferencia de las fuentes convencionales utilizadas en los estudios comparativos, el presente proceso se basa en residuos ricos en azúcares provenientes de la industria de confitería, los cuales no tienen costo de adquisición. Este enfoque reduce de forma significativa el gasto en insumos, que tradicionalmente representa uno de los componentes más elevados en la estructura de costos de producción biotecnológica (Sugumaran et al., 2017).

2. Alta eficiencia de la cepa productora: Tal como se ha demostrado en otros estudios (Xia et al., 2017), hay cepas que muestran una elevada capacidad para sintetizar pululano, además del ácido málico, lo cual permite diversificar los productos obtenidos sin incurrir en incrementos sustanciales en los costos operativos. Esta coproducción de alto valor agrega un componente económico adicional que mejora la relación ingreso-costo del proceso completo.

Además, debe señalarse que el desarrollo del proceso a pequeña escala industrial, con una configuración eficiente en términos de consumo energético y costos de mantenimiento, también contribuye a mejorar la rentabilidad general del sistema. Si bien las economías de escala podrían modificar ligeramente los márgenes de producción en procesos a mayor escala, el modelo actual demuestra una viabilidad técnica y económica sólida incluso en un escenario de bajo volumen, lo que lo hace atractivo para su implementación en plantas piloto, unidades demostrativas o esquemas de economía circular local.

5.4.6 Análisis de riesgos

El análisis de riesgos del proceso propuesto se enfocó en identificar y evaluar los principales factores técnicos, económicos y operativos que podrían comprometer la viabilidad y sostenibilidad del proyecto. Este análisis permite anticipar posibles escenarios adversos y diseñar estrategias de mitigación que aseguren un desempeño robusto y rentable a largo plazo. La evaluación consideró tanto riesgos internos asociados al proceso fermentativo y a la materia prima como externos, relacionados con el entorno económico y de mercado, estos se exponen en la Tabla 5.15.

Uno de los riesgos más relevantes corresponde a la variabilidad en la composición del sustrato, ya que los jarabes residuales utilizados provienen de mezclas heterogéneas de caramelos cuya composición química puede fluctuar considerablemente entre lotes. Esta variabilidad afecta directamente el rendimiento y la productividad del cultivo, al no estar garantizada una proporción constante de azúcares fermentables. Dado que no se dispone de una caracterización estandarizada del sustrato, se considera un riesgo de alta probabilidad e impacto medio-alto. Se recomienda implementar procedimientos de

pretratamiento y monitoreo regular de la composición de los jarabes para mitigar este efecto.

Tabla 5.15. Riesgos del proceso de producción de ácido málico y pululano.

Riesgo identificado	Probabilidad	Impacto	Medidas de mitigación
Variabilidad en la composición del sustrato (jarabes)	Alta	Medio-Alto	Implementar un pretratamiento estandarizado y monitoreo de composición.
Disminución en la disponibilidad de residuos	Media	Alto	Establecer convenios con proveedores y buscar múltiples fuentes de suministro.
Caída en el precio del pululano	Media	Alto	Desarrollar productos de valor agregado o buscar mercados alternos.
Aumento en los costos operativos (energía, mantenimiento)	Baja	Bajo-Medio	Eficiencia energética y mantenimiento preventivo.
Contaminación microbiológica del cultivo	Media	Alto	Buenas prácticas de manufactura (BPM), esterilización rigurosa y control de calidad.

Uno de los riesgos más relevantes corresponde a la variabilidad en la composición del sustrato, ya que los jarabes residuales utilizados provienen de mezclas heterogéneas de caramelos cuya composición química puede fluctuar considerablemente entre lotes. Esta variabilidad afecta directamente el rendimiento y la productividad del cultivo, al no estar garantizada una proporción constante de azúcares fermentables. Dado que no se dispone de una caracterización estandarizada del sustrato, se considera un riesgo de alta probabilidad e impacto medio-alto. Se recomienda implementar procedimientos de pretratamiento y monitoreo regular de la composición de los jarabes para mitigar este efecto.

Otro riesgo importante es la disminución en la disponibilidad de residuos de confitería, ya que el proceso depende de un insumo cuya generación está sujeta a la dinámica de producción de la industria alimentaria. Si bien como base se cuenta con una fuente abundante, pero si su estabilidad a largo plazo no está asegurada esto representaría un riesgo medio de alta severidad.

