

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO
USFQ**

Colegio de ciencias e ingenierías

**Evalúo técnico económico de una planta de producción de
ácido láctico mediante *Bacillus subtilis* en medio con base
en melaza y proteína de suero de leche.**

Pablo Saul Arias Dalgo
Ingeniería Química

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito para la obtención
del título de

INGENIERO QUÍMICO

Quito, 13 de mayo de 2025

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO
USFQ**

Colegio de ciencias e ingenierías

**HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE
CARRERA**

**Evalúo técnico económico de una planta de producción de ácido
láctico mediante *Bacillus subtilis* en medio con base en melaza y
proteína de suero de leche.**

Pablo Saul Arias Dalgo

Nombres del profesor, Título académico

José Álvarez, PhD

Quito, 13 de mayo de 2025

© DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en la Ley Orgánica de Educación Superior del Ecuador.

Nombres y apellidos: Pablo Saul Arias Dalgo

Código: 00211945

Cedula de identidad: 1726680869

Lugar y fecha: Quito, 13 de mayo de 2025

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

Nota: El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETheses>.

UNPUBLISHED DOCUMENT

Note: The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETheses>.

RESUMEN

El presente trabajo evalúa técnica y económicamente la implementación de una planta de producción de ácido láctico en Ecuador utilizando la bacteria *Bacillus subtilis* en un medio con base en melaza tipo C y proteína de suero de leche, ambos subproductos industriales de bajo costo. Se diseñó un proceso dividido en tres etapas: fermentación, separación y purificación, que incluye balances de masa y energía, selección y dimensionamiento de equipos industriales, y el análisis de viabilidad económica mediante el método del factor detallado. El producto final es ácido láctico al 90% de pureza, con una producción estimada de 324 mil kilogramos al año. Los resultados muestran una alta rentabilidad del proyecto, con un Valor Actual Neto (VAN) de \$7.96 millones y una Tasa Interna de Retorno (TIR) del 39%, con un precio de venta de diez dólares por cada kilogramo de producto. Se concluye que este tipo de planta es viable en Ecuador, promoviendo la economía circular y la reducción de residuos agroindustriales.

Palabras clave: Ácido láctico, *Bacillus subtilis*, Fermentación, Melaza tipo C, Suero de leche, Planta de producción, Economía circular, Evaluación técnica y económica, Fermentador batch, SuperPro Designer, Intercambiador iónico, Purificación, Separación, Biotecnología industrial, Sustentabilidad, Rentabilidad, Valor Actual Neto, Tasa Interna de Retorno, Procesos de separación, Materias primas agroindustriales.

ABSTRACT

This capstone project presents a technical and economic evaluation of implementing a lactic acid production plant in Ecuador using *Bacillus subtilis* in a culture medium based on molasses type C and whey protein, both low-cost industrial by-products. The proposed process consists of three stages: fermentation, separation, and purification. It includes mass and energy balances, equipment selection and sizing, and an economic feasibility analysis using the detailed factor method. The final product is 90% pure lactic acid, with an estimated annual output of over 324,000 kilograms. Results demonstrate the project's profitability, with a Net Present Value (NPV) of \$7.96 million and an Internal Rate of Return (IRR) of 39%. The study concludes that such a plant is feasible in Ecuador, fostering circular economy practices and agro-industrial waste reuse.

Key words: Lactic acid, Bacillus subtilis, Fermentation process, Molasses type C, Whey protein, Production plant, Circular economy, Techno-economic evaluation, Batch fermenter, SuperPro Designer, Ion exchange, Purification, Downstream processing, Industrial biotechnology, Sustainability, Profitability, Net Present Value, Internal Rate of Return, Agro-industrial by-products, Bioprocess simulation.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	11
1.1 Antecedentes.....	11
1.1.1 Ácido Láctico	11
1.1.2 <i>Bacillus subtilis</i>	12
1.2 Justificación.....	13
1.3 Objetivo general.....	13
2. Bases de diseño	14
2.1 Fundamentos Teóricos.....	14
2.2 Descripción de producto.....	15
2.2.1 Descripción del producto final.....	15
2.3 Descripción de materias primas	15
2.3.1 Suero de leche	15
2.3.2 Melaza tipo C.....	15
2.3.3 <i>Bacillus subtilis</i>	16
2.3.4 Reactivos para la separación	16
2.3.5 Precios y proveedores de materias primas	16
2.4 Ubicación de la planta	17
2.5 Limitaciones del proceso	17
2.5.1 Limitaciones externas.....	17
2.5.2 Limitaciones internas	18
2.6 Selección y descripción de proceso	18
2.6.1 Selección de proceso	18
3. Diseño del proceso	20
3.1 Descripción de proceso	20
3.2 Diagramación	21
3.2.1 Diagrama de bloques	21
3.2.2 Diagrama de flujo.....	22
3.3 Simulación	25
3.4 Balance de masa	25
3.5 Balance de energía	26
4. Diseño de la planta	27
4.1 Selección de equipos.....	27

4.1.1	Biorreactores de fermentación.....	27
4.1.2	Filtros.....	27
4.1.3	Mezcladores.....	28
4.1.4	Evaporador de triple efecto	28
4.1.5	Intercambiador iónico	28
4.2	Diseño de equipos.....	29
5.	Análisis económico	30
5.1	Análisis de costos e ingresos	30
5.2	Rentabilidad del proyecto	31
5.3	Análisis de flexibilidad.....	32
6.	Conclusiones y recomendaciones	34
7.	Referencias	35
8.	Anexos	37
8.1	Propiedades físicas del ácido láctico.....	37
8.2	Simulación	38
8.3	Balance de masa	42
8.4	Selección de proceso.....	46
8.5	Dimensionamiento de equipos	47
8.5.1	Fermentado batch 2140 L	47
8.5.2	Inoculación 240L	49
8.5.3	Inoculador 2.40 L.....	50
8.5.4	Equipo de microfiltración	52
8.5.5	Equipo de ultrafiltración	52
8.5.6	Tanque de mezclado 720 L.....	53
8.5.7	Evaporador de triple efecto	53
8.5.8	Intercambiador iónico	54
8.6	Análisis de costo	56
8.7	Tabla de catálogo de equipos.	59

INDICE DE TABLAS

Figura 1. Diagrama de bloque proceso de fermentación.....	21
Figura 2. Diagrama de bloque proceso de separación.....	21
Figura 3. Diagrama de bloque proceso de purificación.....	21
Figura 4. Diagrama de flujo proceso de fermentación.	23
Figura 5. Diagrama de flujo proceso de separación.	24
Figura 6. Diagrama de flujo proceso de purificación.	24
Figura 7. Flujo de caja acumulativo.	32
Figura 8. Flujo de caja acumulativo de doce y nueve dólares.....	33

INDICE TABLA ANEXOS

Figura A- 1. Simulación de los fermentadores en SuperPro Designer.	40
Figura A- 2. Simulación del proceso de purificación en SuperPro Designer.	41
Figura A- 3. Simulación del proceso de separación en SuperPro Designer.	41

INDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloque proceso de fermentación.....	21
Figura 2. Diagrama de bloque proceso de separación.....	21
Figura 3. Diagrama de bloque proceso de purificación.....	21
Figura 4. Diagrama de flujo proceso de fermentación.	23
Figura 5. Diagrama de flujo proceso de separación.	24
Figura 6. Diagrama flujo proceso de purificación.	24
Figura 7. Flujo de caja acumulativo.	32
Figura 8. Flujo de caja acumulativo de doce y nueve dólares.....	33

INDICE FIGURAS ANEXOS

Figura A- 1. Simulación de los fermentadores en SuperPro Designer.	40
Figura A- 2. Simulación del proceso de purificación en SuperPro Designer.	41
Figura A- 3. Simulación del proceso de separación en SuperPro Designer.	41

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

1.1.1 Ácido Láctico

El ácido láctico es un compuesto orgánico de origen natural que ha cobrado una creciente importancia en los sectores biotecnológico, alimentario, farmacéutico y de materiales biodegradables. Su producción, tradicionalmente asociada a procesos de fermentación láctica realizados por bacterias del género *Lactobacillus*, ha evolucionado hasta convertirse en una industria altamente tecnificada que aprovecha materias primas renovables para su obtención a gran escala.[1] En la fermentación láctica, los microorganismos metabolizan azúcares como la glucosa en condiciones anaeróbicas para producir ácido láctico, un proceso que presenta ventajas en términos de bajo impacto ambiental, eficiencia energética y potencial para el uso de residuos agroindustriales como sustrato. No obstante, la optimización de este proceso a nivel industrial implica desafíos técnicos significativos, como la selección de cepas, el control de parámetros de cultivo y la eficiencia en la recuperación del producto final [2]. Tiene gran relevancia en diversos campos científicos e industriales, desde la biotecnología y la medicina hasta la producción de alimentos y cosméticos. Su importancia dentro de las industrias es de gran valor destacándose especialmente en la alimentaria y la cosmética [3]. Su versatilidad, biodegradabilidad, bajo costo de producción y origen biológico lo han posicionado como un insumo estratégico tanto por sus propiedades funcionales como por su compatibilidad con los principios de sostenibilidad y salud del consumidor. Dentro de la industria alimentaria, el ácido láctico se emplea ampliamente como conservante, acidulante y potenciador de sabor [3].

Su uso permite extender la vida útil de los productos al inhibir el crecimiento de microorganismos patógenos, además de mejorar la textura y el perfil sensorial en alimentos fermentados, cárnicos, panificados y bebidas. Por otra parte, en el sector cosmético, el ácido láctico se utiliza por su capacidad exfoliante, hidratante y reguladora del pH [4]. Al formar parte de la familia de los AHA, actúa eliminando células muertas de la piel y estimulando la regeneración celular, lo que lo hace ideal para tratamientos antienvjecimiento, despigmentantes y limpiadores faciales.

1.1.2 *Bacillus subtilis*

Bacillus subtilis es una bacteria Gram positiva de amplio interés en la biotecnología industrial, debido a su capacidad para crecer en condiciones variables. A diferencia de otras bacterias ácido-lácticas tradicionales como *Lactobacillus*, esta tiene la ventaja de ser termorresistente y de tolerar concentraciones elevadas de productos finales, lo que le permite operar eficientemente bajo condiciones controladas en fermentadores industriales [5]. En el contexto de la producción de ácido láctico, dentro de la universidad San Francisco de Quito se han realizado distintos estudios con *Bacillus subtilis* donde se indagó sobre su capacidad de producción de ácido láctico con medios comunes y en un ambiente aeróbico. Así, en 2018 Castells, A. probó distintas cepas de *Bacillus subtilis* obteniendo de esta investigación una cepa que puede producir hasta 6 g/L de ácido láctico [6].

