



Trabajo final de Ingeniería Química

Diseño de una planta de producción de ácido láctico

Autores:

- Derisio Arteaga, Thomas
- Hernández, María Cecilia
- Martino, Rocio Jeannette
- Puglia, Iara Constanza

Directores:

- Castañer, Julieta
- García de la Mata, Manuel
- Marcovich, Norma
- Soulé, Ezequiel

2024

Capítulo I: Estudio preliminar

Resumen ejecutivo	7
1.1. Introducción	8
1.2. La glicerina	8
1.3. El ácido láctico	10
1.4. Estado de la industria	11
1.4.1. Glicerina	11
1.4.1.1. Aspectos generales del sector	11
1.4.1.2. Análisis del mercado externo	13
1.4.1.3. Análisis de participación de mercado y jugadores clave	15
1.4.1.4. Análisis del mercado nacional	15
1.4.1.5. Precio de la glicerina	17
1.4.2. Ácido láctico	17
1.4.2.1. Aspectos generales del sector	17
1.4.2.2. Análisis del mercado externo	19
1.4.2.3. Análisis del mercado nacional	20
1.4.2.3.1 Justificación de la capacidad de producción de la planta	21
1.4.2.4. Precio del ácido láctico	22
1.4.3. Localización preliminar de la planta	22
1.5. Procesos de producción vigentes	23
1.5.1. Obtención de ácido láctico a partir de glicerol	26
1.5.1.1 Ruta de conversión hidrotermal alcalina de glicerol a ácido láctico	26
1.5.1.2. Catalizadores	28
1.5.1.2.1. Catalizadores basados en Cu	29
1.6. Definición del proceso de producción	30
1.7. Premisas	30
Bibliografía	

Capítulo II: Diagrama de flujo y balances globales

Resumen ejecutivo	35
2.1. Introducción	36
2.2. Conversión hidrotermal de glicerol a ácido láctico (catálisis homogénea)	36
2.2.1. Rutas de conversión hidrotermal alcalina e intermediarios	36
2.2.2. Reacciones intermedias o secundarias	37
2.2.3. Factores que afectan la reacción hidrotermal alcalina de glicerol	39
2.2.3.1. Temperatura	39
2.2.3.2. Relación molar NaOH/glicerol y concentración de glicerol	40
2.2.3.3. Tiempo de reacción	41
2.2.3.4. Productos gaseosos	42
2.2.3.5. Corrosión del reactor y sus efectos.	42
2.2.3.6. Tentativa de uso de glicerol crudo como materia prima	43
2.3. Análisis y selección del catalizador	43
2.3.1. Catalizadores alcalinos hidróxidos de metales alcalinos, metales alcalinotérreos y aluminio	43
2.3.2. Catalizadores de cobre soportados en Al ₂ O ₃ , ZnO y MgO	44
2.3.3. Catalizadores de Cu ₂ O y Cu soportados en SiO ₂ y Al ₂ O ₃	46

2.3.4. Catalizadores soportados en MgO, ZrO ₂ e Hidroxiapatita	46
2.3.4.1. Efecto de la carga de catalizador	47
2.3.4.2. Rendimiento de reciclaje del catalizador Cu(16)/HAP	47
2.3.5. Conclusiones y elección preliminar del catalizador	47
2.4. Etapas del proceso y balances de masa	49
2.4.1. Balances en el tanque de mezclado	49
2.4.2. Balances en el reactor	50
2.4.3. Balances en el primer separador flash	51
2.4.4. Balances en el tanque de neutralización	52
2.4.5. Balances en el segundo separador flash	53
2.4.6. Balances en la centrífuga	55
2.4.7. Balances en la columna de destilación n° 1	56
2.4.8. Balances en la columna de destilación N° 2	57
Bibliografía	59
ANEXO II: Diagrama de flujo	60
<u>Capítulo III: Diseño de los sistemas de reactores</u>	
Resumen ejecutivo	
3.1. Introducción	68
3.2. Reactores heterogéneos	68
3.2.1. Reactores de lecho fijo	68
3.2.2. Reactores de lecho fluidizado	69
3.2.3. Reactores de lecho móvil	70
3.2.4. Reactores slurry	70
3.2.4.1. Slurry mecánicamente agitado	71
Fenómenos de transporte	71
3.3. Dimensionamiento del reactor	73
3.3.1. Tipo y configuración	73
3.3.2. Modelo cinético y de reacción	74
3.3.3. Diseño del reactor: volumen, conversión y condiciones operativas	75
3.3.4. Definición del sistema de agitación y mezclado	76
3.4. Diseño térmico	78
3.4.1. Cálculo de la variación entálpica	78
3.4.2. Sistema de intercambio de calor	79
3.5. Especificaciones constructivas	80
3.5.1. Material de construcción del reactor	81
3.5.2. Aislación térmica	82
3.5.3. Sistema de control y seguridad	83
Bibliografía	85
ANEXO III: Herramientas de cálculo	
<u>Capítulo IV: Diseño del sistema de purificación</u>	
Resumen ejecutivo	89
4.1. Introducción	91
4.2. Procesos de separación de sólidos	91
4.3. Procesos de destilación utilizados a escala industrial	92
4.3.1. Destilación flash	92
4.3.2. Destilación con reflujo o rectificación	93

4.3.2.1. Torres empacadas	93
4.3.2.2. Torres de platos	93
4.3.2.3. Torre de platos vs torres empacadas	94
4.4. Diseño de equipos	96
4.4.1. Filtro de catalizador	98
4.4.1.1. Justificación para la selección del filtro de membrana en la separación de catalizador	98
4.4.1.2. Descripción del material y especificaciones de la membrana	98
4.4.1.3. Configuración e integración del filtro de membrana en el sistema	98
4.4.1.4. Aspectos geométricos y conexión al sistema	98
4.4.2. Destilador flash N° 1	99
4.4.2.1. Dimensionamiento del flash	99
4.4.2.2. Estructura del equipo	100
4.4.3. Tanque de neutralización	100
4.4.3.1. Reacción de neutralización	100
4.4.3.2. Dimensionamiento del tanque	101
4.4.3.2.1. Volumen del tanque.	101
4.4.3.2.2. Potencia de agitación	102
4.4.3.2.3. Sistema de intercambio térmico	102
4.4.3.3. Características de diseño y componentes del tanque de neutralización	103
4.4.4. Destilador flash N° 2	104
4.4.4.1. Dimensionamiento del flash	105
4.4.4.2. Estructura del equipo	105
4.4.5. Separador centrífugo	105
4.4.6. Columna de destilación	106
4.4.5.1. Torre de destilación N° 1	108
4.4.5.2. Torre de destilación N° 2	110
4.4.5.1.1. Estructura del equipo	112
ANEXO IV: Diagrama de flujo	114
Bibliografía	
<u>Capítulo V: Diseño y selección de equipos auxiliares e integración energética</u>	
Resumen ejecutivo	117
5.1. Introducción	118
5.2. Integración energética	118
5.2.1. Método Pinch	120
5.3. Aplicación del análisis Pinch	121
5.3.1. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento	121
5.3.2. Intercambiadores de calor	123
5.3.2.1. Dimensionamiento de los intercambiadores de calor	124
5.4. Equipos auxiliares	127
5.4.1. Torre de enfriamiento	127
5.4.1.1. Dimensionamiento de la torre	127
5.4.2. Caldera	132
5.4.2.1. Selección de la caldera	133
5.4.3. Bombas	136
5.4.3.1. Tipos de bombas	136

5.4.3.2. Selección de bombas	137
5.4.4. Válvula reguladora de presión	142
5.4.4.1. Evaluación de modelos de válvulas.	142
5.4.4.2. Selección de válvula	144
5.4.5. Agitadores	144
5.5. Potencia total consumida	145
Bibliografía	
<u>Capítulo VI: Análisis económico del proyecto</u>	
Anexo V: Diagramas	148
Resumen ejecutivo	151
6.1. Introducción	152
6.2. Estimación del monto de inversión (CapEx)	152
6.2.1. Inversión fija total (IFT)	153
6.2.1.1. Inversión fija (IF)	153
6.2.1.1.1. Costo de equipos + instalación (IE)	153
Intercambiadores de calor	154
Tanques de almacenamiento	155
Destiladores	156
Costos totales de equipos	157
6.2.1.1.2. Cálculo de la Inversión fija (IF)	158
6.2.1.2 Inversión para el terreno (ITerreno)	161
6.2.1.3 Cálculo de la Inversión fija total (IFT)	163
6.2.2. Inversión de capital de trabajo (IW)	163
6.2.3. Cálculo de la Inversión Total (IT)	163
6.3. Estimación de costos operativos (OpEx)	163
6.3.1. Costos Variables	164
6.3.1.1. Costos de materia prima	164
6.3.1.2. Costos de envases	165
6.3.1.3. Costos de mano de obra directa	166
6.3.1.3.1. Determinación de las Horas Hombre (HH)	166
6.3.1.3.2. Sectorización del proceso	167
6.3.1.3.3. Cálculo total de HH/día	167
6.3.1.3.4. Organización de turnos y operarios	167
6.3.1.3.5. Cálculo de salario y costos de mano de obra directos	167
6.3.1.4. Costos de supervisión	168
6.3.1.5. Costos de servicios	168
6.3.1.5.1. Costo de energía eléctrica	168
6.3.1.5.2. Costo del servicio de agua	169
6.3.1.5.3. Costo del servicio de gas natural	170
6.3.1.6. Costos de mantenimiento	171
6.3.1.7. Costos de suministros	171
6.3.1.8. Costos de laboratorio	171
6.3.1.9. Costos de regalías y patentes	172
6.3.1.10. Estructura de costos variables	172
6.3.2. Costos Fijos	173
6.3.2.1. Costos de depreciación	173