En el ámbito económico, destaca la sensibilidad del proceso al precio de venta del pululano, producto que representa más del 90 % de los ingresos totales. Una reducción en su precio tendría un efecto inmediato y significativo sobre la rentabilidad del proyecto, como lo reflejan los análisis de sensibilidad. A pesar de que los precios actuales son altos, la dinámica del mercado puede cambiar, por lo que se recomienda considerar la diversificación de productos derivados del pululano o explorar aplicaciones en nuevos mercados como estrategia de mitigación.

Otros riesgos, como el aumento en los costos de servicios auxiliares o la contaminación microbiológica del proceso fermentativo, se consideran de menor probabilidad, pero con impactos potencialmente significativos si no se controlan adecuadamente. En estos casos, la implementación de sistemas de mantenimiento preventivo, control de calidad riguroso y cumplimiento de buenas prácticas de manufactura (BPM) son fundamentales para minimizar su ocurrencia.

En resumen, si bien el proceso muestra una buena viabilidad técnica y económica en condiciones actuales, su éxito a largo plazo dependerá de la gestión eficiente de estos riesgos clave, siendo especialmente prioritario el control sobre la calidad y disponibilidad del sustrato, así como la vigilancia de variables de mercado que afectan la rentabilidad del producto principal.

5.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

5.5.1 Materia prima

En las Figuras 5.10 y 5.11 se muestran los resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 10\%$ de la disponibilidad de materia prima sobre dos indicadores de rentabilidad (POT y TIR respectivamente).

En el escenario base (0% de variación), el proceso mostró una TIR de 11.34% y un POT de 5.8 años, lo cual indica una rentabilidad aceptable y un tiempo razonable para la recuperación del capital invertido. Sin embargo, al considerar una reducción del 10% en la disponibilidad de materia prima —simulando un escenario de escasez o interrupción parcial del suministro— la TIR disminuyó significativamente hasta 5.31%, apenas por encima de la tasa de descuento empleada en el análisis financiero (5%), mientras que el POT se extendió hasta 7.6 años. Este comportamiento señala que el proyecto se acerca

al umbral de viabilidad económica, comprometiendo su atractivo para inversionistas o su sostenibilidad a largo plazo en condiciones de inestabilidad de abastecimiento.

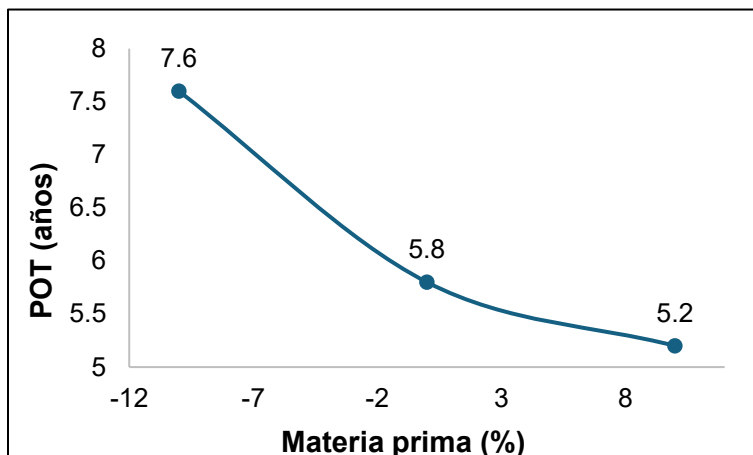


Figura 5.10. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 10\%$ de la disponibilidad de materia prima en POT.

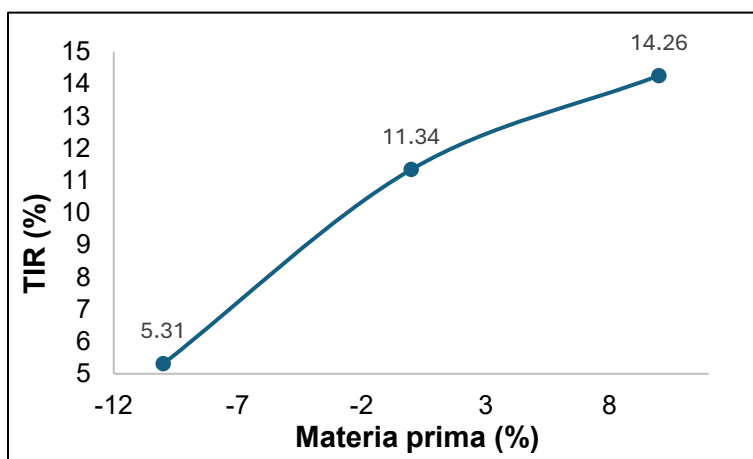


Figura 5.11. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 10\%$ de la disponibilidad de materia prima en TIR.