Siguiendo la línea de investigación Iza, C en 2024 utilizó la misma cepa de *Bacillus subtilis* con el fin de cambiar su medio de crecimiento, siendo este remplazar la fuente de carbono por completo, cambiando la glucosa por melaza tipo C y su fuente de nitrógeno parcialmente por proteína de suero de

leche, sustituyendo a su vez un poco de peptona comúnmente usada [7]. Realizando este cambio se reportó una producción de 4 g/L de ácido láctico en 24 horas. Estos trabajos previos fungirán como base para el presente proyecto.

1.2 Justificación

Dentro del Ecuador no existe una planta de producción de ácido láctico y hay una creciente demanda de este, debido a que las empresas de cosméticos y alimentos han crecido en los últimos años [8]. De igual manera el Centro Ecuatoriano de Biotecnología y Ambiente reporta que se importaron cerca de 286 toneladas de ácido láctico en el año 2022 [9]. Lo indicado quiere decir que todo el producto usado por las compañías es netamente importado. También gracias a las investigaciones anteriormente realizadas en la Universidad San Francisco de Quito, se nota que es posible realizar el escalamiento de una planta de producción de ácido láctico mediante el uso de materiales de desecho como la melaza tipo C y suero de leche.

1.3 Objetivo general

Realizar el evalúo técnico económico de una planta de producción de ácido láctico mediante *Bacillus Subtilis* en un medio de proteína de suero de leche y melaza de descarto.

Para poder cumplir con esto se planteó a su vez los siguientes objetivos específicos:

- Definir el proceso para la producción de ácido láctico mediante *Bacillus subtilis* en un medio de proteína de suero de leche y melaza de descarto.

- Realizar el diseño de una planta industrial para la producción de ácido para una producción de siete toneladas al año.
- Analizar la viabilidad económica variando la composición del medio para su implementación en Ecuador.

2. BASES DE DISEÑO

2.1 Fundamentos Teóricos

En el presente trabajo se exponen los siguientes fundamentos teóricos que sustentan el escalamiento de una planta de producción de ácido láctico a partir de *Bacillus subtilis* en un medio a base de proteína de suero de leche y melaza. Donde se abordan conceptos clave tales como la sostenibilidad, economía circular, reutilización de materias de desperdicio e innovación.

Según Castells A, existe la posibilidad de generar ácido láctico a partir de *Bacillus subtilis* en un medio aeróbico el cual puede generar hasta síes gramos por litro [6]. Esto fue probado en la Universidad San Francisco de Quito con varios experimentos donde se probó distintas cepas de *Bacillus subtilis* con el fin de obtener aquella que genere una mayor cantidad de ácido láctico.

Iza, C en 2024 investigó sobre un modelo de producción usando *Bacillus subtilis* para la fermentación de ácido láctico cambiando la composición del medio de crecimiento [7]. Los cambios realizados fueron sustituir la fuente de carbono de glucosa a melaza tipo C y la fuente de nitrógeno en un porcentaje de 7% en proteína de suero de leche.

Todo lo antes mencionado es relevante para este proyecto debido a que con este se busca el escalamiento industrial de la investigación de Iza, C para poder realizar un evalúo técnico económico de una planta que produzca ácido

láctico a partir de *Bacillus subtilis* con un medio a base de proteína de suero de leche y melaza para ver si su rentabilidad es viable dentro del Ecuador.

2.2 Descripción de producto

2.2.1 Descripción del producto final

Se obtendrá como producto final ácido láctico líquido al 90% y 10% agua el cual será empacado en canecas plásticas selladas de veinte kilos las cuales deben permanecer en temperatura ambiente y sin humedad. Será vendido a quince dólares el kilo. Las propiedades físicas del producto se detallan en el Anexo 8.1.

2.3 Descripción de materias primas

2.3.1 Suero de leche

El suero de leche es un desperdicio de la industria láctea el cual no puede ser desechado al suelo o a los ríos ya que se considera contaminante para el medio ambiente [10]. Dentro del Ecuador según el CIL (Centro de Industria Láctea de Ecuador) en 2019 se produjo 900 mil litros al día de suero de leche del cual solo es usado el 10% dentro de la industria [11]. El suero de leche es rico en proteínas como β -lactoglobulina, α -lactoalbúmina, Inmunoglobulinas entre otras las cuales pueden ser usadas como fuente de nitrógeno dentro de la fermentación de ácido láctico [12].

2.3.2 Melaza tipo C

La melaza tipo C es un desperdicio de la industria azucarera, es una fuente de carbono, con contenido de sacarosa entre 30 y 35% de Sacarosa, 15 y 20% de Glucosa y Fructosa en peso. En Ecuador el Ministerio de Agricultura y Ganadería reportó una producción de 11 millones de toneladas de caña de azúcar en 2022. Si bien no se sabe las cifras exactas de melaza se reporta que

de cada 100 toneladas de caña de azúcar se puede obtener hasta 7 toneladas de melaza [13].

2.3.3 *Bacillus subtilis*

Bacillus subtilis es una bacteria Gram-positiva, aerobia facultativa y formadora de esporas, ampliamente utilizada en procesos biotecnológicos e industriales por su capacidad de producir enzimas, metabolitos y compuestos de interés comercial [5]. Su alta eficiencia para transformar sustratos en compuestos de valor añadido, su facilidad de cultivo y su historial seguro en procesos de fermentación industrial la hace una opción viable de biomasa para este proceso.

2.3.4 Reactivos para la separación

Dentro de los reactivos de separación se encuentra el hidróxido de calcio y el ácido sulfúrico. Estos dos compuestos son los más utilizados dentro de las industrias para la separación del ácido láctico del medio. En primer lugar, el hidróxido de calcio al reaccionar con el ácido láctico se precipita como lactato de calcio el cual mediante filtración se puede separar del resto del caldo de fermentación. Luego el ácido sulfúrico se mezcla con el lactato de calcio para obtener nuevamente ácido láctico y sulfato de calcio, todo de acuerdo a la estequiometría de la reacción con una efectividad del 95% [14].

2.3.5 Precios y proveedores de materias primas

Tabla 1. Cantidad diaria, costo por kilo y proveedor de las materias primas.

Materia Prima	Proveedor	Cantidad anual (kg)	Precio (\$/kg)
Melaza tipo C	Agroandes	125200.00	0.36
Suero de leche	El floral	43976.50	0.03
B. subtilis	Alibaba	2504.00	0.13
Micronutrientes	Iherb	32.94	13.52
Fuente de nitrógeno*	NovaChem	249304.50	4.87

Materia Prima	Proveedor	Cantidad anual (kg)	Precio (\$/kg)
Agua	EMAPS	1286430.00	7.0×10^{-4}
Ácido Sulfúrico	NovaChem	159630.00	72.14
Hidróxido de calcio	NovaChem	1286430.00	320

2.4 Ubicación de la planta

La planta se ubicará en la zona industrial de Itulcachi, en el suroriente del distrito. A un costado de la E35, a la altura del kilómetro 4 de vía Pifo-Pintag. Esta ubicación es conveniente para el transporte y recepción del producto debido a su cercanía al aeropuerto y a las carretas interprovinciales. Además de ser un sector destinado a las industrias.

2.5 Limitaciones del proceso

2.5.1 Limitaciones externas

En Ecuador las empresas están reguladas por el estado y requieren diferentes autorizaciones para su funcionamiento. Dentro de estas autorizaciones se debe en primera instancia saber dónde está ubicada para poder conocer las distintas regulaciones que aplican en dicho lugar. Como se menciona en el punto 2.4 la ubicación, para los requerimientos se encuentran bajo el control del municipio de Quito donde en primeramente se debe encasillar según el CIIU REV 4.0 (clasificación ampliada de las actividades económicas). Mediante el CIIU se definió que la actividad económica para este proyecto es el siguiente. “*Venta al por mayor de productos químicos industriales: anilina, tinta de impresión, aceites esenciales, gases industriales (oxígeno), pegamento químico, colorantes, resina sintética, metanol, parafina, aromatizantes y potenciadores del sabor, soda cáustica, sal industrial, ácidos y sulfuros, derivados de almidón, etcétera*” [15].

Con la actividad económica definida mediante el anexo 4 de categorización de actividades económicas refleja que es una actividad tipo 2 [16].

también al ser una planta de producción de materia para uso y consumo de personas, se toman en cuentas los permisos solicitados por las ARCSA [17]. Donde se reflejan cosas como la inocuidad del producto, su trazabilidad y BPM y finalmente permisos emitidos por el cuerpo de bomberos de Quito para su funcionamiento seguro.

2.5.2 Limitaciones internas

La fermentación es un proceso que requiere inocuidad. Una de las principales limitantes que se encuentra es el riesgo de contaminación del medio de fermentación. Esto afecta en gran medida a la formación de ácido láctico por contaminación que pueden causar una baja de producción como también el total daño de un lote. Como también la posible exposición a riesgos de contaminación hacia los consumidores de dicho producto por su mal control de microorganismo.

Al igual los posibles cambios de temperatura por falla de equipo y cambios repentinos de pH dentro del proceso llegan a ser una limitante debido a su efecto directo sobre la producción de ácido láctico en el proceso de fermentación [6].

2.6 Selección y descripción de proceso

2.6.1 Selección de proceso

Para la selección del proceso a utilizar se tomó en consideración 3 tipos de metodologías para la obtención de ácido láctico mediante la fermentación de cepas de *B. Subtilis*. Se realizó una matriz de decisión donde esta evaluó entre uno y diez, siendo diez muy favorable y uno muy poco favorable. Dentro de

la matriz de decisión se consideraron los tres procesos indagados, siendo estos MT (propuesto por A. Castells) [6], MELAZA (propuesto por K. Cadena) [18] y SUERO DE LECHE Y MELAZA (propuesto por C. Iza) [7]. Estos evaluados en cinco criterios tales como se ven en la tabla 2 y siendo calificados según la conveniencia de cada uno. Los criterios de evaluación son explicados en el Anexo 8.1.

Tabla 2. Matriz de decisión para proceso

Criterios de evaluación	Proceso		
	MT	MELAZA	SUERO DE LECHE Y MELZA
Costo del medio	5	7	6
Materias primas	3	6	7
Cantidad de producción	8	5	6
Riesgo de producción	5	3	5
Complejidad del proceso	7	2	6
Total (50)	28	23	30

3. DISEÑO DEL PROCESO

3.1 Descripción de proceso

Para el Proceso escogido en el punto 2.6.1 se separó en tres etapas: fermentación, separación y purificación.