6.3.2.2. Costos de impuestos	173
6.3.2.3. Costos de seguros	174
6.3.2.4. Costos de financiación	174
6.3.2.5. Costos de ventas y distribución	174
6.3.2.6. Costos de dirección y administración	175
6.3.2.7. Costos de investigación y desarrollo	175
6.3.2.8. Desglose de costos fijos	175
6.3.3. Estructura y costos totales de operación	176
6.4. Rentabilidad	178
6.4.1. Cuadro de fuentes y usos	178
6.4.1.1 Evolución proyectada de la capacidad operativa	179
6.4.2. Valor Presente	182
6.4.3. Tiempo de repago	182
6.4.4. Tasa interna de retorno	183
6.4.5. Análisis financiero	183
6.4.6. Sensibilidad	183
6.4.6.1 Análisis del mejor caso	185
6.5. Cronograma	186
Bibliografía	
<u>Capítulo VII: Sistema de gestión ambiental</u>	
Resumen ejecutivo	191
7.1. Introducción	192
7.2. Política ambiental	192
7.3. Identificación de los aspectos ambientales	193
7.4. Cumplimiento legal	194
7.5. Impactos ambientales y socioeconómicas	195
7.5.1 Impactos ambientales asociados a la instalación de la planta	195
7.5.2. Impactos ambientales asociados a la operación de la planta	195
7.5.3. Impactos sociales	196
7.5.4. Impactos económicos	196
7.6. Objetivos y metas ambientales	197
7.6.1. Evaluación del impacto ambiental	197
7.6.2. Medidas de mitigación y metas ambientales	201
7.7. Plan de acción	201
7.7.1. Estrategias para reducir las emisiones de gases contaminantes	201
7.7.2. Estrategias para la gestión y reducción de residuos industriales	202
7.7.3. Estrategias para la eficiencia en el uso de recursos hídricos	202
7.7.4. Estrategias para la reducción del consumo energético	202
7.7.5. Estrategias para garantizar el cumplimiento de la normativa ambiental	203
7.8. Procedimientos operativos	203
7.8.1. Procedimiento de gestión de emisiones gaseosas	203
7.8.2. Procedimiento de gestión de residuos	204
7.8.3. Procedimiento de gestión del agua	204
7.8.4. Procedimiento de control de consumo energético	204
7.8.5. Procedimiento de cumplimiento normativo y auditorías	205
7.8.6. Procedimiento de respuesta ante emergencias ambientales	205

7.9. Capacitación y concientización	205
7.10. Control de operación	206
7.11. Comunicación externa	207
7.12. Monitoreo y evaluación	207
7.13. Revisión por la Dirección	208
7.14. Mejora continua	208
Bibliografía	210



Capítulo I

Estudio preliminar

Trabajo final de Ingeniería
Química



2024

Resumen ejecutivo

La búsqueda de alternativas sostenibles para la producción de compuestos químicos valorados en la industria, como el ácido láctico, está en auge debido a la creciente preocupación por el medio ambiente, la economía circular y la reducción de la dependencia de fuentes no renovables. En este contexto, la industria del biodiésel ofrece una oportunidad única para la valorización de subproductos, siendo la glicerina uno de ellos. Este compuesto, generado en grandes cantidades durante la producción de biodiésel, presenta un desafío en términos de gestión de excedentes e impacto ambiental.

El presente estudio se centra en la conversión de glicerina, específicamente aquella con una composición del 50% glicerina y 50% agua, obtenida como subproducto en la producción de biodiésel, en ácido láctico al 90% p/p. Este ácido es de gran importancia industrial, utilizado en numerosas aplicaciones como en la producción de poliláctico (PLA), un plástico biodegradable y compostable, aditivos alimentarios, y en el sector farmacéutico, entre otros. La demanda de ácido láctico continúa creciendo, lo que justifica la búsqueda de métodos de producción más sostenibles y económicamente viables.

Este trabajo plantea una alternativa que no solo ofrece un proceso sostenible para la producción de ácido láctico sino que también contribuye a la valorización de la glicerina, reduciendo así los residuos industriales y promoviendo la economía circular. Se propone evaluar la viabilidad técnica y económica de este proceso, comparando la rentabilidad de la comercialización directa de glicerina con su conversión en ácido láctico, cuyo valor de mercado evidencia un potencial significativamente mayor.

Se plantean tratar 40.000 toneladas/año de glicerina como materia prima de alimentación, considerando un valor de compra de glicerina de 350 USD/tonelada y un valor de venta aproximado del ácido láctico de 2.100 USD/tonelada. Además, se ha elegido como ruta de reacción un modelo de catálisis heterogénea en medio acuoso.

La materia prima analizada proviene de una planta de biodiésel existente, lo que permite una integración vertical que reduce costos logísticos y maximiza la eficiencia del proceso.

Se propone ubicar la planta de producción de ácido láctico en una localización estratégica que facilite tanto el suministro de glicerina como la distribución del ácido láctico producido, aprovechando infraestructuras existentes y minimizando el impacto ambiental del transporte.

Este estudio no solo aspira a demostrar la viabilidad técnica y económica de producir ácido láctico a partir de glicerina sino también a contribuir al desarrollo sostenible de la industria química, ofreciendo una solución innovadora para la gestión de subproductos y promoviendo la creación de productos de valor agregado a partir de residuos industriales.

1.1. Introducción

El objetivo principal de este proyecto es la creación de un plan de producción de ácido láctico (al 90% p/p) a partir de glicerina (glicerol) como materia prima. La glicerina, al 50% en peso, surge como subproducto en la fabricación de biodiesel, lo que representa una oportunidad única para su valorización en la industria química. Su enfoque se centra en la conversión de glicerina en ácido láctico, sin considerar impurezas resultantes del pretratamiento de la materia prima en la producción de biodiesel.

Además, se busca ofrecer una solución innovadora y sostenible para la valorización de subproductos industriales, contribuyendo al desarrollo de la industria química y fomentando la generación de productos de alto valor agregado a partir de corrientes residuales aprovechables.

En este capítulo, se llevará a cabo un estudio preliminar que permitirá situar el proyecto en un contexto multifactorial. Se realizará un análisis de mercado para determinar la existencia de una demanda insatisfecha de ácido láctico y se plantearán los lineamientos principales del proceso de producción.

Se evaluará la viabilidad de la instalación de una nueva planta de producción de ácido láctico a partir de glicerina proveniente de la producción de biodiesel. Este análisis se realizará a través de una visión multicausal que considerará aspectos económicos, técnicos y ambientales.

Con el objetivo de proporcionar una visión integral del proyecto, se presentará una descripción detallada del proceso a llevar a cabo en la planta. Se destacarán las características de la glicerina como materia prima, así como las bases del proceso y las reacciones que lo conforman.

Además, se analizará la ubicación estratégica de la planta, teniendo en cuenta la proximidad a fuentes de glicerina y la logística de distribución del ácido láctico producido, con motivo de fomentar una operación eficiente y competitiva en el mercado.

1.2. La glicerina

La glicerina, también conocida como glicerol, puede obtenerse a partir de diversas fuentes. La más común es la producción de biodiésel, donde se genera como subproducto del proceso de transesterificación de aceites vegetales o grasas animales, aunque suele contener impurezas que requieren purificación. También se obtiene en la industria del jabón, durante la saponificación de grasas y aceites con hidróxidos alcalinos, así como en la hidrólisis de materias grasas en la industria oleoquímica, donde se separa junto con los ácidos grasos. Otra fuente es la síntesis química a partir del propileno, un derivado del petróleo, utilizada cuando se requiere glicerina de alta pureza. Además, existe la posibilidad de obtenerla mediante fermentación microbiana a partir de azúcares o residuos industriales, un enfoque que se investiga como alternativa sostenible. Estas fuentes permiten su aprovechamiento en diversas industrias, promoviendo su valorización y uso eficiente en la producción de compuestos de alto valor agregado. Además, la glicerina es reconocida por ser uno de los productos químicos más versátiles y valiosos.

Este compuesto alcohólico presenta tres grupos hidroxilo y se caracteriza por ser orgánico, líquido, incoloro, inodoro y de sabor dulce. Asimismo, exhibe una notable propiedad de ser altamente higroscópico, lo que significa que tiene la capacidad de absorber agua fácilmente del entorno (Cremer Oleo, s.f). Entre las principales características químicas y físicas del glicerol se distinguen:

- Peso molecular: 92,1 g/mol
- Punto de ebullición: 290 °C
- Punto de fusión: 18,2 °C
- Soluble en agua
- Densidad (20°C): 1,26 g/L

El glicerol ha sido objeto de amplia exploración para diversas aplicaciones químicas, como se muestra en la Figura 1.1. Estas incluyen la síntesis de hidrógeno, la mejora de combustibles,

sustratos en procesos biológicos de fermentación, formulaciones de alimentos para animales, producción de metanol, tratamiento de aguas residuales, y procesos de pirólisis y gasificación, entre otros.

Las industrias alimentaria y cosmética representan la mayor demanda de glicerol, ya que desempeña un papel crucial en la mejora de la hidratación y el rendimiento de deportistas, así como en el tratamiento de diversas afecciones de la piel. Sin embargo, su uso y disposición plantean desafíos complejos y costosos, lo que afecta la economía de las industrias relacionadas.



Figura 1.1. Aplicaciones actuales y propuestas futuras de la glicerina.

Fuente: Manual de biocombustibles

En el mercado, el glicerol se encuentra en dos formas principales: crudo y refinado. El glicerol crudo, obtenido principalmente de la producción de biodiesel, se somete a un procesamiento adicional en grandes refinerías antes de su uso. Esta forma de glicerol es una fuente valiosa de calorías para animales no rumiantes y se utiliza en una amplia gama de aplicaciones, desde productos farmacéuticos hasta alimentos y resinas.