En contraste, un aumento del 10% en la materia prima disponible tiene un efecto positivo en la rentabilidad del proceso, incrementando la TIR hasta 14.26% y reduciendo el POT a 5.2 años. Esta mejora se debe al incremento proporcional de los volúmenes de producción, especialmente en la síntesis de pululano, que representa más del 90% de los ingresos del sistema, y a la capacidad instalada que permite absorber este incremento sin necesidad de inversiones adicionales significativas.

Estos resultados evidencian que la rentabilidad del proceso es altamente sensible a la disponibilidad de materia prima, con una asimetría en la respuesta del sistema: las pérdidas por disminución son más pronunciadas que las ganancias por aumento. Esto resalta la importancia de establecer estrategias que garanticen un suministro constante, suficiente y de bajo costo del residuo confitero, tales como contratos de abastecimiento a largo plazo, alianzas con la industria alimentaria o incluso la creación de redes de recolección de residuos azucarados de diversas fuentes.

Desde un punto de vista técnico y económico, asegurar la disponibilidad sostenida de materia prima no solo es una necesidad operativa, sino un factor crítico de éxito para mantener la viabilidad financiera del proyecto. Además, su impacto sobre la TIR y el POT debe ser considerado como una variable prioritaria en escenarios de escalamiento, replicabilidad o transferencia del modelo productivo a otras regiones.

5.5.2 Servicios auxiliares

Se llevó a cabo una evaluación del impacto que tendría una variación del $\pm 10\%$ en los costos de servicios auxiliares incluyendo electricidad, vapor y agua sobre la rentabilidad del proceso de producción. El objetivo fue identificar el grado de sensibilidad de los indicadores financieros ante posibles fluctuaciones en las tarifas de servicios públicos, un factor particularmente relevante en entornos con alta volatilidad energética o inestabilidad en los costos de infraestructura.

Los resultados obtenidos revelan que el Período de Recuperación de la Inversión (POT) se mantuvo constante en 5.8 años en los tres escenarios evaluados (-10% , 0% , $+10\%$), lo que indica una resiliencia temporal del proyecto frente a estos cambios. En cuanto a la Tasa Interna de Retorno (TIR), las variaciones fueron mínimas: se obtuvo una TIR de 11.42% en el escenario con una reducción del 10% en los costos de servicios, 11.34% en el escenario base y 11.27% cuando dichos costos aumentaron en un 10% .

Estas diferencias marginales reflejan que el proyecto es poco sensible a variaciones en los costos de servicios auxiliares, al menos dentro del intervalo de análisis aplicado. Esta baja sensibilidad puede explicarse por la participación relativamente modesta de estos costos dentro del Costo Total de Manufactura (COM), representando apenas un 2.9% del total de costos de producción (véase Tabla 5.10). En este contexto, aun cuando

las tarifas de energía o agua presentaran incrementos moderados, su incidencia sobre los indicadores clave de rentabilidad seguiría siendo limitada.

Desde un enfoque financiero, esta estabilidad contribuye favorablemente a la robustez económica del proyecto, ya que mitiga uno de los riesgos más comunes en procesos industriales con alta demanda energética.

5.5.3 Precio de venta

Los resultados muestran una relación inversamente proporcional entre el precio de venta y el POT (Figura 5.12), así como una relación directamente proporcional entre el precio y la TIR (Figura 5.13). En el escenario de referencia (0 %), el proceso presenta una TIR de 11.34 % y un POT de 5.8 años, valores que confirman la viabilidad económica bajo condiciones actuales del mercado.

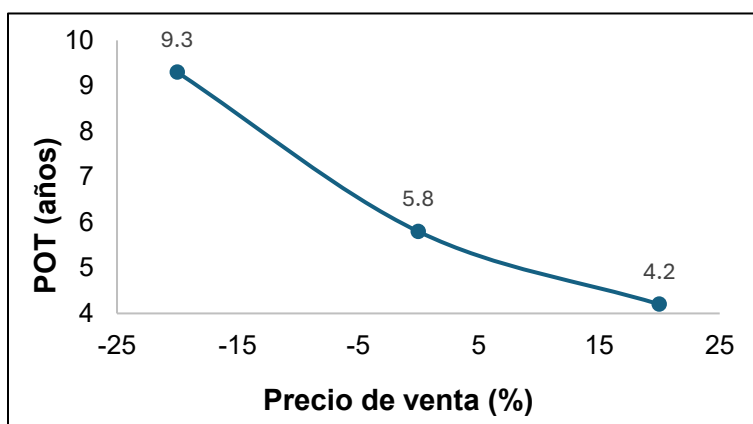


Figura 5.12. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 20\%$ del precio de venta tanto del ácido málico como del pululano en POT.