Para la fermentación, se llevará a cabo primero una mezcla del medio en un reactor el cual va a ser esterilizado por vapor sobrecalentado y enfriado con glicol. El agua utilizada será pasada por filtración para esterilizarla. Luego se preparará una inoculación en cascada la cual comienza con la activación a nivel laboratorio de la bacteria y pasa a un primer reactor de 19 L donde empezará a crecer hasta tener la densidad óptica de 600 nm. Luego sigue al segundo reactor de 190 L donde se obtiene la misma densidad óptica y finalmente se transfiere al fermentador 1900 L donde tendrá una estadía de 24 horas. Todo esto como se observa en la figura 1 y 4.

Una vez acabada la fase de fermentación, el caldo de fermentación pasa a un proceso de separación como se muestra en la figura 5, donde se filtran los productos de la fermentación así separando la biomasa, fuentes de nitrógeno y melaza del ácido láctico y agua. Una vez separados se mezcla el ácido láctico con hidróxido de calcio para precipitar lactato de calcio. Se filtra el lactato de calcio y se mezcla con ácido sulfúrico para separar el calcio del lactato y así generar ácido láctico y sulfato de calcio, los cuales se filtran y se obtiene el ácido láctico. El ácido láctico separado pasa finalmente por un proceso de purificación por el cual el ácido láctico mezclado con agua pasa por un evaporador para eliminar el exceso de agua y se utiliza un intercambiador iónico para eliminar los rastros de ácido sulfúrico y lactato de calcio como se muestra en la figura 6.

3.2 Diagramación

Una vez conocido el proceso se realizaron los diagramas de bloque y flujo donde se reflejan los procesos y operaciones unitarias necesarias.

3.2.1 Diagrama de bloques

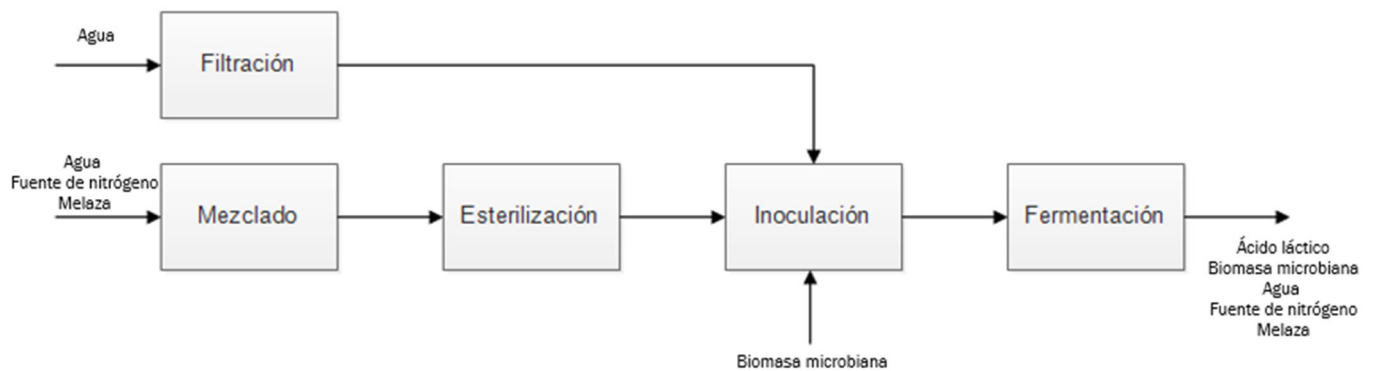


Figura 1. Diagrama de bloque proceso de fermentación.

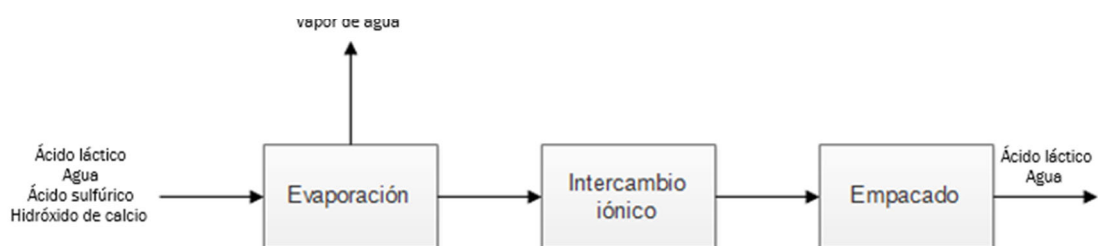


Figura 2. Diagrama de bloque proceso de separación.

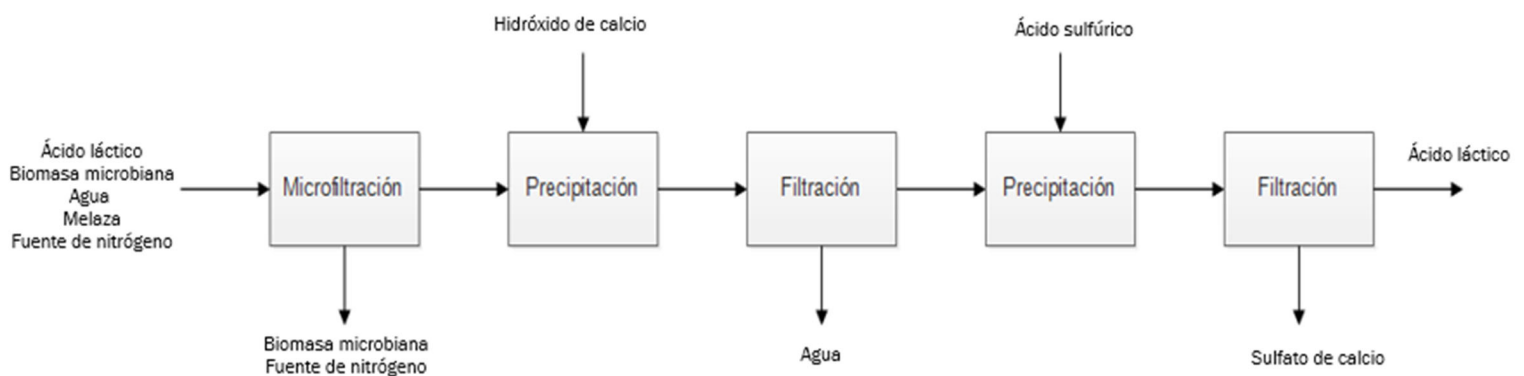


Figura 3. Diagrama de bloque proceso de purificación

3.2.2 Diagrama de flujo

Tabla 3. Leyenda de diagramas PFD.

Fermentación		
Código	Equipo	Descripción
F-101	Microfiltro	Filtro de agua para su esterilización
M-101	Tanque de mezcla	Mezcla del medio
B-101	Evaporador	Vapor para esterilizar el medio
R-101	Reactor inoculo 1	Inoculación de B. subtilis
R-102	Reactor inoculo 1	Inoculación de B. subtilis
R-103	Reactor inoculo 1	Inoculación de B. subtilis
R-104	Reactor inoculo 2	Crecimiento de B. subtilis
R-105	Reactor inoculo 2	Crecimiento de B. subtilis
R-106	Reactor inoculo 2	Crecimiento de B. subtilis
R-107	Fermentador	Fermentación del ácido láctico
R-108	Fermentador	Fermentación del ácido láctico
R-109	Fermentador	Fermentación del ácido láctico
Separación		
F-201	Ultrafiltración	Ultrafiltración de proteínas y microorganismos
F-202	Filtración	filtro de solidos suspendidos
M-201	Tanque de mezcla	mezcla de CaOH para precipitación
M-202	Tanque de mezcla	Mezcla de ácido sulfúrico para precipitación
F-203	Filtración	filtro de solidos suspendidos
Purificación		
E-301	Evaporador	Evaporador de exceso de agua
I-301	Intercambiador iónico	Retenedor de sustancias contaminantes

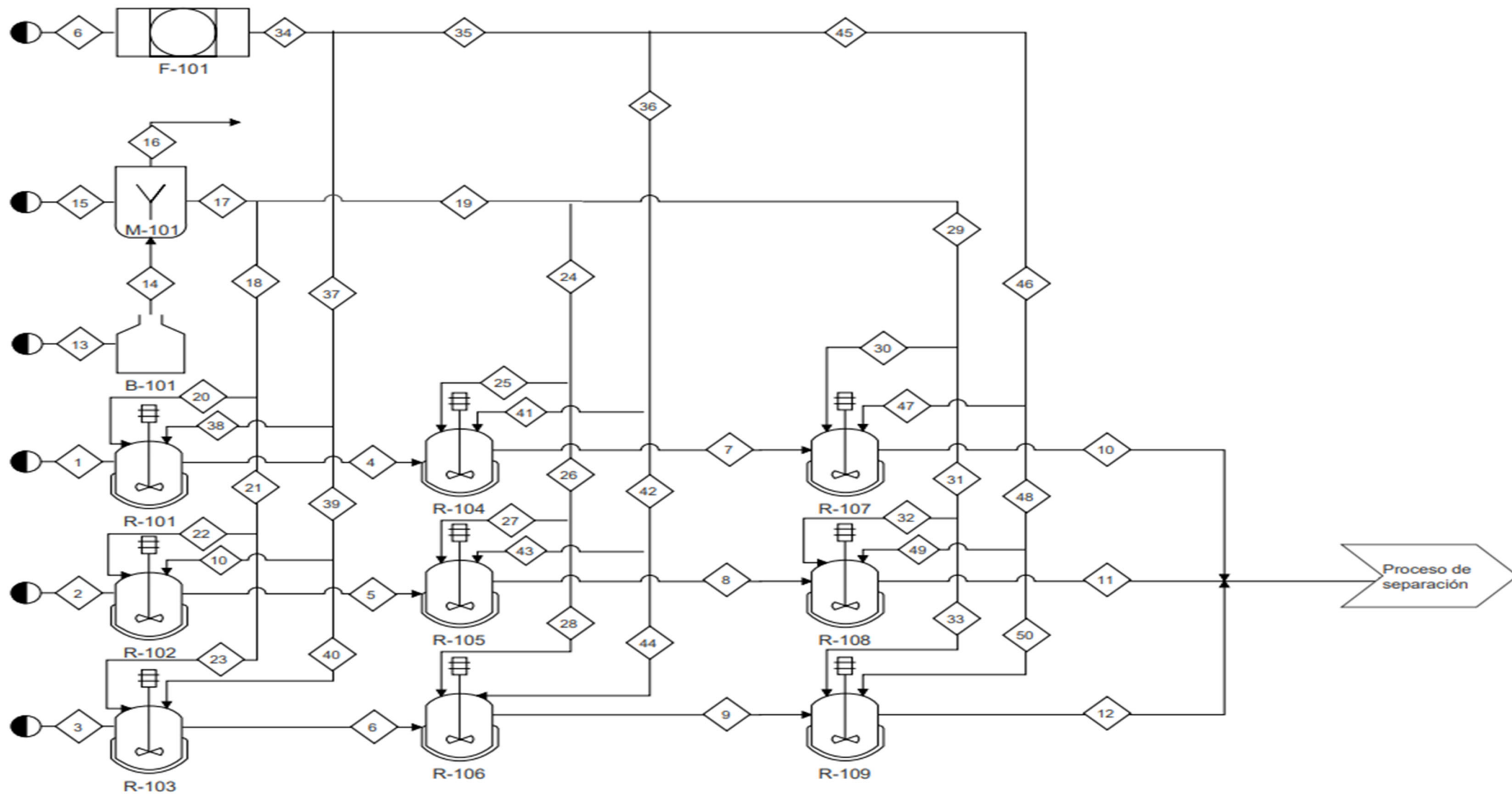


Figura 4. Diagrama de flujo proceso de fermentación.