El glicerol, como material derivado de la biomasa, tiene una gran importancia económica al ser un subproducto clave de la producción de biodiésel. Puede transformarse en nuevos productos químicos mediante oxidación/reducción o reacciones con otras moléculas, destacando como una sustancia versátil y esencial que sirve como materia prima para la producción de otros compuestos (Pagliaro & Rossi, 2010). La efectiva utilización del glicerol crudo puede mejorar la viabilidad de la industria del biodiésel. Por lo tanto, es crucial explorar nuevos usos que aumenten su rentabilidad.

Distintas técnicas prometedoras para valorizar el glicerol incluyen la deshidratación, hidrogenólisis, oxidación selectiva y fermentación. Los productos resultantes de estos métodos abarcan ácido láctico, poliglicerol, 1,2-propanodiol, hidrocarburos, ácido glicérico, dihidroxiacetona, hidrógeno, acroleína, olefinas y metanol. La producción de estos productos químicos se ha logrado utilizando diversos catalizadores sólidos. Los catalizadores desempeñan

un papel fundamental en la transformación del glicerol, activando químicamente la reacción para obtener productos deseados con alta selectividad y rendimiento. Su presencia en la reacción reduce los requisitos energéticos y aumenta la eficiencia del proceso.

Numerosos estudios están explorando procesos químicos que generen productos valiosos a partir del glicerol. Estas transformaciones químicas han captado el interés de muchos investigadores, destacando el ácido láctico como uno de los productos más prometedores (Razali et al., 2017).

El glicerol ofrece la posibilidad de obtener productos como 1,2-propanodiol, 1,3-propanodiol, acroleína y ácido glicérico. Además, ha surgido el ácido láctico como un producto emergente con gran potencial (Shen et al., 2017).

1.3. El ácido láctico

El ácido láctico, también conocido como ácido 2 - hidroxipropanoico ($C_3H_6O_3$), es un producto químico versátil con una amplia gama de aplicaciones. Esta molécula se encuentra en casi todos los organismos vivos y cumple un papel fundamental en el metabolismo de la energía anaeróbica de muchas formas de vida.

Las formas ópticamente activas disponibles son L y D, o una mezcla racémica de ambas. Ambos isómeros comparten las mismas propiedades físicas y químicas. La presencia de estos dos estereoisómeros resalta la importancia de elegir entre uno de ellos o la combinación racémica, dependiendo del contexto y su aplicación.

Se denota a nivel comercial una preferencia del isómero L(+) debido a su seguridad para el consumo humano, ya que es clasificado por la FDA (Food and Drug Administration) como una sustancia generalmente reconocida como segura (GRAS) en la industria alimentaria (García et al., 2010, p. 2). Por lo contrario, el isómero D(-) puede ser perjudicial para el metabolismo humano en altas dosis, pudiendo generar acidosis y descalcificación, que limita su uso en ciertas aplicaciones. La importancia de la pureza enantiomérica del ácido láctico se destaca en diversas industrias, especialmente en la farmacéutica y alimentaria donde el isómero L-láctico es preferido debido a los riesgos asociados con el isómero D- láctico (Alves Oliveira, 2018, p. 2). Esto ha impulsado la producción de ácido láctico a través de la fermentación, que permite obtener una alta pureza enantiomérica de manera más eficiente que la producción química.

Además, en aplicaciones específicas, como la producción de ácido poliláctico (PLA), es importante utilizar ácido láctico compuesto por el isómero L(+) o D(-), y no una mezcla racémica, ya que la pureza puede afectar directamente en la cristalinidad y el punto de fusión del polímero. Sin embargo, en las reacciones químicas comerciales para la síntesis del ácido láctico, se genera una mezcla racémica que requiere ser separada para obtener uno de los enantiómeros puros (Quirós, 2019, p. 24, p. 62).

Entre las principales características químicas y físicas del ácido láctico se destacan:

- Líquido claro o amarillento
- Es ópticamente activo
- Peso molecular: 90,08 g/mol
- Soluble en agua y alcohol etílico
- Punto de ebullición > 200 °C
- Acidifica diversas sustancias y productos
- Punto de fusión: 53 °C
- Su pH en solución es 3,86
- Densidad (20°C): 1,249 g/L

Las aplicaciones industriales del ácido láctico, así como de sus sales y ésteres, abarcan diversos campos. En el ámbito farmacéutico, se utiliza como electrolito y fuente de minerales, además para ajustar el pH de preparaciones y en medicamentos. En la industria cosmética, actúa como buffer de pH, agente antimicrobiano y rejuvenecedor de la piel. En cuanto a la industria química, se emplea como neutralizante, solvente y agente limpiador (García et al., 2010b, p. 2). También es uno de los ingredientes más versátiles aplicados a la formulación y conservación de

alimentos en todo el mundo. Se utiliza como acidulante, conservante y agente antimicrobiano, ya que no tiene sabores ni olores fuertes propios, por lo tanto, no afecta las propiedades organolépticas propias del alimento. Se encuentra presente en una amplia gama de alimentos procesados, como caramelos, productos de panadería, sopas, lácteos, cerveza, jaleas, mermeladas, mayonesas y huevos procesados. Con una creciente inclinación hacia la comida preparada, los alimentos procesados que requieren procesos de fermentación tienden a incluir ácido láctico durante el proceso biológico. El ácido láctico se utiliza ampliamente en bebidas fermentadas como los yogures. Este factor ha alentado a los fabricantes a incorporar ácido láctico e ingredientes derivados en alimentos y bebidas a base de lácteos, principalmente debido a la naturaleza del ácido láctico que aporta textura y mejora el sabor en varios productos a base de lácteos.

El mayor uso del ácido láctico de calidad alimentaria o farmacéutica "estable al calor" de alta calidad es para la producción de estearoil-2-lactilatos, que actúan como un "acondicionador de masa" haciéndola más tolerante a las condiciones de mezcla y procesamiento y como emulsionantes; además de ayudar a extender la vida útil de los productos horneados.

Otra aplicación importante de este compuesto se centra en el uso médico. Se puede obtener un plástico biodegradable hecho de ácido poliláctico que luego se utiliza para suturas que no necesitan ser retiradas quirúrgicamente y como implante biodegradable para la reparación de fracturas y otras lesiones (Gündüz, 2005, p.7-8). Asimismo, el PLA tiene múltiples aplicaciones debido a que es un polímero biodegradable, de base biológica y biocompatible capaz de sustituir al polipropileno (PP) derivado del petróleo, al poliestireno (PS) y al tereftalato de polietileno (PET) en la fabricación de fibras, espumas, telas no tejidas, empaques y películas (Campozano Mendoza, 2022, p. 43).

1.4. Estado de la industria

En esta sección del trabajo se presenta un análisis de mercado de la glicerina como materia prima y ácido láctico como producto, tanto a nivel nacional como mundial. Además, se define la localización de la planta a diseñar y el precio tentativo de venta del producto.

1.4.1. Glicerina

A continuación se establece un análisis sobre los aspectos más relevantes del sector de comercialización de la materia prima de la cual se realizará la estructuración del proyecto. Se examinarán los elementos que impactan en la comercialización del glicerol, abordando su oferta y demanda, los actores clave del mercado, las tendencias de consumo y las proyecciones futuras para este recurso.

1.4.1.1. Aspectos generales del sector

El mercado mundial de glicerina se segmenta según el grado de pureza (glicerina cruda y glicerina refinada), la fuente (biodiésel, ácidos grasos, alcoholes grasos y otras fuentes), la aplicación (productos farmacéuticos, alimentos y bebidas, resinas alquídicas, cuidado personal y cosméticos, productos químicos industriales, poliéter polioles, humectantes de tabaco y otras aplicaciones) y la geografía (Asia - Pacífico, América del Norte, Europa, América del Sur y Oriente Medio y África).

La pandemia de COVID-19 impactó a la industria cosmética, una de las principales consumidoras de glicerina, debido a bloqueos prolongados, prohibiciones de viajes internacionales y cierres de negocios minoristas. Sin embargo, la demanda de este compuesto aumentó en industrias como la farmacéutica y la de cuidado personal durante este período, impulsada por su uso en desinfectantes para manos, jabones y detergentes. Se espera que el crecimiento de estas industrias, junto con el sector cosmético, sostenga la demanda en el corto plazo, a pesar de la

competencia con sustitutos como el dietilenglicol, las ceramidas, los aceites y la manteca. Además, las aplicaciones de anticongelantes y deshielo como sustitutos del propilenglicol y etilenglicol podrían crear oportunidades de crecimiento. Asimismo, el glicerol se utiliza en una variedad de productos alimenticios, como leche condensada y carnes procesadas.

Por otro lado, se prevé que Asia - Pacífico lidere el mercado durante el período 2023-2032, impulsado por el rápido crecimiento en países como China, India y Japón. En 2021, el mercado del glicerol alcanzó un valor de 2558,4 millones de dólares, con una proyección de crecimiento a una Tasa de Crecimiento Anual Compuesta (CAGR) del 6.6% entre 2023 y 2032. Este crecimiento se atribuye a la creciente demanda en los sectores alimenticio, nutracéutico y farmacéutico.

En términos de análisis de tipo, el segmento más rentable es el glicerol refinado, que representó el 78% de los ingresos totales en 2021. Este producto, con sus cualidades humectantes y emulsionantes, es una adición útil en fórmulas para el cuidado personal y del hogar, lo que contribuirá al aumento de la demanda en el futuro. Por otro lado, se espera que el segmento de glicerol crudo experimente un crecimiento anual compuesto del 6,2% en las próximas cinco décadas, impulsado por su uso en productos de cuidado personal y nutracéuticos.

El mercado global de glicerina se sustenta en diversas fuentes, siendo el biodiésel la principal, representando el 62,3% de los ingresos totales. Esta preferencia se fundamenta en su uso como subproducto en la producción de combustibles biodiesel y bioetanol, gracias a sus propiedades biodegradables y renovables. Se proyecta que este segmento experimente un crecimiento anual del 6,5% en los próximos años. Por otro lado, se espera un notable incremento en el segmento de alcoholes grasos, utilizado ampliamente en la fabricación de detergentes, tensioactivos y disolventes industriales, así como en las industrias alimenticia, de bebidas y cosmética (Figura 1.2).