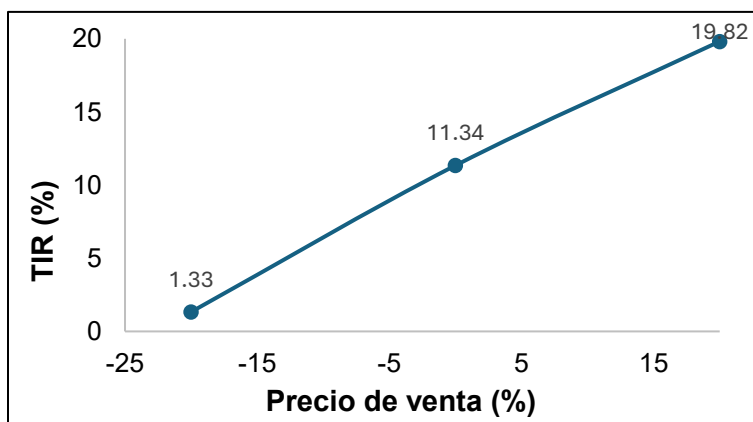


Figura 5.13. Resultados del análisis de sensibilidad con respecto a la variación en un $\pm 20\%$ del precio de venta tanto del ácido málico como del pululano en TIR.

Sin embargo, una disminución del 20 % en el precio de venta reduce drásticamente la TIR a 1.33 % y extiende el POT a 9.3 años, lo que representa un umbral crítico que pone en riesgo la recuperación de la inversión. Este comportamiento evidencia una dependencia directa de la rentabilidad del proyecto con los ingresos generados por la venta de productos, especialmente en el caso del pululano, que representa más del 90 % del total de ingresos (ver Tabla 5.11).

En contraste, un incremento del 20 % en los precios mejora sustancialmente la rentabilidad del proceso, con una TIR de 19.82 % y un POT reducido a 4.2 años, lo que demuestra un escenario óptimo para los inversionistas y refuerza el atractivo económico del proyecto en mercados de alto valor agregado.

Este análisis revela que el proyecto es altamente sensible a las fluctuaciones del precio de venta, lo que implica que su rentabilidad puede verse significativamente afectada por las condiciones del mercado.

CONCLUSIONES

El presente trabajo demostró la viabilidad técnica y económica de producir simultáneamente ácido málico (PMA) y pululano mediante fermentación microbiana con *Aureobasidium pullulans*, empleando como sustrato residuos azucarados provenientes de la industria confitera. A través de una estrategia integral que combinó experimentación en laboratorio, modelado cinético y simulación de procesos en SuperPro Designer®, se logró establecer un esquema productivo factible, sustentado en principios de economía circular y valorización de residuos.

Desde el punto de vista experimental, se verificó que *A. pullulans* es capaz de crecer de manera sostenida en medios elaborados con jarabes industriales, alcanzando concentraciones de biomasa de hasta 0.02 g/mL y manteniendo su viabilidad celular durante 240 horas de fermentación. Los rendimientos obtenidos para el PMA en estos medios fueron de hasta 0.036 g/mL, con productividades cercanas a 0.15 g/L·h, mientras que el pululano se produjo en proporciones menores pero complementarias, con rendimientos promedio de 0.196 g/g. Los datos experimentales confirmaron el potencial del residuo como sustrato.

La simulación del proceso permitió modelar cada etapa productiva, desde el pretratamiento de la merma hasta la recuperación de productos, integrando balances de materia y estimaciones económicas. Los resultados proyectaron una inversión total de capital de 40.78 millones de pesos mexicanos, con ingresos anuales por 20.88 millones y una TIR del 11.34 %. El análisis de sensibilidad identificó la disponibilidad de materia prima y el precio de venta como los principales factores de riesgo, mientras que los costos de servicios mostraron un impacto menor sobre la rentabilidad.

En conjunto, los resultados obtenidos validan que el uso de residuos confiteros no solo es viable desde el punto de vista técnico y biotecnológico, sino también competitivo en términos económicos. La producción conjunta de PMA y pululano en un esquema de biorrefinería representa una estrategia innovadora para reducir la carga ambiental de la industria alimentaria y diversificar la oferta de bioproductos de alto valor. Además, este enfoque puede ser escalado y adaptado a otras fuentes de residuos ricos en azúcares, abriendo nuevas posibilidades para el diseño de procesos sostenibles en el contexto de la bioeconomía.