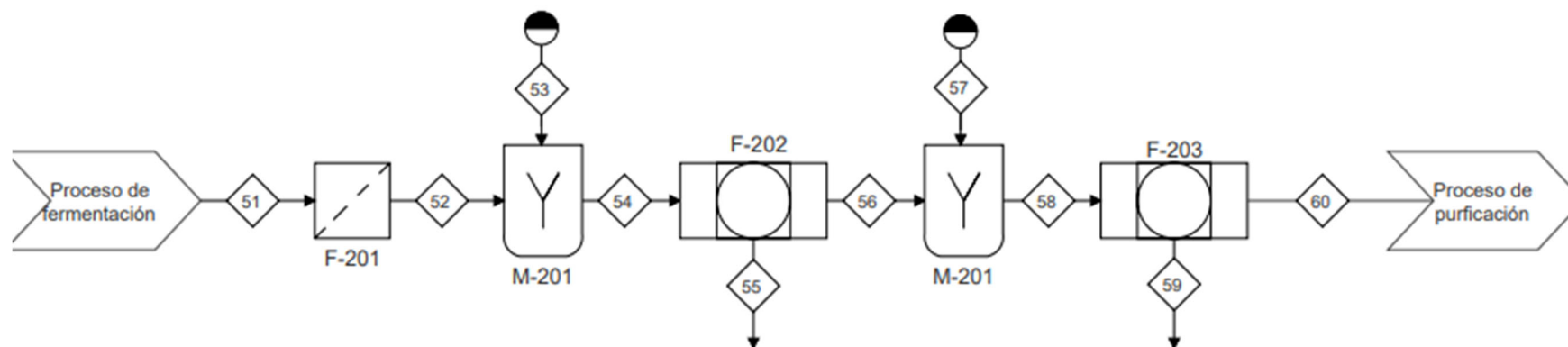


Figura 5. Diagrama de flujo proceso de separación.

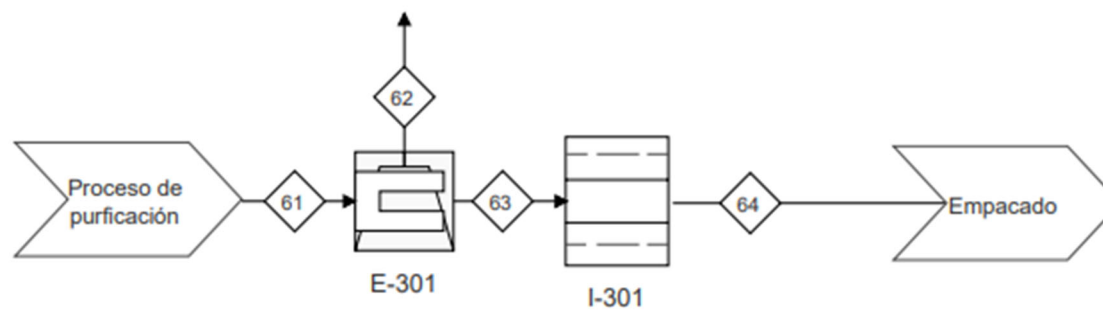


Figura 6. Diagrama flujo proceso de purificación.

3.3 Simulación

La simulación fue llevada a cabo en SuperPro Designer un software diseñado por Intelligen INC [19], el cual es una herramienta para modelar diferentes operaciones unitarias como la fermentación, secado, destilación y filtración entre otros. Este es una herramienta valiosa a la hora de diseñar, evaluar y optimizar procesos industriales [19]. Se simularon los tres fermentadores y todo el proceso de separación y purificación. Para los fermentadores se tomaron parámetros como la cinética de la fermentación, pH y temperatura. Para el proceso de separación se usó la estequiometría de la reacción de la literatura [20]. Finalmente, para el proceso de purificación se tomó en cuenta la eficiencia de los equipos para tener una simulación más real. Todos los detalles de la simulación se encuentran en el Anexo 8.2.

3.4 Balance de masa

El balance de masa fue realizado a partir de la simulación en SuperPro Disegner. La tabla 4 muestra un resumen del balance, mientras que los cálculos completos se muestran en el Anexo 8.3.

Tabla 4. Balance de masa.

Fermentador (F-107)			
Corriente	Flujo (kg/h)	Composición (kg/h)	Compuesto
7	272.00	80.00	Biomasa
		40.00	Melaza
		15.00	Fuente de nitrógeno
		137.00	H ₂ O
30	539.00	360.00	Melaza
		135.00	Fuente de nitrógeno
		44.00	H ₂ O
47	1189.00	1189.00	H ₂ O
10	1957.35	85.47	Biomasa
		320.00	Ácido láctico
		133.88	Fuente de nitrógeno
		1418.00	H ₂ O
Mezclador (M-201)			

52	5214.00	960.00	Ácido láctico
		4254.00	H ₂ O
53	400.00	400.00	Ca(OH)
54	5613.97	20.00	Ca(OH)
		1119.15	Lactato de calcio
		36.05	Ácido láctico
		4438.77	H ₂ O
Mezclador (M-202)			
56	3360.95	1119.15	Lactato de calcio
		2241.80	H ₂ O
57	510.00	510.00	Ácido sulfúrico
58	3870.97	41.10	Lactato de calcio
		672.56	CaSO ₄
		890.01	Ácido láctico
		25.50	Ácido sulfúrico
		2241.80	H ₂ O

3.5 Balance de energía

El balance de energía se calculó a partir de las necesidades energéticas de cada equipo como también se realizó mediante la simulación.

Tabla 5. Balance de energía.

Equipo	Potencia (kW)	kW/anuales
Biorreactor de fermentación	53.21	16654.73
Tanque 1	6.2	1940.6
Tanque 2	9.1	2848.3
Filtro 1	15	4695
Filtro 2	15	4695
Filtro 3	15	4695
Ultrafiltración	20	6260
Evaporador	33.4	10454.2
Intercambiador iónico	26	8138
Total		60380.83

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1 Selección de equipos

Para la selección de equipos, mediante las operaciones unitarias requeridas en los diagramas de bloques, se utilizó el software SuperPro Designer, el cual permite simular, dimensionar y analizar cada etapa del proceso productivo. La metodología de dimensionamiento se detalla en el Anexo 8.2.

4.1.1 Biorreactores de fermentación

El biorreactor de fermentación es utilizado en procesos industriales el cual lleva a cabo una fermentación de microorganismos tales como bacterias, levaduras u hongos. Donde este mantiene condiciones controladas como la temperatura, agitación, oxigenación, pH entre otros [21].

Para este proceso se escogió una serie de tres reactores Batch con el fin de poder realizar el inoculo. Este tiene una chaqueta que mantendrá la temperatura, así como un sistema de agitado y un sistema de aparamiento para la fermentación. Se eligió el reactor GMP Bailun BLBIO de acero inoxidable por su disponibilidad de llevar a cabo la inoculación y por su material.

4.1.2 Filtros

Dentro de los filtros se encuentran los equipos de microfiltración y ultrafiltración.

La microfiltración se usa para separar partículas muy pequeñas como microorganismo, partículas suspendidas y otros contaminantes microscópicos [21]. Este se usará para el pretratamiento del agua como

también para la separación de los sólidos disueltos en la etapa de separación. Este viene equipado con un filtro de acero inoxidable con membrana PVDF (fluoruro de polivinilideno).

Para la ultrafiltración separar partículas pequeñas del fluido tales como las proteínas y bacterias que se encuentran después del proceso de fermentación [21]. Se escogió un JHM ultrafiltración de acero inoxidable con un filtro hueco del UF de la membrana de la fibra.

4.1.3 Mezcladores

Los mezcladores realizan el trabajo de homogenizar el medio mediante la combinación de material asegurando una mezcla uniforme mediante un mecanismo de agitación [22]. Se usará un mezclador HUMDOM de acero inoxidable de 3000L el cual puede alcanzar las 3000 r.p.m.

4.1.4 Evaporador de triple efecto

El sistema de evaporador de triple efecto es utilizado en procesos industriales con concentraciones muy altas de líquidos como soluciones salinas, jugos o líquidos químicos [22]. Para este se eligió un evaporador de película descendente de triple efecto de acero inoxidable de la marca ZZKD.

4.1.5 Intercambiador iónico

El intercambiador iónico utiliza resinas sintéticas o naturales para intercambiar iones entre una solución y la resina. Este proceso purifica los componentes de una solución líquida, siendo utilizado tanto a nivel industrial como de laboratorio por su eficiencia [22]. Se escogió el Dowex HCR-S/S y IRA400 que pueden retener cationes de calcio y iones sulfato.

4.2 Diseño de equipos

Para el diseño de equipos se tomó en cuenta los datos antes expuestos del balance de masa en la tabla 3 donde se puede saber la cantidad a la cual se necesita adecuar los equipos para su funcionamiento. La tabla 6 muestra un resumen de las capacidades, potencias y características más relevantes de los equipos. Toda metodología usada para poder calcular la capacidad de los equipos se encuentra en el Anexo 8.5.

Tabla 6. Resumen de dimensionamiento.