En términos de usos finales, el sector de cuidado personal y cosméticos lidera el mercado, representando el 43,4% de los ingresos totales en 2021. El glicerol se emplea en una amplia gama de productos, desde jabones hasta cremas de afeitar, pasando por productos para el cabello y la piel, proporcionando suavidad y lubricación, y ayudando a prevenir la pérdida de humedad. Asimismo, su uso en la industria farmacéutica es significativo, mejorando la suavidad y el sabor de los medicamentos. Se proyecta un incremento considerable en la demanda de glicerina en productos cosméticos y de cuidado personal en los próximos años, impulsado por la adopción de glicerol natural como materia prima por parte de fabricantes líderes como Unilever, Johnson & Johnson y P&G.

Además, la glicerina tiene una variedad de aplicaciones adicionales. Por ejemplo, se utiliza en conservantes de alimentos, así como en la fabricación de explosivos y perfumes. Ayuda a que otros ingredientes se disuelvan más rápido cuando se agrega al agua o al alcohol en los perfumes. La glicerina también se puede convertir en nitroglicerina a través de una reacción con ácido sulfúrico, y se utiliza en anticongelantes y lubricantes, así como en tintas de impresión.

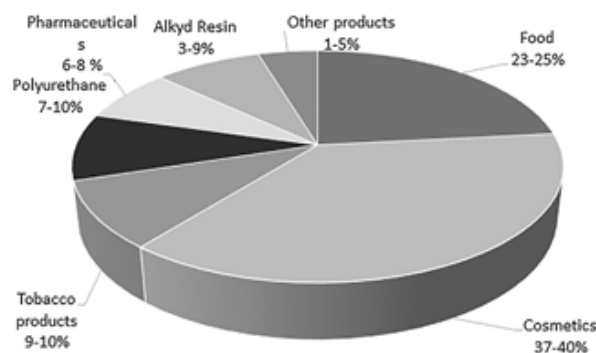


Figura 1.2. Distribución de consumo de glicerina en diferentes industrias.

Fuente: Razali, N., & Abdullah, A. Z. (2017).

Desde una perspectiva económica, el mercado del glicerol muestra una tendencia creciente en términos de importaciones y valor de producción. Por ejemplo, según ONU Comtrade, las importaciones de glicerina al Reino Unido alcanzaron un valor aproximado de USD 32.004,72 millones en 2021, mostrando un crecimiento respecto a los USD 19.779,97 millones en 2020. Además, el sector farmacéutico ha experimentado un crecimiento masivo en los últimos años, impactando positivamente en la demanda de glicerina. Según la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OCDE), el valor de los productos farmacéuticos importados al Reino Unido alcanzó los 20.061 millones de dólares en 2021. Estos indicadores económicos respaldan la expansión continua del mercado de glicerol en diferentes sectores.

Por último, es importante destacar el papel regulatorio en el mercado de la glicerina. Aunque figura en el Inventario de Ingredientes Cosméticos de la Unión Europea y no está restringida, la glicerina derivada de materias primas de origen animal debe cumplir con la normativa de la Unión Europea sobre subproductos animales. Estas regulaciones, junto con la creciente demanda y las tendencias del mercado, continuarán influyendo en el desarrollo y la dirección futura del mercado global de glicerina.

1.4.1.2. Análisis del mercado externo

La dinámica del mercado del glicerol está experimentando un notable crecimiento impulsado por varios factores clave. En primer lugar, su popularidad ha aumentado significativamente debido a su seguridad y alto valor nutritivo. Tanto las fuentes naturales como las petroquímicas proporcionan este compuesto, lo que lo convierte en una opción versátil y ampliamente accesible. Además, su facilidad de almacenamiento y su impacto ambiental mínimo lo convierten en una opción atractiva para diversas industrias.

Además, los precios del mercado del glicerol están influenciados por una serie de factores, incluidos los costos preoperativos, la inversión de capital y el capital de trabajo. El aumento de los precios de los combustibles fósiles ha contribuido al aumento de los precios del biodiesel, lo que a su vez ha impactado los precios mundiales del glicerol. Este escenario subraya la importancia de comprender las dinámicas del mercado para adaptarse eficazmente a los cambios y oportunidades en la industria del glicerol.

El mercado de glicerol en la región de Asia - Pacífico ha demostrado ser dominante en términos de ingresos, alcanzando una participación del 39,4% en 2021. Se prevé que esta tendencia continúe con una tasa de crecimiento anual compuesta (CAGR) del 6,5% en los próximos años. Este liderazgo se atribuye a una serie de factores, incluidos cambios en el estilo de vida de la población, como un aumento significativo en el consumo de alimentos precocinados en la región (Mordor Intelligence, 2022).

En cuanto a los precios del glicerol en Asia - Pacífico, se registraron aumentos considerables durante la primera mitad de 2021. Estos incrementos fueron impulsados por la creciente demanda en diversas industrias de uso final, junto con una oferta limitada de materia prima clave y productos químicos necesarios para la producción. Este escenario llevó a una disminución en la producción de glicerina en países como Indonesia, donde la disponibilidad limitada de materias primas afectó la capacidad de producción.

Por otro lado, Europa representó el segundo mercado regional más grande en 2020, con una participación del 26% en los ingresos totales del mercado de glicerol. Este éxito se atribuye a las considerables inversiones realizadas por empresas líderes en la industria de cosméticos, así como al aumento del gasto de los consumidores en productos de cuidado personal. Países como Francia, Alemania, Italia y los Países Bajos se destacan como los principales productores y consumidores de glicerol en Europa. En el contexto específico de Asia-Pacífico, China y Japón emergen como actores clave en el mercado de glicerol. China, en particular, se destaca como uno de los mayores consumidores de glicerina a nivel mundial. El país ha experimentado un

crecimiento significativo en la industria de cosméticos y cuidado personal, reflejado en el aumento de las ventas minoristas de productos de belleza y cuidado personal en 2021. Además, la industria procesadora de alimentos en China ha demostrado un potencial lucrativo para la expansión del mercado de glicerol, respaldada por la presencia de más de 35.000 plantas de procesamiento y fabricación de alimentos en el país (The Market, 2022).

Japón, como el tercer mercado farmacéutico más grande del mundo, también desempeña un papel importante en la demanda de glicerol, especialmente en el contexto de la fabricación y exportación de productos farmacéuticos. Iniciativas gubernamentales en países como India, como la Misión Swachh Bharat, que promueven la higiene y la salud, han generado un aumento en el uso de jabones y detergentes, lo que a su vez impulsa la demanda de glicerina en la industria manufacturera de jabón en el país.

En resumen, se espera que Asia - Pacífico continúe dominando el mercado de glicerol en el futuro previsible, respaldado por el crecimiento económico en China y Japón, así como por las iniciativas gubernamentales para promover la higiene y el cuidado personal. Los principales actores del mercado, como Emery Oleochemicals, IOI Corporation Berhad, Wilmar International Ltd, Cargill, Incorporated y Kao Corporation, desempeñarán un papel crucial en la configuración y dirección de este mercado en evolución.

En 2022, los principales exportadores de glicerol fueron Indonesia (USD 1,58MM), Malasia (USD 652M), Alemania (USD 577M), Brasil (USD 376M), y Países Bajos (USD 351M) (Figura 1.3).

Por su parte, en 2022 los principales referentes en cuanto a las importaciones fueron China (USD 1,34MM), Estados Unidos (USD 388M), Países Bajos (USD 368M), Alemania USD 214M), y Japón (USD 168M) (Figura 1.4).

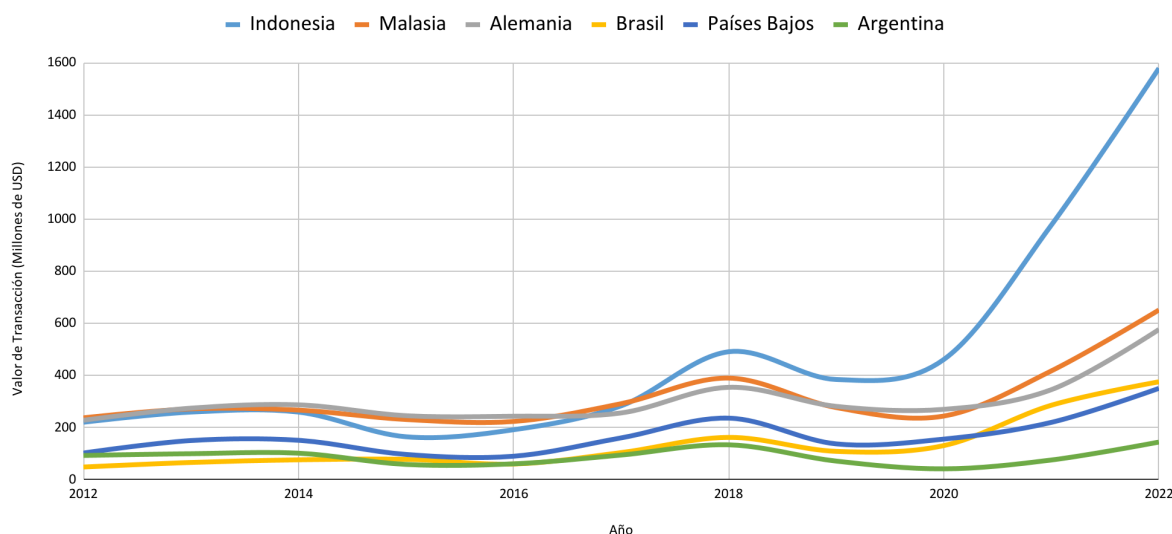


Figura 1.3. Principales países exportadores de Glicerina a nivel mundial.

Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

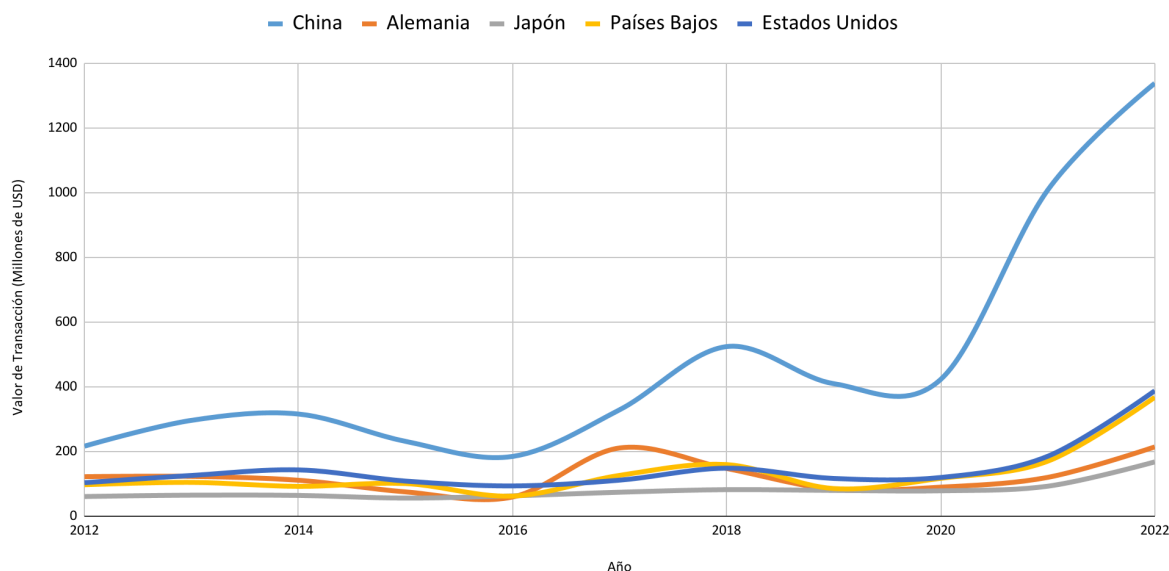


Figura 1.4. Principales países importadores de Glicerina a nivel mundial.
Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

1.4.1.3. Análisis de participación de mercado y jugadores clave

El análisis de la participación de mercado y los actores clave revela la intensa competencia que caracteriza a este sector, impulsada por la presencia de numerosas multinacionales comprometidas con la investigación y el desarrollo continuo. Empresas líderes como Procter & Gamble SE y Dow ejercen una notable influencia en el mercado, gracias a su amplia gama de productos y su alcance global. Estas empresas han adoptado estrategias integrales que abarcan toda la cadena de valor, con el objetivo de maximizar ganancias y minimizar inversiones.

Además, las empresas globales están enfocadas en expandir su capacidad y establecer asociaciones con distribuidores para fortalecer su presencia en el mercado. Ejemplo de ello es BASF SE, que recientemente inauguró un centro en Johannesburgo, Sudáfrica, con el fin de mejorar la calidad del servicio y ofrecer personalizaciones de valor agregado en el desarrollo de productos de glicerol.

Entre los principales actores del mercado mundial de glicerol se encuentran:

- Cargill Incorporated
- BASF SE
- Procter & Gamble SE
- Oleón NV
- Dow Chemical Company
- Wilmar Internacional Ltda.
- Kao Corporation
- Productos Químicos Monarca Limitados
- Aemetis Inc.
- Productos Químicos Finos y Empresa Científica

Las empresas mencionadas se destacan por su compromiso con la innovación y la calidad, así como por su capacidad para adaptarse a las demandas cambiantes del mercado y mantener una posición sólida en la industria del glicerol.

1.4.1.4. Análisis del mercado nacional

Argentina ha consolidado una fuerte presencia en el mercado de la glicerina. En 2021, el Grupo Bahía Energía, una destacada empresa argentina, estableció una asociación con ChemCo Industries de los Países Bajos para la construcción de una planta destinada a la producción de glicerina como insumo industrial derivado del biodiésel. Durante ese año, la planta de Bojabro logró comercializar 27.074 toneladas de glicerina refinada con calidad farmacopea, lo que

representó un aumento del 125% en comparación con el año anterior. Además, más del 77% de las transacciones se llevaron a cabo con clientes extranjeros (Compte, 2022).

La gran importancia de Argentina en el mercado de la glicerina se debe a la creciente evolución de producción en la industria del biodiésel. Este país juega un papel activo en el mercado de la glicerina, tanto como exportador como importador de este producto. Según datos presentados en la Figura 1.5, se detallan los principales destinos de la glicerina producida en el país. China se destaca como el principal comprador de la glicerina argentina, adquiriendo más de 10.000 toneladas. Sin embargo, Estados Unidos y México también tienen una presencia significativa en los movimientos regionales, ya que importan más del 40% de la producción total de glicerina argentina (El Cronista, 2022).

La glicerina es una sustancia de alto valor agregado ampliamente utilizada en diversos sectores. En Argentina, varias empresas se destacan por la producción y comercialización de glicerina, entre las cuales se encuentran:

- Bojagro (Grupo Bahía Energía): A través de su unidad Bojagro, el Grupo Bahía Energía se especializa en la producción de glicerina farmacopea a partir del biodiesel.
- Bunge Argentina: Bunge es reconocida por ofrecer glicerina refinada de alta calidad, empleada en la elaboración de productos cosméticos, medicamentos, cuidado personal y alimentos. También tiene aplicaciones en la industria química para la fabricación de alcoholes, plásticos y pinturas.
- Glycopharma S.A.: Esta empresa argentina se dedica al valor agregado de la glicerina cruda derivada del biodiesel convencional, especialmente del aceite de soja.

Estas empresas desempeñan un papel crucial en la producción y comercialización de glicerina en Argentina, contribuyendo a su reconocimiento a nivel mundial como un producto de origen vegetal de alta calidad (Paralelo 32, 2017).

A pesar de esto, Argentina importa glicerina de distintos países como Estados Unidos, Malasia y Países Bajos, entre otros (Figura 1.6).

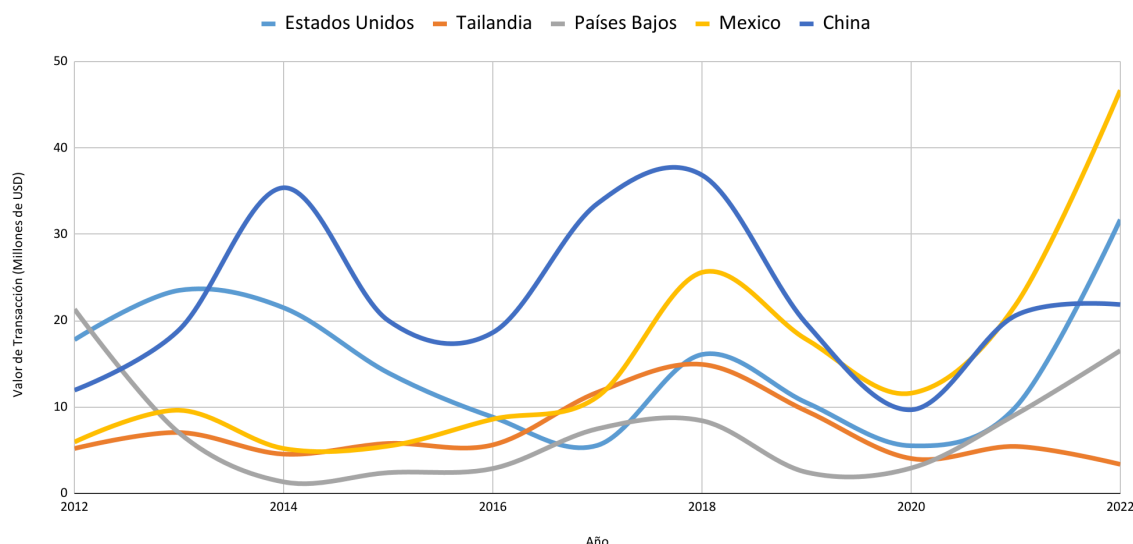


Figura 1.5. Principales países donde Argentina exporta Glicerina.

Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

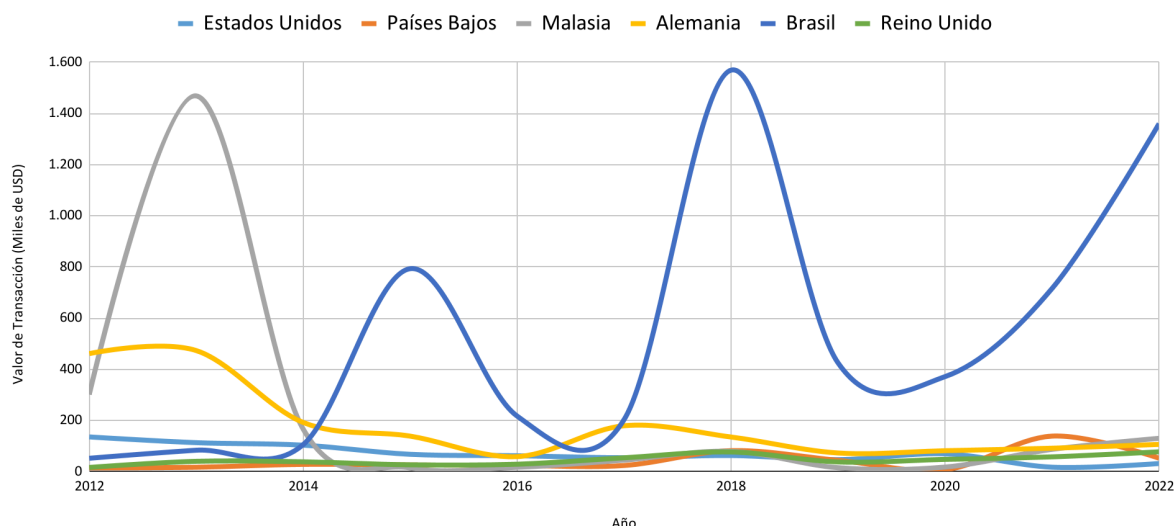


Figura 1.6. Principales países proveedores de Glicerina de Argentina.

Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

1.4.1.5. Precio de la glicerina

A partir de un análisis exhaustivo de la discriminación geográfica del precio de compra y considerando la premisa de pureza de la alimentación (50% en peso de glicerina), se ha establecido un valor aproximado de 350 USD/tonelada. Se decidió utilizar el valor estipulado por la cátedra como referencia debido a que se trata de un subproducto que suele considerarse como un residuo sin valor significativo de mercado. Por lo tanto, modificar este valor carecería de sentido práctico, ya que su fijación responde a una directriz establecida por los docentes y supervisores del proyecto.

En la búsqueda de precios de la glicerina, se encontraron valores de 220 USD/ton en 2018 y 240 USD/ton en 2020. Actualizando estos montos a abril de 2023 con el Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI), se obtienen valores de 290 y 320 USD/ton, respectivamente. Sin embargo, para mantener un enfoque más conservador, se decidió utilizar el valor proporcionado por la cátedra. Aún así, en el Capítulo XI del presente trabajo se hará un análisis del impacto del precio de la materia prima sobre la rentabilidad del proyecto.

1.4.2. Ácido láctico

1.4.2.1. Aspectos generales del sector

El mercado mundial de ácido láctico está segmentado por fuente (natural y sintética), aplicación (carne, aves y pescado, bebidas, confitería, panadería, frutas y verduras y lácteos) y geografía (América del Norte, Europa, Asia - Pacífico, Sudamérica, Medio Oriente y África).

Según datos de empresas especializadas en estadísticas como Mordor Intelligence, se estima que el mercado del ácido láctico tenga un valor de 511,11 millones de dólares en 2024, con una proyección de alcanzar los 624,54 millones de dólares en 2029. Este mercado se espera que experimente un crecimiento anual compuesto del 4,09% durante el periodo 2024 - 2029. Según las proyecciones de la empresa Statista, se espera un aumento significativo en el volumen del mercado mundial de ácido láctico desde 2015 hasta 2022, con previsiones extendidas hasta 2030. Además, anticipan un incremento del 200 % en el período comprendido entre 2021 y 2030, medido en millones de toneladas métricas (Figura 1.7).

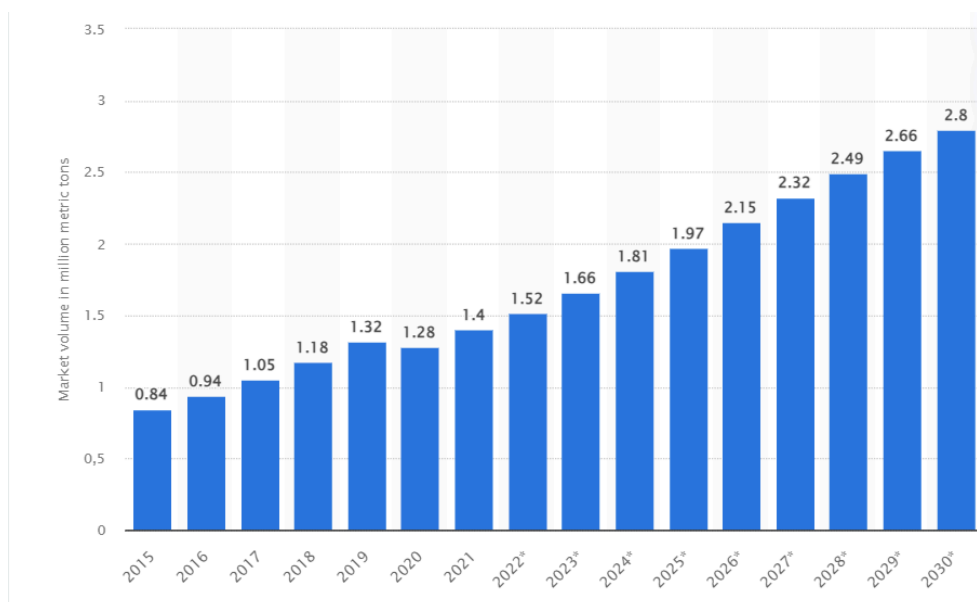


Figura 1.7. Proyección del tamaño del mercado mundial del ácido láctico a 2030.

Fuente: Statista, 2023.

Debido a sus diversas cualidades funcionales, el ácido láctico es un ingrediente clave en la industria de alimentos, por lo que la industria se ve impulsada por una sólida expansión en el sector de alimentos y bebidas. La evolución de las preferencias del consumidor y el desarrollo económico en Asia y el Pacífico están posicionando a esta región como un mercado prometedor para el incremento en el uso de acidulantes alimentarios. Además, el ácido láctico tiene una amplia aplicación en la conservación de alimentos y cuenta con la aprobación como aditivo alimentario en varias regiones, incluyendo Europa, Estados Unidos, Australia y Nueva Zelanda. Como resultado, el aumento continuo en la utilización del ácido láctico en diversos procesos de fabricación de alimentos podría generar una mayor demanda a nivel mundial.

El bajo costo de las materias primas para los fabricantes, como melaza, caña de azúcar, almidón y otros carbohidratos, ha sido un gran beneficio para el sector, ya que esto conlleva a una disminución inmediata en el costo del producto final. Los principales actores que operan en la región, como Henan Jindan Lactic Acid Co. Ltd, se están centrando en incorporar el ácido láctico como uno de los ingredientes clave en el procesamiento de alimentos.

El mercado del ácido láctico tiene un carácter muy consolidado. Los principales competidores del mercado son Cargill Incorporated, Corbion NV, Henan Jindan Lactic Acid Technology Co. Ltd y DuPont de Nemour Inc.

En 2023, la aplicación de ácido poliláctico dominó el mercado con la mayor participación en los ingresos del 28,7% (Figura 1.8). Esta predominancia se debe a su durabilidad, resistencia mecánica y transparencia en comparación con otros plásticos biodegradables. Factores como la creciente demanda de materiales plásticos biodegradables, el continuo crecimiento de la industria automotriz y la creciente demanda de diversas industrias finales están impulsando este segmento de aplicaciones. Mientras que, el ácido láctico como aditivo en alimentos y bebidas se ha posicionado como el segundo segmento de aplicaciones más grande. Sin embargo, se prevé un aumento en la demanda de este tipo de ácido láctico a medida que se integre en otros tipos de alimentos que aún no han aprovechado sus ventajas.

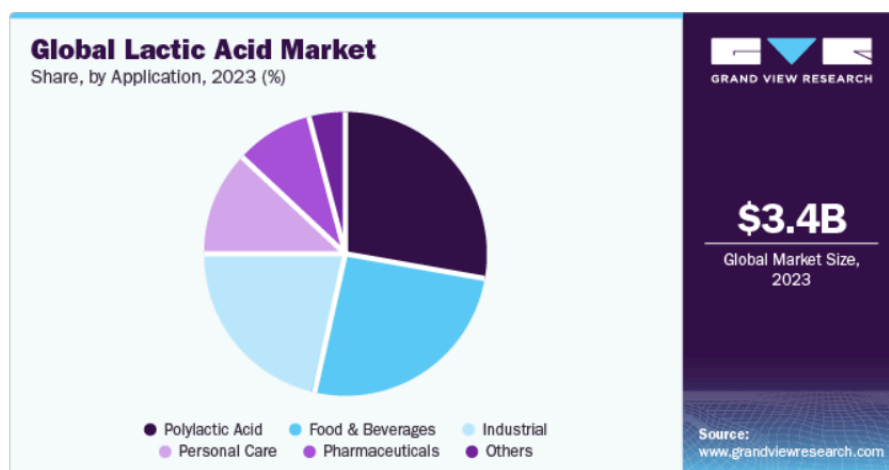


Figura 1.8. Usos del ácido láctico en 2023.
Fuente: Grand view research, 2023.

1.4.2.2. Análisis del mercado externo

En un estudio sobre el mercado del ácido láctico, la compañía Grand View Research observó que América del Norte se ha destacado como el principal mercado del ácido láctico, alcanzando una participación en los ingresos del 45,2% en 2023. Este liderazgo se atribuyó al crecimiento observado en sectores como el cuidado personal, farmacéutico, alimentos y bebidas en la región. Además, prevé que el mercado en América del Norte siga creciendo, en parte debido a la presencia de diversas empresas en los sectores de cosméticos y cuidado personal, tales como Maybelline New York, Procter & Gamble, Colgate - Palmolive Company, Avon, Unilever y Johnson & Johnson Private Limited. Asimismo, anticipa que la sólida infraestructura de fabricación de grandes compañías de cosméticos a nivel mundial, impulse la demanda de productos de cuidado personal, y por ende, la demanda del ácido láctico.

Por otro lado, dada la creciente demanda de ácido poliláctico (PLA) en América del Norte, la cual es impulsada por iniciativas gubernamentales para reducir la huella de carbono, junto con la alta demanda en aplicaciones de embalaje y el crecimiento en los sectores farmacéutico y de cuidado personal, se espera su contribución al continuo crecimiento del mercado en el período proyectado.

Adicionalmente, el Observatorio de Complejidad Económica (OEC), que contiene una plataforma de visualización y distribución de datos en línea centrada en la geografía y la dinámica de las actividades económicas, expone datos sobre las importaciones y exportaciones tanto a nivel mundial como nacional del producto en tema.

Durante la última década, se ha destacado la considerable dominancia de Países Bajos tanto en las exportaciones (Figura 1.9) como en las importaciones (Figura 1.10) de ácido láctico, manteniendo un promedio anual mayor a los 100 millones de dólares. China presentó un gran aumento en las exportaciones en el período 2019 a 2022 con un aumento 300%, mientras que las exportaciones de Tailandia, tuvieron una tendencia a disminuir. Estos comportamientos se pueden inferir a una competencia entre los mercados entre ambos países asiáticos. Las tendencias de importaciones tanto de Estados Unidos como de Corea del Sur tuvieron leves aumentos en los años analizados, a diferencia de España, país que presentó disminución de su importación de ácido láctico.