REFERENCIAS

Aquinas, N., Chithra, C. H., & Bhat, M. R. (2024). Progress in bioproduction, characterization and applications of pullulan: A review. *Polymer Bulletin*, 81(14), 12347-12382. <https://doi.org/10.1007/s00289-024-05300-2>

Arteaga Martínez, R. (2018). Estudio Tecno-Económico de una planta de producción de carbón activado a partir de hueso de aceituna. Sevilla: Escuela Técnica Superior de Ingeniería. <https://hdl.handle.net/11441/85354>

Badhwar, P., Kumar, P., & Dubey, K. K. (2019). Extractive Fermentation for Process integration and amplified pullulan production by *A. pullulans* in Aqueous Two Phase Systems. *Scientific reports*, 9(1), 32. <https://doi.org/10.1038/s41598-018-37314-y>

Bekavac, N., Krog, K., Stanić, A., Šamec, D., Šalić, A., Benković, M., Jurina, T., Gajdoš Kljusurić, J., Valinger, D., & Jurinjak Tušek, A. (2025). Valorization of Food Waste: Extracting Bioactive Compounds for Sustainable Health and Environmental Solutions. *Antioxidants* (Basel, Switzerland), 14(6), 714. <https://doi.org/10.3390/antiox14060714>

Cheng, K. C., Demirci, A., & Catchmark, J. M. (2011). Pullulan: biosynthesis, production, and applications. *Applied microbiology and biotechnology*, 92(1), 29–44. <https://doi.org/10.1007/s00253-011-3477-y>

Chen, Y., Guo, J., Li, F., Liu, M., Zhang, X., Guo, X., & Xiao, D. (2014). Production of pullulan from xylose and hemicellulose hydrolysate by *Aureobasidium pullulans* AY82 with pH control and DL-dithiothreitol addition. *Biotechnology and bioprocess engineering*, 19(2), 282-288. <https://doi.org/10.1007/s12257-013-0715-4>

Cheng, C., Zhou, Y., Lin, M., Wei, P., & Yang, S. T. (2017). Polymalic acid fermentation by *Aureobasidium pullulans* for malic acid production from soybean hull and soy molasses: Fermentation kinetics and economic analysis. *Bioresource technology*, 223, 166–174. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.10.042>

Cheng, K. C., Demirci, A., & Catchmark, J. M. (2011). Evaluation of medium composition and fermentation parameters on pullulan production by *Aureobasidium pullulans*. *Food science and technology international*, 17(2), 99–109. <https://doi.org/10.1177/1082013210368719>

Chi, Z., Liu, G. L., Liu, C. G., & Chi, Z. M. (2016). Poly(β -L-malic acid) (PMLA) from *Aureobasidium* spp. and its current proceedings. *Applied microbiology and biotechnology*, 100(9), 3841–3851. <https://doi.org/10.1007/s00253-016-7404-0>

Chiriac, A., & Brzezinski, P. (2015). Topical malic acid in combination with citric acid: an option to treat recalcitrant warts. *Dermatologic therapy*, 28(6), 336–338. <https://doi.org/10.1111/dth.12262>

Comisión Federal de Electricidad. (9 de Enero de 2024). Obtenido de Industria Tarifas: <https://app.cfe.mx/Aplicaciones/CCFE/Tarifas/TarifasCREIndustria/Tarifas/GranDemandaMTH.aspx>

Competitividad, I. M. (2023). El costo del agua en México: Un análisis de tarifas y de sus impactos en la sociedad. 1-28.

Coronel Hidalgo, D. E., & Naranjo, H. D. (2010). Plan de negocios para la creación de una empresa dedicada a la producción y exportación de alcohol etílico orgánico (Bachelor's thesis, Quito: Universidad de las Américas, 2010). <http://dspace.udla.edu.ec/handle/33000/1739>

DataHorizon Research. (2025). Obtenido de Global Market Size, Share, Growth, Trends, Statistics Analysis Report, by Region and Forecast 2025-2033: <https://datahorizonresearch.com/pullulan-market-50995>

Deshpande, S. (2002). *Handbook of food toxicology*. CRC press.