Equipo	Capacidad		Potencia (kW)	Parámetros adicionales
	Valor	Unidad		
Fermentador Batch	2140	L	51.3	Palas rectas y chaqueta
Microfiltro	10000	L/h	15	25 cartuchos
Ultrafiltro	3000	L/h	15	membrana espiral 20 m ²
Tanque mezclado	720	L	370	4 baffle de 8 cm de ancho
Evaporador	200	L/h	33.4	Triple efecto con un área de contacto de 3.33 m ²
Intercambiador iónico	500	L/h	25	Volumen de resina de 1.67 L

5. ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico indicará los resultados estimados de la implementación de la planta dentro del Ecuador, así como su rentabilidad. Para la estimación se usó el método del factorial detallado, el cual es una técnica usada para estimar el costo total de una planta a partir de multiplicadores que representan costos directos como instalación, instrumentación, estructura civil entre otros y costos indirectos como tuberías, conexiones eléctricas entre otros [23].

5.1 Análisis de costos e ingresos

Para poder determinar la rentabilidad de la planta, se realizó un estudio de los precios de los equipos mencionados en el anterior capítulo, donde, mediante el método de factorial detallado [23], se puede estimar los costos variables de la planta, como se muestra en la tabla 7.

Tabla 7.Costo de equipos con el factor detallado.

Equipo	Cantidad	Costo del equipo	Ce Total [\$]
Reactor de fermentación	3	\$ 200,000.00	\$ 1,734,000.00
Tanque de mezclado	1	\$ 3,000.00	\$ 8,670.00
Microfiltrador de solidos	3	\$ 1,000.00	\$ 8,670.00
Ultrafiltración	1	\$ 3,000.00	\$ 8,670.00
Evaporador triple efecto	1	\$ 50,000.00	\$ 144,500.00
Intercambiador iónico	3	\$ 40,000.00	\$ 346,800.00
Reactor Batch	2	\$ 12,900.00	\$ 74,562.00
Total			\$ 2,325,872.00

El cálculo del costo de equipos con el factor detallado de igual manera se puede encontrar en la tabla A-1 en anexos.

Con el costo de los equipos y de igual manera con el factor detallado [23] que se encuentra en el Anexo 8.6. Se calcula el costo fijo de inversión a través del ISBL calculado.

Tabla 8. Costos variables, fijos y de inversión.

Costo fijo de inversión	\$ 4,233,087.04
Costos fijos de producción	\$ 532,564.70
Costos variables de producción	\$ 451,011.82

Por otra parte, también se calcularon los costos fijos y variables. Para los costos variables se usó la tabla A-3 de Anexos donde se calculó el costo de materia prima y energía que se requiere para la producción. Para los costos fijos se usó la tabla A-2 de Anexos donde se usa el método detallado para estriar los costos fijos.

5.2 Rentabilidad del proyecto

Para poder observar la rentabilidad del proyecto se calculó el ingreso neto como se muestra en la tabla 9.

Tabla 9. Ingreso neto por año

Precio por kilo	\$ 15.00
Producción anual (kg)	324850.00
Ingreso neto	\$ 4,872,750.00

Con los ingresos anuales, los costos fijos y variables se realizó un flujo de caja acumulativo para diez años de vida útil de la planta. Con el flujo de caja se observa en la figura 7 que la planta llega a ser rentable a los 3 años donde se empiezan a ver ganancias. Este método es una aproximación al escenario más real donde no se está tomado en cuenta ciertas consideraciones tales como post tratamiento y recuperación de las sustancias de separación como también los compuestos para recuperación de resinas.

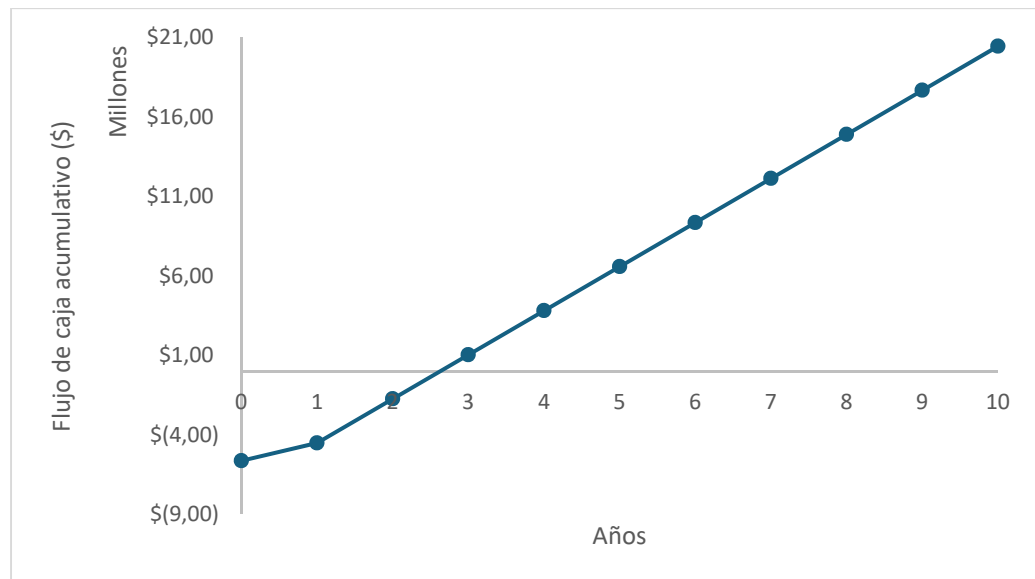


Figura 7. Flujo de caja acumulativo.

Con el flujo de caja acumulativo se puede calcular los indicadores de retorno como VAN y TIR [24]. De esta manera conociendo más información sobre la rentabilidad del proyecto y su proyección a futuro.

Se puede ver que existe un VAN (valor actual neto) en los diez años de \$7,960,017.91 y un TIR (Tasa interna de retorno) del 39% lo que hace muy rentable este proyecto.

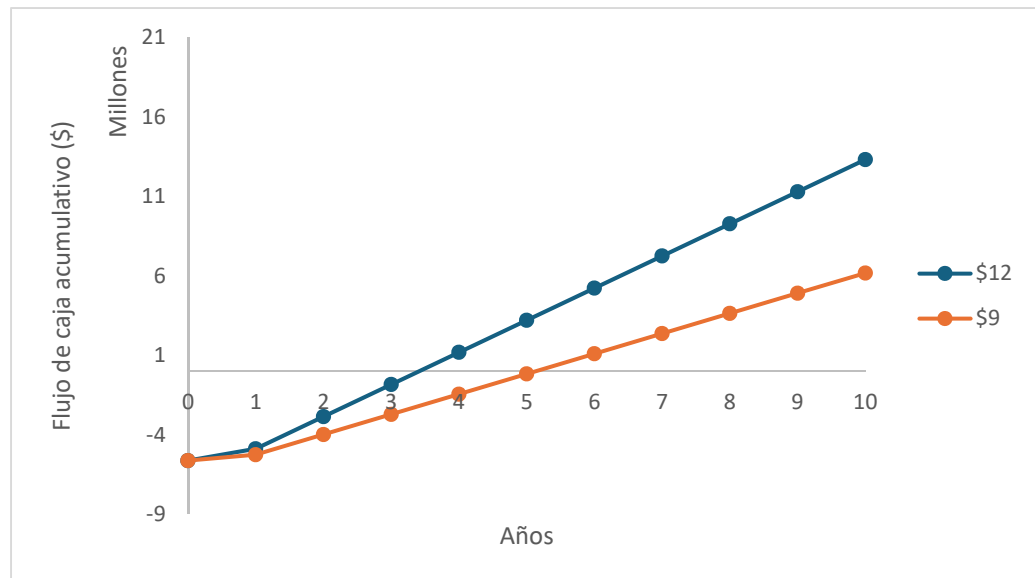
5.3 Análisis de flexibilidad

En el análisis de flexibilidad se analizó la posibilidad de modificar el precio por kilo al cual se venderá el ácido láctico. Donde con estudios previos del valor en el mercado se conoce que el precio por kilo del ácido láctico ronda los dieciséis dólares por kilo. Teniendo en cuenta esto se optó por dos escenarios donde el precio varió a nueve y doce dólares por kilo, manteniendo la producción anual.

Para ambos escenarios se realizó el diagrama de flujo de caja acumulado y se calculó el VAN y TIR.

Tabla 10. Ingreso neto por año, VAN y TIR.

Precio por kilo	\$ 9.00	\$ 12.00
Producción anual (kg)	294590	294590
Ingreso neto	\$ 2,651,310.00	\$ 3,535,080.00
VAN	\$ 472,363.62	\$ 4,216,190.77
TIR	15%	28%

**Figura 8.** Flujo de caja acumulativo de doce y nueve dólares.

Este análisis de flexibilidad muestra que en ambos escenarios el proyecto es rentable. Como se puede ver en la tabla 10, para el precio de nueve y doce dólares el kilo se obtiene un VAN de \$ 2,651,310.00 y \$ 3,535,080.00 y un TIR de quince y veintiocho porcientos respectivamente.

Por otro lado, el flujo de caja acumulativo muestra que para el escenario de nueve dólares por kilo el proyecto empieza a dar ganancias al quinto año mientras que cuando el precio es de doce dólares el kilo es desde el cuarto año.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Este proyecto demuestra la viabilidad de implementar una planta de producción de ácido láctico en Ecuador, aprovechando residuos y subproductos agroindustriales como materia prima, lo cual representa un alto potencial de rentabilidad. La propuesta evidencia la capacidad del país para innovar en un sector aún no explorado, abriendo oportunidades para desarrollar nuevos proyectos que no solo generen retornos económicos, sino que también impulsen la creación de empleo y el crecimiento de industrias nacionales que utilizan ácido láctico en sus productos, facilitando su acceso a precios más competitivos y de producción local. El uso de subproductos industriales contribuye adicionalmente a la sostenibilidad ambiental, al dar un valor útil a materiales que, de otro modo, serían considerados desechos. Este enfoque circular también fortalece la imagen del proyecto como una solución alineada con los principios de economía sostenible.

Para mejorar el proceso, se recomienda optimizar las condiciones de fermentación mediante el uso de cepas microbianas mejoradas y control de parámetros críticos como pH, temperatura y tiempo de residencia, con el fin de maximizar el rendimiento y la pureza del ácido láctico. Además, se podría integrar tecnologías de separación más eficientes, como la extracción con membranas o destilación por arrastre, que reduzcan el consumo energético y mejoren la recuperación del producto. Como recomendaciones específicas, se plantea la reutilización del sulfato de calcio (CaSO_4) para la recuperación de ácido sulfúrico, evitando su descarte y reduciendo así los costos de materia prima. De igual forma, se sugiere recuperar el calcio para la producción de hidróxido de calcio, lo que contribuye al mismo objetivo de eficiencia económica. Para lograr una evaluación más realista del proyecto, es fundamental realizar un estudio de mercado detallado que considere la demanda nacional e internacional del ácido láctico, así como los precios de venta proyectados.