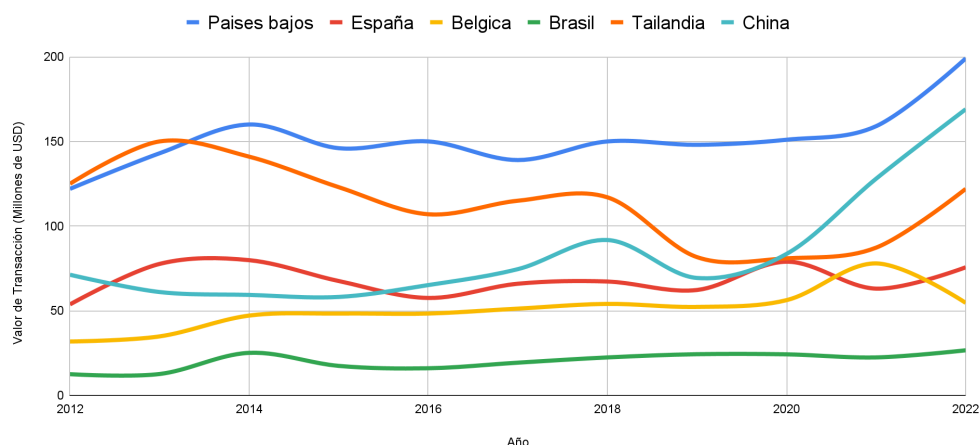


Figura 1.9. Principales países exportadores de ácido láctico a nivel mundial.

Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

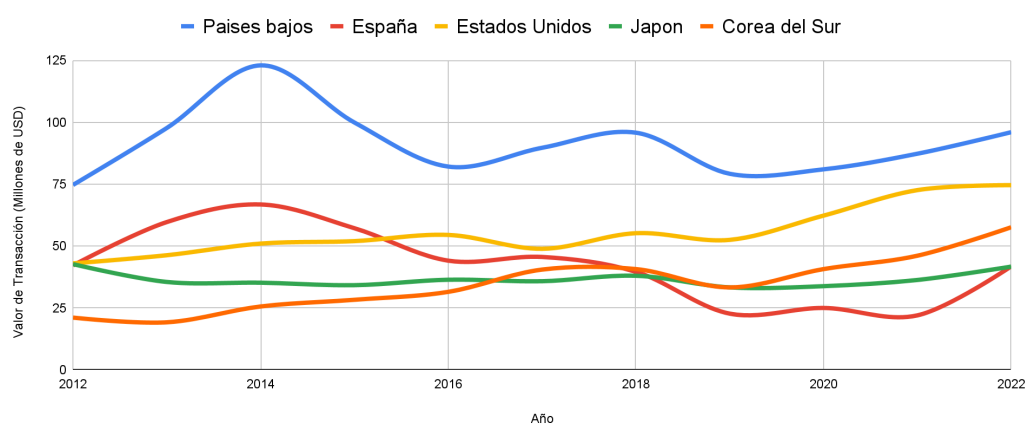


Figura 1.10. Principales países importadores de ácido láctico a nivel mundial.

Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

1.4.2.3. Análisis del mercado nacional

El mercado nacional de ácido láctico presenta una demanda creciente impulsada principalmente por la industria alimentaria, farmacéutica, cosmética y de bioplásticos. La producción local de este compuesto es limitada, lo que genera una fuerte dependencia de las importaciones para abastecer a los distintos sectores industriales. En la Figura 1.11 se observa la evolución de las exportaciones de ácido láctico en Argentina, evidenciando una tendencia de incremento sostenido en los últimos años. Esta situación responde a la versatilidad de aplicaciones del ácido láctico que fueron nombradas previamente.

En cuanto a la comercialización de este compuesto en el mercado argentino, la oferta proviene mayoritariamente de importadores y distribuidores que abastecen a la industria con productos de diferentes concentraciones y purezas. Empresas como Mastellone Hermanos S.A., Adama S.A. e Inmobal - Nutrer S.A. se encuentran entre los principales actores involucrados en las importaciones de ácido láctico, tal como se detalla en la Figura 1.12. Sin embargo, el país también se posiciona como exportador, con una presencia significativa en mercados regionales como Uruguay y Paraguay. La Figura 1.13 presenta un desglose de los principales países proveedores de ácido láctico para Argentina, reflejando la alta dependencia de insumos provenientes de Brasil y China.

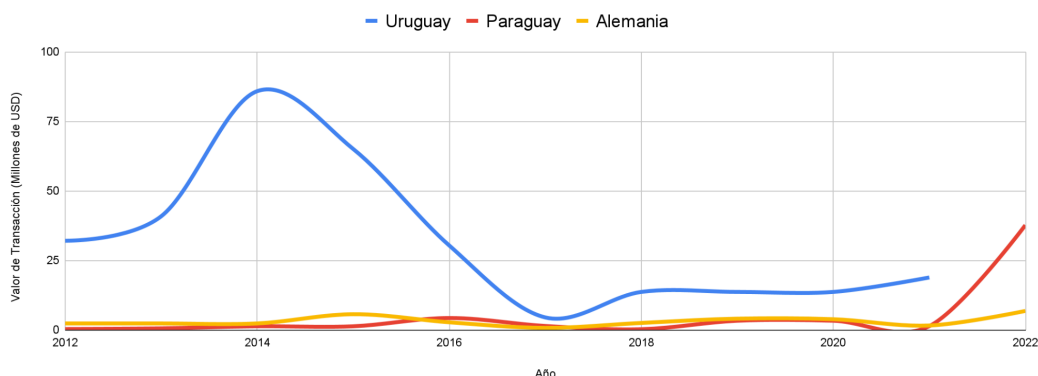


Figura 1.11. Principales países donde Argentina exporta ácido láctico.
Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

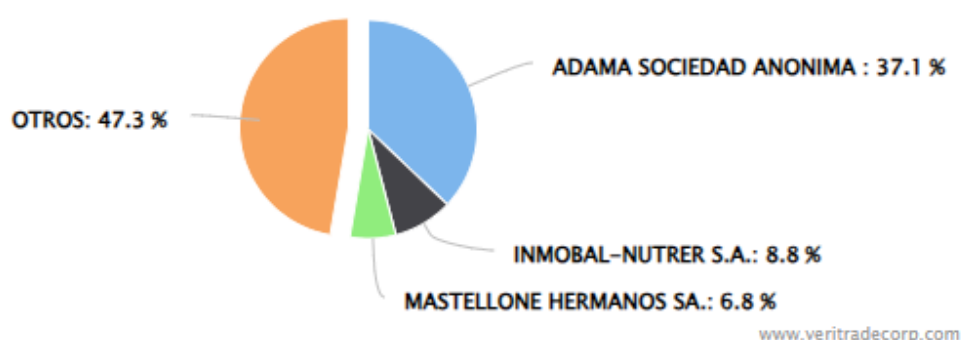


Figura 1.12. Principales empresas importadoras de ácido láctico de Argentina.
Fuente: Veritrade, 2023.

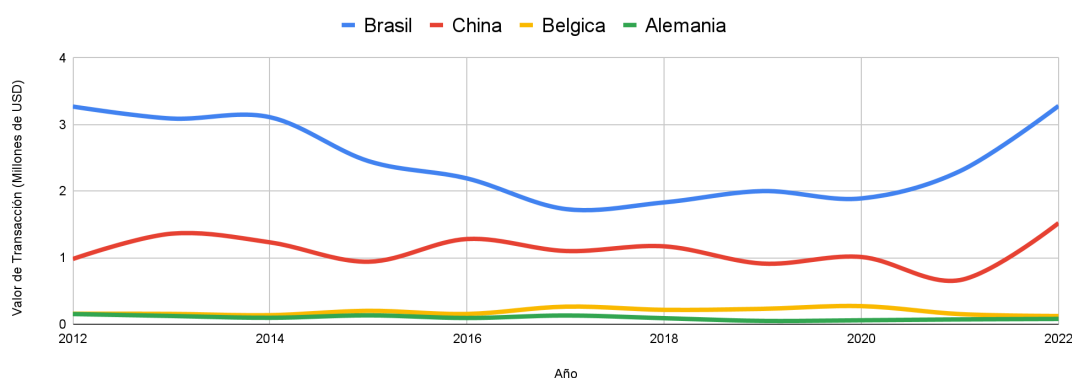


Figura 1.13. Principales países proveedores de ácido láctico de Argentina.
Fuente: Elaboración propia (EOC, 2023).

1.4.2.3.1 Justificación de la capacidad de producción de la planta

La capacidad de producción de la planta ha sido definida en función de la disponibilidad de materia prima y la demanda del mercado nacional. A partir de una alimentación de 40.000 toneladas anuales de glicerina cruda, con una conversión del 89,9 %, se obtiene una producción de 17.588 toneladas anuales de ácido láctico.

Este volumen de producción se justifica considerando el déficit entre la oferta y la demanda de ácido láctico en el país. La alta dependencia de importaciones y el incremento en la demanda de este compuesto en sectores estratégicos como la industria alimentaria y la producción de biopolímeros evidencian la necesidad de desarrollar una producción local sustentable. La

implementación de una planta con esta capacidad no solo permitiría reducir la importación de ácido láctico, sino que también consolidaría a Argentina como un exportador regional más competitivo.

Además, el aprovechamiento de la glicerina como materia prima permite la integración con la industria del biodiésel, promoviendo la valorización de subproductos y contribuyendo a la economía circular. La elección de esta capacidad de producción responde, por lo tanto, a un análisis estratégico que busca optimizar la disponibilidad de insumos, maximizar el aprovechamiento industrial y fortalecer la autonomía del mercado nacional frente a la dependencia de importaciones.