Feng, J., Yang, J., Yang, W., Chen, J., Jiang, M., & Zou, X. (2018). Metabolome- and genome-scale model analyses for engineering of *Aureobasidium pullulans* to enhance polymalic acid and malic acid production from sugarcane molasses. *Biotechnology for biofuels*, 11, 94. <https://doi.org/10.1186/s13068-018-1099-7>

Horizon Grand View Research. (2025). Obtenido de Mexico Malic Acid Market Size & Outlook, 2024-2030: <https://www.grandviewresearch.com/horizon/outlook/malic-acid-market/mexico>

Horizon Grand View Research. (2025). Obtenido de Global Malic Acid Market Size & Outlook, 2024-2030: <https://www.grandviewresearch.com/horizon/outlook/malic-acid-market-size/global?>

Horizon Grand View Research. (2025). Obtenido de Latin America Malic Acid Market Size & Outlook, 2024-2030: <https://www.grandviewresearch.com/horizon/outlook/malic-acid-market/latin-america?>

Huang, W. (2024). Valorization of Sugarcane By-Products from Waste to Wealth. *Journal of Energy Bioscience*, 15. 15(1): 20-27 doi: 10.5376/jeb.2024.15.0003

INEGI. (2023). Conociendo la industria del chocolate y la confitería. Aguascalientes.

Iyyappan, J., Baskar, G., Gnansounou, E., Pandey, A., Raaman, J. K., Bharathiraja, B., & Praveenkumar, R. (2019). Recent advances in microbial production of malic acid from renewable byproducts. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 18(3), 579-595. <https://doi.org/10.1007/s11157-019-09503-2>

Ji, X. J., Huang, H., & Ouyang, P. K. (2011). Microbial 2,3-butanediol production: a state-of-the-art review. *Biotechnology advances*, 29(3), 351–364. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2011.01.007>

Jorissen, T., Oraby, A., Recke, G., & Zibek, S. (2020). A systematic analysis of economic evaluation studies of second-generation biorefineries providing chemicals by applying biotechnological processes. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 14(5), 1028-1045. <https://doi.org/10.1002/bbb.2102>

Li, B., He, J., Zuo, K., Xu, X., & Zou, X. (2024). Engineering the by-products pathway in *Aureobasidium pullulans* for highly purified polymalic acid fermentation with concurrent recovery of L-malic acid. *Bioresource technology*, 414, 131578. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2024.131578>

Li, X., Liu, Y., Yang, Y., Zhang, H., Wang, H., Wu, Y., ... & Wu, H. (2014). High levels of malic acid production by the bioconversion of corn straw hydrolyte using an isolated *Rhizopus delemar* strain. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, 19(3), 478-492. <https://doi.org/10.1007/s12257-014-0047-z>

Liu, S., & Steinbüchel, A. (1996). Investigation of poly (β -L-malic acid) production by strains of *Aureobasidium pullulans*. *Applied microbiology and biotechnology*, 46(3), 273-278. <https://doi.org/10.1007/s002530050816>

Loannidou, V., Misailidis, N., Petrides, D., & Georgiadis, M. C. (2024). Process Synthesis, Design and Techno-Economic Assessment of Malonic Acid Production. *Processes*, 12(11), 2559. <https://doi.org/10.3390/pr12112559>

Ma, Y., Wang, G. Y., Liu, G. L., Wang, Z. P., & Chi, Z. M. (2013). Overproduction of poly(β -malic acid) (PMA) from glucose by a novel *Aureobasidium* sp. P6 strain isolated from mangrove system. *Applied microbiology and biotechnology*, 97(20), 8931–8939. <https://doi.org/10.1007/s00253-013-5150-0>

Mamani Mamani, L. M. (2024). Estudio de factibilidad para la producción de carbonato de calcio a partir de la cáscara de huevo; en el Municipio de Caranavi (Tesis). La paz: Universidad Mayor de San Andrés.

Manitchotpisit, P., Skory, C. D., Peterson, S. W., Price, N. P., Vermillion, K. E., & Leathers, T. D. (2012). Poly(β -L-malic acid) production by diverse phylogenetic clades of *Aureobasidium pullulans*. *Journal of industrial microbiology & biotechnology*, 39(1), 125–132. <https://doi.org/10.1007/s10295-011-1007-7>

Market Research Company. (2025). Obtenido de Malic Acid Prices, Trend, Chart, Demand, Market Analysis, News, Historical and Forecast Data Report 2025 Edition: <https://www.imarcgroup.com/malic-acid-pricing-report>

Martínez, I., Gao, H., Bennett, G. N., & San, K. Y. (2018). High yield production of four-carbon dicarboxylic acids by metabolically engineered *Escherichia coli*. *Journal of industrial microbiology & biotechnology*, 45(1), 53–60. <https://doi.org/10.1007/s10295-017-1991-3>