7. REFERENCIAS

- [1] M.-P. Vicky Alejandra, R.-D. Ernesto Alonso, and P. I. Julio Amílcar, “Obtención de ácido láctico a partir de la fermentación del suero de leche con *Lactobacillus bulgaricus* (Obtaining lactic acid from the fermentation of whey with *Lactobacillus bulgaricus*) MSC. Vicky Alejandra Mendoza ,” *Biorrefinería* , pp. 1–8, 2019, Accessed: Jan. 19, 2025. [Online]. Available: <https://www.cebaecuador.org/wp-content/uploads/2021/06/Biorrefineri%CC%81a-3-60-67.pdf>
- [2] Vicky Alejandra Mendoza-Pico¹, Ernesto Alonso Rosero-Delgado², and Julio Amílcar Pineda Insuasti, “Obtención de ácido láctico a partir de la fermentación del suero de leche con *Lactobacillus bulgaricus* (Obtaining lactic acid from the fermentation of whey with *Lactobacillus bulgaricus*) MSC. .” Accessed: Jan. 28, 2025. [Online]. Available: <https://www.cebaecuador.org/wp-content/uploads/2021/06/Biorrefineri%CC%81a-3-60-67.pdf>
- [3] X. He *et al.*, “Response mechanisms of lactic acid bacteria under environmental stress and their application in the food industry,” *Food Biosci*, p. 105938, Jan. 2025, doi: 10.1016/J.FBIO.2025.105938.
- [4] F. A. Castillo Martinez, E. M. Balciunas, J. M. Salgado, J. M. Domínguez González, A. Converti, and R. P. de S. Oliveira, “Lactic acid properties, applications and production: A review,” *Trends Food Sci Technol*, vol. 30, no. 1, pp. 70–83, Mar. 2013, doi: 10.1016/J.TIFS.2012.11.007.
- [5] Q. Su *et al.*, “Isolation, characterization of *Bacillus subtilis* and *Bacillus amyloliquefaciens* and validation of the potential probiotic efficacy on growth, immunity, and gut microbiota in hybrid sturgeon (*Acipenser baerii* ♀ × *Acipenser schrenckii* ♂),” *Fish Shellfish Immunol*, vol. 157, p. 110081, Feb. 2025, doi: 10.1016/J.FSI.2024.110081.
- [6] A. Castells, “UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ,” 2018.
- [7] C. Iza, “UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ Colegio de Ciencias e Ingenierías,” 2024.
- [8] “MISIÓN DIRECTA ECUADOR 2023 - STANPA | Asociación Nacional de Perfumería y Cosmética.” Accessed: Apr. 20, 2025. [Online]. Available: https://www.stanpa.com/mdir_ecuador_2023/
- [9] “Centro Ecuatoriano de Biotecnología del Ambiente (CEBA) - INGSA.” Accessed: Apr. 20, 2025. [Online]. Available: <https://ingsa.org/resources/ceba/>
- [10] E. A. Cazier, T. N. Pham, L. Cossus, M. Abila, T. Ilc, and P. Lawrence, “Exploring industrial lignocellulosic waste: Sources, types, and potential as high-value molecules,” *Waste Management*, vol. 188, pp. 11–38, Nov. 2024, doi: 10.1016/J.WASMAN.2024.07.029.
- [11] “Lácteos | Centro de la Industria Láctea | Ecuador.” Accessed: Apr. 22, 2025. [Online]. Available: <https://www.cil-ecuador.org/>
- [12] M. C. Toca *et al.*, “Consenso sobre el diagnóstico y el tratamiento de la alergia a las proteínas de la leche de vaca de la Sociedad Latinoamericana de Gastroenterología, Hepatología y Nutrición,” *Rev Gastroenterol Mex*, vol. 87, no. 2, pp. 235–250, Apr. 2022, doi: 10.1016/J.RGMX.2022.03.007.

- [13] “Luego de siete años aumenta el precio de la tonelada de caña de azúcar – Ministerio de Agricultura y Ganadería.” Accessed: Apr. 22, 2025. [Online]. Available: <https://www.agricultura.gob.ec/luego-de-siete-anos-aumenta-el-precio-de-la-tonelada-de-cana-de-azucar/>
- [14] Chenglong Li *et al.*, “Recent advances in the separation and purification of lactic acid from fermentation broth.
- [15] “C2_2.3_01_Apéndice de actividades económicas CIU.”
- [16] “ANEXO 4 CATEGORIZACIÓN DE ACTIVIDADES ECONÓMICAS DEL CATÁLOGO CIU PARA EL DISTRITO METROPOLITANO DE QUITO.”
- [17] “Agencia Nacional de Regulación, Control y Vigilancia Sanitaria – Regulación de medicamentos, alimentos procesados, cosméticos y vigilancia sanitaria en establecimientos sujetos a control.” Accessed: Mar. 01, 2025. [Online]. Available: <https://www.controlsanitario.gob.ec/>
- [18] K. Alejandra Cadena Cortés Nombre del profesor, T. académico José Álvarez, N. del profesor, and T. académico Juan Diego Fonseca, “UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ Colegio de Ciencias e Ingeniería HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA Producción de ácido láctico, a través de la fermentación de melaza tipo C por *Bacillus subtilis* MUR 1 para abastecer a las industrias cosmetológica y alimentaria nacional,” 2020, Accessed: Feb. 12, 2025. [Online]. Available: <http://bit.ly/COPETheses>.
- [19] “Intelligen, Inc.” Accessed: May 06, 2025. [Online]. Available: https://www.intelligen.com/?utm_source=chatgpt.com
- [20] “Bioprocess Engineering Principles | ScienceDirect.” Accessed: May 08, 2025. [Online]. Available: <https://www.sciencedirect.com/book/9780122208515/bioprocess-engineering-principles>
- [21] P. D. Stanbury, A. Whitaker, and S. J. Hall, *Principle of Fermentation Technology*, Second Edition., vol. 2. London: Butterworth Heinemann, 2003.
- [22] Don W. Green and Marylee Z. Southard, *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook*, 9th ed. New York: McGraw-Hill Education, 2019.
- [23] “Cost Estimation and Economic Evaluation,” *Ludwig’s Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Incorporating Process Safety Incidents*, pp. 105–179, Jan. 2024, doi: 10.1016/B978-0-323-91719-3.00012-9.
- [24] “El TIR VAN una herramienta para analizar proyecto – Extremadura Empresarial.” Accessed: May 04, 2025. [Online]. Available: https://www.extremaduraempresarial.es/blog_escuela/el-tir-van-una-herramienta-para-analizar-proyecto/
- [25] Y. Sawada *et al.*, “Widely targeted metabolomics based on large-scale MS/MS data for elucidating metabolite accumulation patterns in plants,” *Plant Cell Physiol*, vol. 50, no. 1, pp. 37–47, Jan. 2009, doi: 10.1093/PCP/PCN183.
- [26] H. Zhang, C. Li, P. Liu, Q. Chen, H. Wu, and X. Qi, “Solid-state fermentation of soybean meal using *Bacillus subtilis* seed liquid prepared with ultrasound assistance,” *LWT*, vol. 207, p. 116695, Sep. 2024, doi: 10.1016/J.LWT.2024.116695.

8. ANEXOS

8.1 ANEXO A - Propiedades físicas del ácido láctico

El ácido láctico es un ácido orgánico de masa molar 98.09 g/mol, el cual tiene una apariencia de líquido incoloro, un olor ligero medio acido el cual tiene un punto de ebullición de 122 °C y una densidad de 1.209 g/cm³ [25].

8.2 ANEXO B - Simulación

Se usó el software SuperPro Designer V10 build 7. Para la simulación del fermentador se usó la cinética de fermentación de la ecuación de Monod y una temperatura de 37 °C.

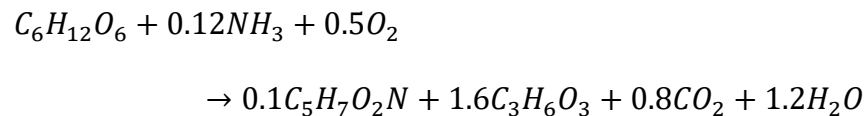
$$\mu = \mu_{max} * \frac{S}{K_S + S}$$

Donde:

- μ : Velocidad específica de crecimiento
- μ_{max} : Velocidad específica máxima de crecimiento
- S: Concentración de sustrato limitante
- K_s : Constante de saturación de Monod

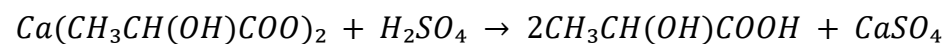
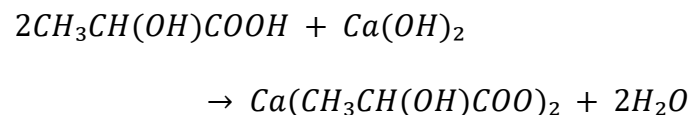
Se tomó como sustrato limitante a la fuente de nitrógeno y para la constante de Monod se usó un valor de 0.19 mg/L y una velocidad específica máxima de crecimiento de 0.64 los cuales son valores reportados por la literatura [26].

También se usó la siguiente reacción para el balance de masa.



Para simular los filtros se usaron micro filtradores a los cuales se les asignó un coeficiente de rechazo de 0.98 y una eficiencia del 98%.

Los reactores en la parte de separación fueron simulados a partir de la estequiometria de la reacción química de separación mediante hidróxido de calcio y ácido sulfúrico la cual tiene un 95% de eficiencia, la reacción es la siguiente [14].



Finalmente, para el evaporador y para el intercambiador iónico se usaron los datos de eficiencia de los equipos seleccionados para poder simularlos.