Mishra, B., Mohanta, Y. K., Varjani, S., Mandal, S. K., Lakshmayya, N. S. V., Chaturvedi, P., Awasthi, M. K., Zhang, Z., Sindhu, R., Binod, P., Singhanian, R. R., & Kumar, V. (2023). A critical review on valorization of food processing wastes and by-products for pullulan production. *Journal of food science and technology*, 60(8), 2121–2131. <https://doi.org/10.1007/s13197-022-05490-5>

Pilarska, A. A., Pilarski, K., Wolna-Maruwka, A., Boniecki, P., & Zaborowicz, M. (2018). Use of Confectionery Waste in Biogas Production by the Anaerobic Digestion Process. *Molecules* (Basel, Switzerland), 24(1), 37. <https://doi.org/10.3390/molecules24010037>

Ponce Amador, D. (2020). Valorización de residuos de la industria de confitería para la producción de poliácido málico (PMA). REPOSITORIO NACIONAL CONACYT.

Portilla-Arias, J. A., García-Álvarez, M., & Muñoz-Guerra, S. (2008). Polímeros biotecnológicos funcionalizados para aplicaciones biomédicas: El ácido poli (b, L-málico). *Revista*

Qiao, C. S., Zhong, K., Hao, H. X., & Jia, Y. Y. (2012). Optimization of poly (β -L-malic acid) production using *Aureobasidium pullulans* by response surface methodology. *Applied Mechanics and Materials*, 108, 121-126. <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMM.108.121>

Reddy, C. N., Mishra, B., Mandal, S. K., Agrawal, D. C., & Kruthiventi, C. (2022). An insight into pullulan and its potential applications. In *Polysaccharides of microbial origin: biomedical applications* (pp. 247-277). https://doi.org/10.1007/978-3-030-42215-8_15

Rensink, S., van Nieuwenhuijzen, E. J., Sailer, M. F., Struck, C., & Wösten, H. A. B. (2024). Use of *Aureobasidium* in a sustainable economy. *Applied microbiology and biotechnology*, 108(1), 202. <https://doi.org/10.1007/s00253-024-13025-5>

Requena Torrico, F. M. (2019). Estudio técnico económico para la instalación de una planta piloto de Sulfato de potasio (K_2SO_4) a partir del cloruro de potasio (KCl) por proceso de síntesis química para Yacimientos de Litio Bolivianos Corporación (YLB). (Tesis Doctoral) Universidad Mayor de San Andrés.

Rishi, V., Sandhu, A. K., Kaur, A., Kaur, J., Sharma, S., & Soni, S. K. (2020). Utilization of kitchen waste for production of pullulan to develop biodegradable plastic. *Applied microbiology and biotechnology*, 104(3), 1307–1317. <https://doi.org/10.1007/s00253-019-10167-9>

Rodríguez, L. E. G., Sánchez, A. P., & Zayas, L. M. Z. (2019). Rentabilidad económica y análisis de sensibilidad de una planta de producción de ácido cítrico a partir de bagazo de caña de azúcar. *Revista de Ciencia y Tecnología*, 31(1), 80-88. Disponible: <https://www.fceqyn.unam.edu.ar/recyt/index.php/recyt/article/view/238>

Samaniego Viñachi, G. R. (2016). Optimización del proceso de producción de *Bacillus subtilis* ctpx s2-1 y sus metabolitos, para el control de antracnosis en *Lupinus mutabilis* sweet (Bachelor's tesis). Quito: Universidad de las Américas. <http://dspace.udla.edu.ec/handle/33000/6195>

Singh, R. S., Kaur, N., Singh, D., Purewal, S. S., & Kennedy, J. F. (2023). Pullulan in pharmaceutical and cosmeceutical formulations: A review. *International journal of biological macromolecules*, 231, 123353. <https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2023.123353>