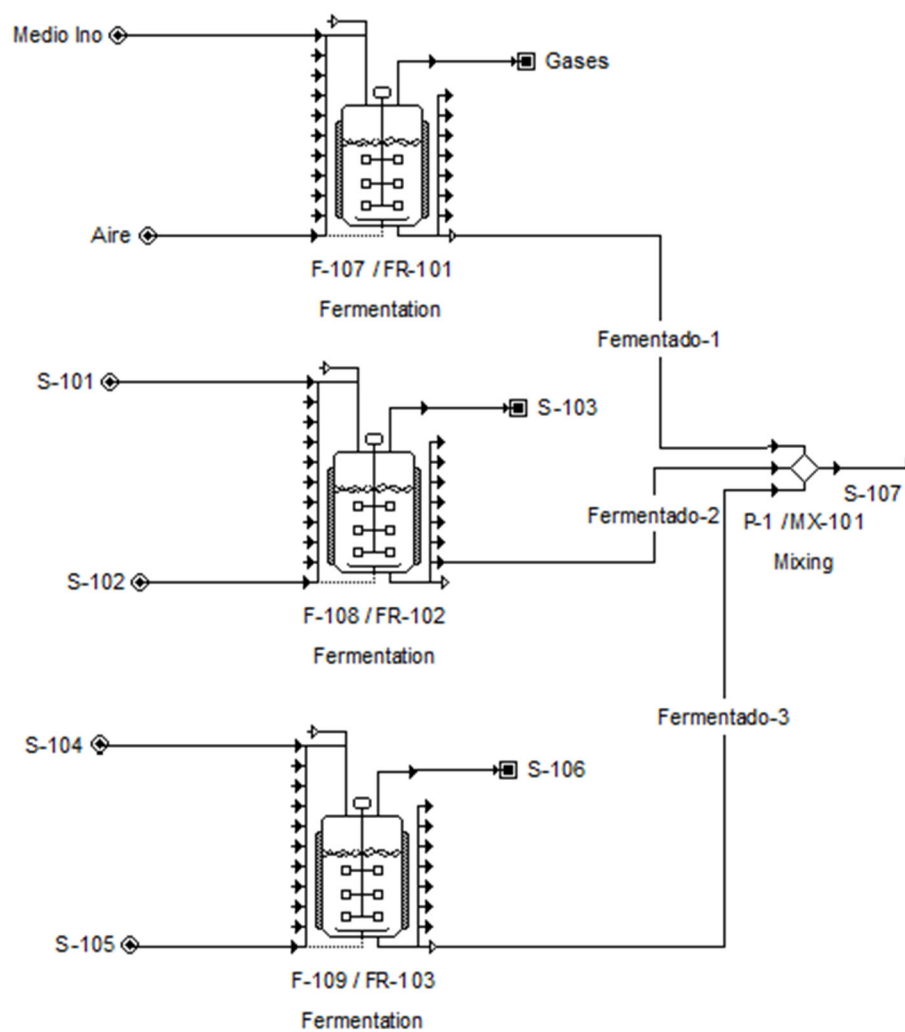


Figura A- 1. Simulación de los fermentadores en SuperPro Designer.

8.3 ANEXO C - Balance de masa

Tabla A- 1. Balance de masa.

Corriente	Flujo (kg/h)	Composición (kg/h)	Compuesto
1	0.0055	0.0055	Biomasa
2	0.0055	0.0055	Biomasa
3	0.0055	0.0055	Biomasa
4	15.25	0.1100	Melaza
		1.1310	Fuente de proteína
		14.0000	H2O
		0.0055	Biomasa
5	15.25	0.1100	Melaza
		1.1310	Fuente de proteína
		14.0000	H2O
		0.0055	Biomasa
6	15.25	0.1100	Melaza
		1.1310	Fuente de proteína
		14.0000	H2O
		0.0055	Biomasa
7	167.6465	3.6100	Melaza
		10.0310	Fuente de proteína
		154.0000	H2O
		0.0055	Biomasa
8	167.6465	3.6100	Melaza
		10.0310	Fuente de proteína
		154.0000	H2O
		0.0055	Biomasa
9	167.6465	3.6100	Melaza
		10.0310	Fuente de proteína
		154.0000	H2O
		0.0055	Biomasa
15	602.0000	80.0000	Melaza
		202.0000	Fuente de proteína
		320.0000	H2O
17	602.0000	80.0000	Melaza
		202.0000	Fuente de proteína
		320.0000	H2O
12	45.6600	1.0500	Melaza

Corriente	Flujo (kg/h)	Composición (kg/h)	Compuesto
		2.6100	Fuente de proteína
		42.0000	H2O
13	15.2200	0.3500	Melaza
		0.8700	Fuente de proteína
		14.0000	H2O
14	30.4400	0.7000	Melaza
		1.7400	Fuente de proteína
		28.0000	H2O
15	15.2200	0.3500	Melaza
		0.8700	Fuente de proteína
		14.0000	H2O
16	15.2200	0.3500	Melaza
		0.8700	Fuente de proteína
		14.0000	H2O
17	457.2000	10.5000	Melaza
		26.7000	Fuente de proteína
		420.0000	H2O
18	152.4000	3.5000	Melaza
		8.9000	Fuente de proteína
		140.0000	H2O
19	304.8000	7.0000	Melaza
		17.8000	Fuente de proteína
		280.0000	H2O
20	152.4000	3.5000	Melaza
		8.9000	Fuente de proteína
		140.0000	H2O
21	152.4000	3.5000	Melaza
		8.9000	Fuente de proteína
		140.0000	H2O
22	280.6800	6.4800	Melaza
		16.2000	Fuente de proteína
		258.0000	H2O
23	93.5600	2.1600	Melaza
		5.4000	Fuente de proteína

Corriente	Flujo (kg/h)	Composición (kg/h)	Compuesto
		86.0000	H2O
24	187.1200	4.3200	Melaza
		10.8000	Fuente de proteína
		172.0000	H2O
25	93.5600	2.1600	Melaza
		5.4000	Fuente de proteína
		86.0000	H2O
26	93.5600	2.1600	Melaza
		5.4000	Fuente de proteína
		86.0000	H2O
6	270.0000	270.0000	H2O
34	270.0000	270.0000	H2O
35	90.0000	90.0000	H2O
45	180.0000	180.0000	H2O
36	90.0000	90.0000	H2O
37	90.0000	90.0000	H2O
10	351.2039	0.2885	Melaza
		20.0603	Fuente de proteína
		330.0000	H2O
		0.0151	Biomasa
		0.8400	Ácido Láctico
11	351.2039	0.2885	Melaza
		20.0603	Fuente de proteína
		330.0000	H2O
		0.0151	Biomasa
		0.8400	Ácido Láctico
12	351.2039	0.2885	Melaza
		20.0603	Fuente de proteína
		330.0000	H2O
		0.0151	Biomasa
		0.8400	Acido Láctico
36	1053.6118	0.8655	Melaza
		60.1809	Fuente de proteína
		990.0000	H2O
		0.0454	Biomasa
		2.5200	Ácido Láctico
37	58.0372	0.0431	Biomasa
		0.8222	Melaza

Corriente	Flujo (kg/h)	Composición (kg/h)	Compuesto
		57.1719	Fuente de proteína
38	942.8940	940.5000	H ₂ O
		2.3940	Ácido Láctico
39	0.9840	0.9840	Ca(OH) ₂
40	4.0803	2.6173	lactato
		1.4630	H ₂ O
41	1.4630	1.4630	H ₂ O
42	2.4864	2.4864	lactato
43	1.1170	1.1170	H ₂ SO ₄
44	3.5010	1.9500	Ácido Láctico
		1.5510	CaSO ₄
45	1.5510	1.5510	CaSO ₄
46	1.8525	1.8525	Ácido Láctico
47	1.8155	1.8155	Ácido Láctico
48	1.7791	1.7791	Ácido Láctico
49	1.7436	1.7436	Ácido Láctico
50	1.7436	1.7436	Ácido Láctico

8.4 ANEXO D - Selección de proceso

Para la selección de proceso se basó en cinco criterios claves siendo estos el costo de medio de crecimiento, costo de materias primas, cantidad de producción de ácido láctico, riesgo de producción y complejidad del proceso. Los cinco criterios fueron evaluados en una escala de uno al diez, donde uno es poco favorable y diez es muy favorable. Dando un total de cincuenta y para seleccionar uno de estos el total debería ser lo más cercano a cincuenta.

Dentro de los criterios se evaluó lo siguiente:

- **Costo de medio de crecimiento:** Costo promedio que tiene el medio de crecimiento en los tres procesos.
- **Costo de materias primas:** Costo promedio que tienen las materias primas para cada proceso y su obtención si esta es del exterior o de empresas locales.
- **Cantidad de producción:** Se refiere a la cantidad de ácido láctico que se produce por litro.
- **Riesgo de producción:** En este apartado se hace referencia al riesgo que se encuentra al momento de la producción tales como la contaminación.
- **Complejidad del proceso:** Se evalúa la complejidad de escalamiento industrial que tiene cada uno de los procesos.

8.5 ANEXO E - Dimensionamiento de equipos

8.5.1 Fermentado batch 2140 L

Para este fermentador se eligió un material de acero inoxidable 316 L donde el volumen de trabajo será de 1945 L, tendrá chaqueta para su calentamiento y para su agitación se escogió cinco palas rectas tipo Rushton.

Medidas del reactor

$$Vt = \pi * D^2 * \frac{H}{4}$$

Se escogió una relación entre la altura y el diámetro de dos veces el diámetro será la altura. Con esa relación se despeja el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * Vt}{\pi}}$$

Remplazando los valores de volumen total en metros cubico se obtiene el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * 2.14}{3.14}} = 1.14 \text{ m}$$

Y con la relación antes mencionada del diámetro con la altura se obtiene la altura.

$$H = 2D$$

$$H = 2(1.14) = 2.28 \text{ m}$$

Potencia de agitación

Se usa la formula

$$P = Np * \rho * N^3 * D^5$$

Donde

- N_p : Numero de palas
- ρ : densidad
- N : Velocidad de agitación
- D : diámetro del impulsor

Se tomo como densidad la melaza teniendo un valor de 1050 kg/L

$$P = 5 * 1050 * 2.67^3 * 0.167^5 = 12.9 \text{ kW}$$

Chaqueta

Primero se calcula la masa usando la densidad y el volumen de funcionamiento.

$$m = 1050 * 1.945 = 2042.2 \text{ kg}$$

Con la masa obtenemos el calor

$$Q = m * c_p * \Delta T$$

$$Q = 2042.2 * 4.18 * 17 = 145.12 \times 10^3 \text{ J}$$

Con el calor se puede calcular la potencia de la chaqueta.

$$P = \frac{Q}{t}$$

$$P = \frac{145.12 \times 10^3}{3600} = 40.31 \text{ kW}$$

Finalmente, el área de contacto de la chaqueta

$$A_c = \pi * D * H$$

$$A_c = 3.14 * 1.14 * 2.28 = 8.16 \text{ m}^2$$

8.5.2 Inoculación 240L

Para este fomentador se eligió un material de acero inoxidable 316 L donde el volumen de trabajo será de 192 L, tendrá chaqueta para su calentamiento

Medidas del reactor

$$Vt = \pi * D^2 * \frac{H}{4}$$

Se escogió una relación entre la altura y el diámetro de dos veces el diámetro será la altura. Con esa relación se despeja el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * Vt}{\pi}}$$

Remplazando los valores de volumen total en metros cubico se obtiene el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * 0.240}{3.14}} = 0.55 \text{ m}$$

Y con la relación antes mencionada del diámetro con la altura se obtiene la altura.

$$H = 2D$$

$$H = 2(0.55) = 1.10 \text{ m}$$

Chaqueta

Primero se calcula la masa usando la densidad y el volumen de funcionamiento.

$$m = 1050 * 0.24 = 252 \text{ kg}$$

Con la masa obtenemos el calor

$$Q = m * cp * \Delta T$$

$$Q = 252 * 4.18 * 17 = 17.9 \times 10^3 J$$

Con el calor se puede calcular la potencia de la chaqueta.

$$P = \frac{Q}{t}$$

$$P = \frac{17.9 \times 10^3}{3600} = 4.97 \text{ kW}$$

Finalmente, el área de contacto de la chaqueta

$$Ac = \pi * D * H$$

$$Ac = 3.14 * 0.55 * 1.10 = 1.90 \text{ m}^2$$

8.5.3 Inoculador 2.40 L

Para este fomentador se eligió un material de acero inoxidable 316 L donde el volumen de trabajo será de 192 L, tendrá chaqueta para su calentamiento

Medidas del rector

$$Vt = \pi * D^2 * \frac{H}{4}$$

Se escogió una relación entre la altura y el diámetro de dos veces el diámetro será la altura. Con esa relación se despeja el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * Vt}{\pi}}$$

Remplazando los valores de volumen total en metros cubico se obtiene el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 * 0.0024}{3.14}} = 0.12 \text{ m}$$

Y con la relación antes mencionada del diámetro con la altura se obtiene la altura.

$$H = 2D$$

$$H = 2(0.12) = 0.24 \text{ m}$$

Chaqueta

Primero se calcula la masa usando la densidad y el volumen de funcionamiento.

$$m = 1050 * 0.0024 = 2.52 \text{ kg}$$

Con la masa obtenemos el calor

$$Q = m * cp * \Delta T$$

$$Q = 2.52 * 4.18 * 17 = 179.07 \text{ J}$$

Con el calor se puede calcular la potencia de la chaqueta.

$$P = \frac{Q}{t}$$

$$P = \frac{179.07}{3600} = 0.04 \text{ kW}$$

Finalmente, el área de contacto de la chaqueta

$$Ac = \pi * D * H$$

$$Ac = 3.14 * 0.12 * 0.24 = 0.09 \text{ m}^2$$

8.5.4 Equipo de microfiltración

Para el equipo de microfiltración se tiene que el flujo será de 10000 L/h y que tendrá cartuchos de 0.75 m con 2 m² de área. Con un flujo específico de 200 L/h m².

Área de equipo

$$A = \frac{Q}{\text{Flujo específico}}$$

$$A = \frac{10000}{200} = 50 \text{ m}^2$$

Con el área se calcula el número de cartuchos que debe tener el equipo

$$N = \frac{50}{2} = 25 \text{ cartuchos}$$

Largo del equipo

$$L = 25 * 0.75 = 18.75 \text{ m}$$

8.5.5 Equipo de ultrafiltración

Para el equipo de microfiltración se tiene que el flujo será de 3000 L/h y que tendrá una membrana espiral de 20 m² que representa un módulo. Con un flujo específico de 200 L/h m².

Área de equipo

$$A = \frac{Q}{\text{Flujo específico}}$$

$$A = \frac{3000}{200} = 15 \text{ m}^2$$

Con el área se calcula el número de módulos que debe tener el equipo

$$M = \frac{60}{20} = 3 \text{ modulos}$$

8.5.6 Tanque de mezclado 720 L

Para el tanque de mezclado se escogió el material de acero inoxidable 316 L con una agitación de 4 Baffles de 8 cm de ancho que por catálogo dan una potencia de 370 W.

Para su dimensionamiento se usó la relación de que la altura será igual a 1.2 veces el diámetro.

$$Vt = \frac{\pi}{4} * D^3$$

Se despeja el diámetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{Vt * 4}{\pi}}$$

Remplazando el volumen total en metros cúbicos.

$$D = \sqrt[3]{\frac{0.72 * 4}{3.14}} = 0.97 \text{ m}$$

Usando la relación antes mencionada se obtiene la altura.

$$H = 1.2(0.97) = 1.16 \text{ m}$$

8.5.7 Evaporador de triple efecto

El evaporador tendrá una capacidad de 200 L/h de igual acero 316 L.

Se calcula la masa.

$$M = 200 * \frac{10}{100} = 20 \text{ kg}$$

Con la masa se calcula el volumen de funcionamiento.

$$Vf = \frac{20}{0.5} = 40L$$

$$Caudal = 200 - 40 = 160 L/h$$

Con el caudal se calcula el calor.

$$Q = 160 * 2257 = 361.17 kJ$$

Con el calor se calcula el calor real que es el que habrá en cada etapa.

$$Q_{real} = \frac{361.17}{3} = 33.4 kW$$

El área de contacto de cada etapa se calcula a partir del calor real.

$$A = \frac{33400}{2000 * 15} = 1.11 m^2$$

8.5.8 Intercambiador iónico

Para el intercambiador iónico se usarán resinas catiónicas y iónicas.

Su capacidad será de 500 L/h.

Primero se calcula la carga total

$$Carga\ total = Q * \frac{eq}{L}$$

$$Carga\ total = 500 * 0.005 = 2.5 \frac{eq}{h}$$

Con la carga total se calcula el volumen de las resinas

$$Vr = \frac{2.5}{1.5} = 1.67 L$$

Cada resina tiene un diámetro de 0.1 m con lo que se puede calcular el área.

$$A = 3.14 * \frac{(0.1)^2}{4} = 0.0078 m^2$$

Con el área se puede calcular a la velocidad que deben pasar por las resinas.

$$V = \frac{0.5}{0.0078} = \frac{63.7 \text{ m}}{h}$$

8.6.2 Costos fijos y variables

Para los costos fijos se usa la siguiente tabla donde está definido el porcentaje por el método de tallado para estimar los costos fijos.

Tabla A- 3.Costos fijos.

Labor operación (CSOP)	Σ sueldos Trabajadores + otros	\$ 5,350.00
Supervisión	0.25 CSOP	\$ 1,337.50
Salud y Seguro	0.25 (0.4 CSOP)	\$ 535.00
Mantenimiento	0.03 CISBL	\$ 69,776.16
Impuestos y permisos	0.01 CISBL	\$ 23,258.72
Alquiler de Tierra	0.01 (CISBL + COSBL)	\$ 32,562.21
Gastos generales	$[(0.65)(1.25 \text{ CSOP})] + [0.03 \text{ CISBL}]$	\$ 74,123.04
Medio Ambiente	$(0.1)(1.4 \text{ CISBL})$	\$ 325,622.08
Total		\$ 532,564.70

Para los costos variables se uso las materias primas que se requieren por año, así como su precio que se obtienen del balance de masa. Como también la energía que se obtiene del balance de energía.

Tabla A- 4.Costos variables.

Costo de materias primas			
Materia prima	Cantidad (Kg/año)	Costo (\$/Kg)	Total (\$/año)
Melaza tipo C	125200.00	0.03	\$ 3,756.00
Sulfato de amonio	1.73	0.34	\$ 0.59
Fosfato ácido de potasio	0.43	9.54	\$ 4.09
Fosfato diácido de potasio	0.43	9.54	\$ 4.09
Cloruro de magnesio	0.01	4.00	\$ 0.03
Sulfato de magnesio	0.03	3.41	\$ 0.09
Oxido de magnesio	3.10	0.01	\$ 0.02
Carbonato de calcio	0.57	0.12	\$ 0.07
Sulfato ferroso	1.29	0.04	\$ 0.05
Sulfato de zinc	0.41	0.04	\$ 0.01
Sulfato de magnesio	0.30	0.72	\$ 0.22
Ácido bórico	0.02	0.08	\$ 0.00
Ácido clorhídrico concentrado	14.78	26.26	\$ 388.22
B. subtilis MUR1	2504.00	0.22	\$ 1,652.64
Peptona	131992.10	0.47	\$ 186,108.86
Agar	4.32	12.00	\$ 51.86

Costo de materias primas			
Materia prima	Cantidad (Kg/anual)	Costo (\$/Kg)	Total (\$/anual)
Extracto de levadura	117312.40	0.34	\$ 119,658.65
Suero de leche	43976.50	0.03	\$ 1,319.30
Hidróxido de calcio	125200.00	1.00	\$ 125,200.00
Agua	1286430.00	0.00	\$ 900.50
Electricidad	60830.83	0.10	\$ 5,900.59
Acido sulfúrico	159630.00	0.04	\$ 6,065.94
Total			\$ 451,011.82

8.7 ANEXO G - Tabla de catálogo de equipos.

Tabla A- 5. Tabla de catálogo de equipos.

Equipo	Catalogó de referencia	
Tanque de agitación	Alibaba	https://www.alibaba.com/product-detail/100-200-500-3000L-Steam-Heating_1600698418483.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.25f713a0msFFHy
Evaporador	Alibaba	https://www.alibaba.com/product-detail/Stainless-Steel-Small-Ethanol-Triple-Effect_62365654119.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.2bf513a0jE5q2u
Ultrafiltrador	Alibaba	https://www.alibaba.com/product-detail/JHM-Industrial-3TPH-UF-Ultrafiltration-Water_1600955229254.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_price.4d0113a0McSJVR&s=p
Microfiltrador	Alibaba	https://www.alibaba.com/product-detail/Farms-Industrial-Use-Stainless-Filter-Housing_1601272893812.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.5e0513a0nlSAEG&s=p
Fermentadores	Alibaba	https://www.alibaba.com/product-detail/GMP-Industrial-50L-500L-5000L-15000L_1601219243884.html?spm=a2700.details.you_may_like.4.4d2f5c47Q4cUFp
Intercambiador Iónico	Amazon	https://www.amazon.com/-/es/ref=nav_logo