- Singh, R. S., Kaur, N., Hassan, M., & Kennedy, J. F. (2021). Pullulan in biomedical research and development - A review. *International journal of biological macromolecules*, 166, 694–706. <https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2020.10.227>
- Seider, W. D., Lewin, D. R., Seader, J. D., Widagdo, S., Gani, R., & Ng, K. M. (2016). *Product and process design principles: synthesis, analysis and evaluation*. John Wiley & Sons.
- Sheng, L., Zhu, G., & Tong, Q. (2014). Comparative proteomic analysis of *Aureobasidium pullulans* in the presence of high and low levels of nitrogen source. *Journal of agricultural and food chemistry*, 62(43), 10529–10534. <https://doi.org/10.1021/jf503390f>
- Su, T., Wu, L., Pan, X., Zhang, C., Shi, M., Gao, R., Qi, X., & Dong, W. (2019). Pullulan-derived nanocomposite hydrogels for wastewater remediation: Synthesis and characterization. *Journal of colloid and interface science*, 542, 253–262. <https://doi.org/10.1016/j.jcis.2019.02.025>
- Sugumaran, K. R., & Ponnusami, V. J. C. P. (2017). Review on production, downstream processing and characterization of microbial pullulan. *Carbohydrate Polymers*, 173, 573-591. <https://doi.org/10.1016/j.carbpol.2017.06.022>
- Urrutia Olguin, F. A. (2022). Evaluación del potencial de reducción de huella de carbono en tronadura a partir de hidrógeno verde. (Tesis). Santiago: Universidad de Chile. <https://repositorio.uchile.cl/handle/2250/192489>
- Wang, Y., Song, X., Zhang, Y., Wang, B., & Zou, X. (2016). Effects of nitrogen availability on polymalic acid biosynthesis in the yeast-like fungus *Aureobasidium pullulans*. *Microbial cell factories*, 15(1), 146. <https://doi.org/10.1186/s12934-016-0547-y>
- Wang, Y. K., Chi, Z., Zhou, H. X., Liu, G. L., & Chi, Z. M. (2015). Enhanced production of Ca²⁺-polymalate (PMA) with high molecular mass by *Aureobasidium pullulans* var. *pullulans* MCW. *Microbial cell factories*, 14, 115. <https://doi.org/10.1186/s12934-015-0296-3>
- Wei, P., Cheng, C., Lin, M., Zhou, Y., & Yang, S. T. (2017). Production of poly(malic acid) from sugarcane juice in fermentation by *Aureobasidium pullulans*: Kinetics and process economics. *Bioresource technology*, 224, 581–589. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.11.003>

- Wei, Z., Xu, Y., Xu, Q., Cao, W., Huang, H., & Liu, H. (2021). Microbial Biosynthesis of L-Malic Acid and Related Metabolic Engineering Strategies: Advances and Prospects. *Frontiers in bioengineering and biotechnology*, 9, 765685. <https://doi.org/10.3389/fbioe.2021.765685>
- West, T. P. (2022). Production of the polysaccharide pullulan by *Aureobasidium pullulans* cell immobilization. *Polysaccharides*, 3(3), 544-555. <https://doi.org/10.3390/polysaccharides3030032>
- West, T. P. Microbial production of malic acid from biofuel-related Coproducts and biomass. *Fermentation* 3: 14 (2017). <https://doi.org/10.3390/fermentation3020014>
- Wu, N., Zhang, J., Chen, Y., Xu, Q., Song, P., Li, Y., Li, K., & Liu, H. (2022). Recent advances in microbial production of L-malic acid. *Applied microbiology and biotechnology*, 106(24), 7973–7992. <https://doi.org/10.1007/s00253-022-12260-y>
- Wu, S., Chen, H., Jin, Z., & Tong, Q. (2010). Effect of two-stage temperature on pullulan production by *Aureobasidium pullulans*. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 26(4), 737-741. <https://doi.org/10.1007/s11274-009-0231-z>
- Xia, J., Xu, J., Liu, X., Xu, J., Wang, X., & Li, X. (2017). Economic co-production of poly(malic acid) and pullulan from Jerusalem artichoke tuber by *Aureobasidium pullulans* HA-4D. *BMC biotechnology*, 17(1), 20. <https://doi.org/10.1186/s12896-017-0340-y>
- Yadav, M., Sehrawat, N., Kumar, S., Sharma, A. K., Singh, M., & Kumar, A. (2024). Malic acid: fermentative production and applications. *Physical Sciences Reviews*, 9(1), 187-199. <https://doi.org/10.1515/psr-2022-0165>
- Zan, Z., & Zou, X. (2013). Efficient production of polymalic acid from raw sweet potato hydrolysate with immobilized cells of *Aureobasidium pullulans* CCTCC M2012223 in aerobic fibrous bed bioreactor. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 88(10), 1822-1827. <https://doi.org/10.1002/jctb.4033>
- Zou, X., Zhou, Y., & Yang, S. T. (2013). Production of polymalic acid and malic acid by *Aureobasidium pullulans* fermentation and acid hydrolysis. *Biotechnology and bioengineering*, 110(8), 2105–2113. <https://doi.org/10.1002/bit.24876>
- Zou, X., Yang, J., Tian, X., Guo, M., Li, Z., & Li, Y. (2016). Production of polymalic acid and malic acid from xylose and corncob hydrolysate by a novel *Aureobasidium pullulans* YJ 6–11 strain. *Process Biochemistry*, 51(1), 16-23. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2015.11.018>