1.4.2.4. Precio del ácido láctico

Para la evaluación económica del presente proyecto, se ha considerado un precio de referencia de 2.100 USD por tonelada de ácido láctico. Este valor se encuentra dentro del rango de precios reportados en diversas fuentes de mercado y refleja las condiciones de comercialización a nivel nacional e internacional.

El precio del ácido láctico puede variar significativamente en función de su pureza, concentración y destino final. Informes de mercado, como los elaborados por Mordor Intelligence y Grand View Research, establecen que el valor internacional del ácido láctico oscila entre 1.800 y 2.500 USD por tonelada, dependiendo de las especificaciones del producto. Asimismo, datos obtenidos de bases de comercio exterior, como el Observatorio de Complejidad Económica (OEC), indican que los precios de importación en América Latina se encuentran dentro de este mismo intervalo.

El ácido láctico obtenido en este proyecto posee una pureza del 90 % p/p, lo que lo posiciona dentro de las calidades industriales más demandadas en sectores como la química y la producción de biopolímeros. Considerando la escala de producción y los costos asociados a la transformación de la glicerina en ácido láctico, el precio adoptado para el presente estudio refleja un valor de mercado realista y alineado con la estructura de costos estimada para la planta.

En consecuencia, la fijación de 2.100 USD por tonelada como precio de referencia responde a un análisis integral de las condiciones de mercado, los costos de producción y las tendencias comerciales, garantizando una estimación coherente con el modelo económico propuesto en este estudio.

1.4.3. Localización preliminar de la planta

La materia prima de la cual se va a partir proviene del proceso de producción de biodiesel y a partir de un breve análisis del mercado interno (Figura 1.14), se observa que la mayor producción del biocombustible se encuentra concentrada en las provincias de Santa Fe y Buenos Aires. Además cabe destacar que la provincia tiene proximidad al puerto que es una oportunidad para exportación. Por lo tanto, la planta se encontrará ubicada en el parque industrial "Sauce Viejo" en la provincia de Santa Fe. Esto permite, por un lado, estar próximo a las vías de acceso a la ciudad y optimizar el transporte tanto de materia prima como de producto terminado; y por otro, obtener todos los beneficios en exenciones de tasas, derechos e impuestos que ofrece la región.

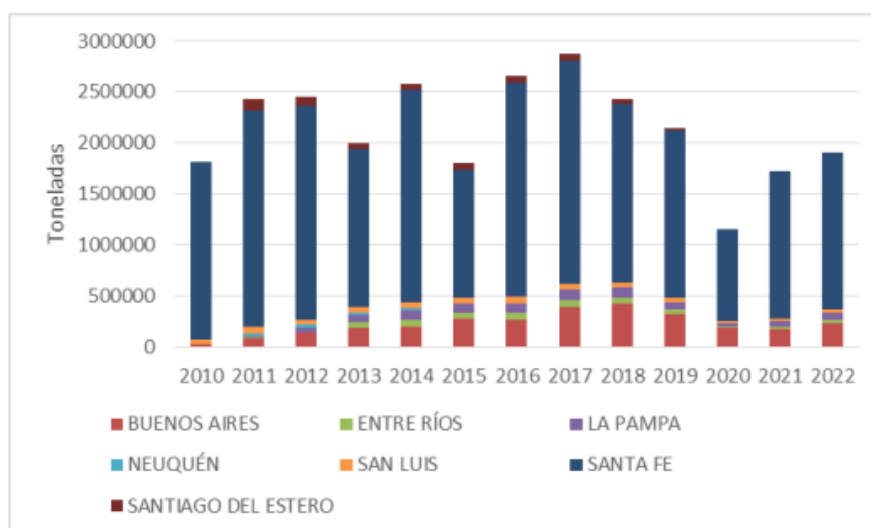


Figura 1.14. Producción acumulada a igual periodo de biodiesel por provincias.
Fuente: Secretaria de energía.

1.5. Procesos de producción vigentes

Como ya fue mencionado en las secciones previas, la molécula de ácido láctico se encuentra naturalmente en animales, microorganismos y plantas. Sin embargo, también puede obtenerse mediante síntesis química a partir de carbón, gas natural y derivados de petróleo o mediante fermentación de carbohidratos. En este apartado se procederá a explicar las características de las dos principales rutas de síntesis. Al llevarse a cabo el proceso químico, se obtiene como resultado una mezcla racémica, mientras que la fermentación conduce a un estereoisómero de ácido láctico D(-) o L(+) (Figura 1.15).

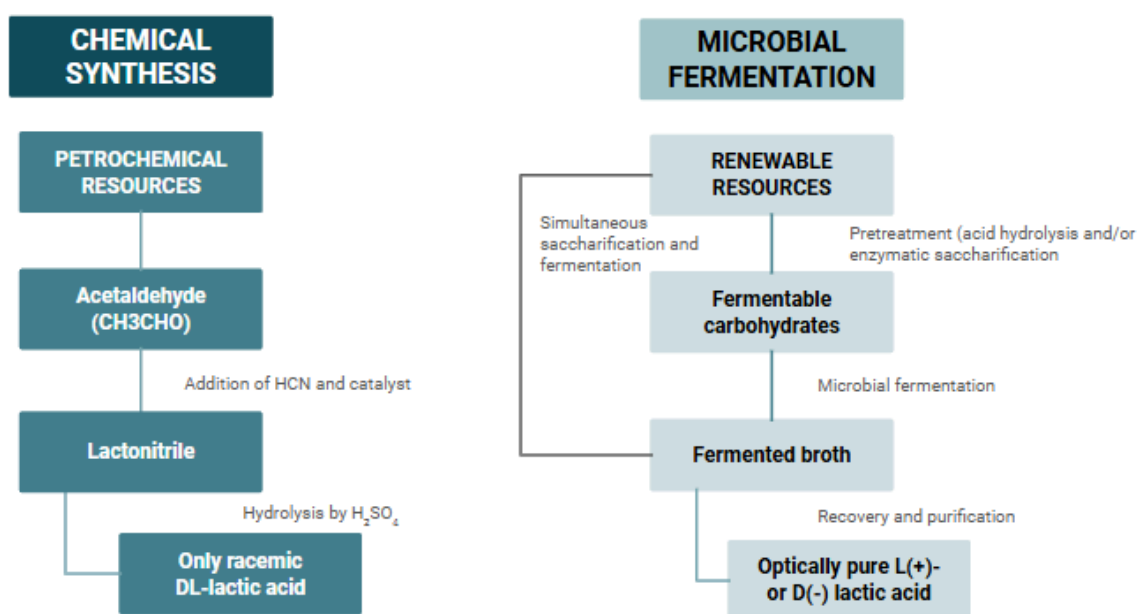


Figura 1.15. Esquemas de producción por síntesis química y fermentación microbiana.
Fuente: Wee et al. 2006.

La síntesis química se produce mediante hidrocianación seguida de hidrólisis de la cianhidrina (Figura 1.16a). Esta es conocida como la ruta del lactonitrilo. Los principales inconvenientes en este proceso son la manipulación del cianuro de hidrógeno (HCN), la producción de sal de amonio

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$) y los complejos pasos de purificación para obtener ácido láctico de calidad alimentaria.

Sin embargo, el 90% de la producción mundial de ácido láctico se consigue por fermentación. Dicho proceso ofrece ventajas tales como sustratos renovables baratos, bajas temperaturas de producción y bajo consumo de energía. Durante la fermentación, una población de microorganismos degrada biológicamente al sustrato en metabolitos, tales como etanol, ácido cítrico y ácido láctico. En dicho proceso se pueden utilizar diversidad de materias primas y microorganismos. Estos últimos pueden ser hongos o bacterias, su elección depende principalmente del carbohidrato que se va a fermentar, ya que el metabolismo de un microorganismo difiere con diferentes fuentes de carbono. La mayoría de las bacterias ácido lácticas (BAL) son anaeróbicas (Figura 1.16b), pueden sobrevivir a un pH de 5 o menos y tienen una alta tolerancia a los ácidos, lo cual las hace competitivas frente a otras bacterias. A su vez, las BAL se pueden clasificar en dos grupos según el producto final de la fermentación, homofermentativas y heterofermentativas. Las primeras convierten la glucosa casi exclusivamente en ácido láctico, mientras que las segundas metabolizan la glucosa en etanol, dióxido de carbono y ácido láctico. Aunque la mayoría de los procesos se llevan a cabo con BAL, existen hongos filamentosos que pueden utilizar la glucosa de forma aeróbica para producir ácido láctico (Komesu et al., 2017).

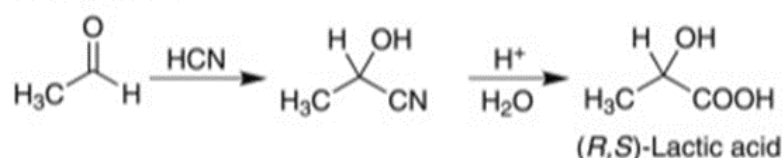


Figura 1.16 (a). Reacción para la obtención de ácido láctico por síntesis química.

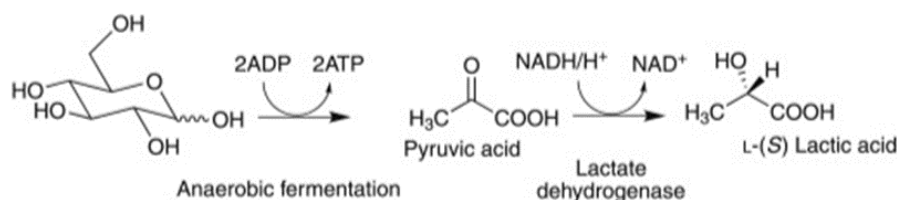


Figura 1.16 (b). Reacción para la obtención de ácido láctico por fermentación anaeróbica

En cuanto a los sustratos, se pueden utilizar productos de desecho de industrias alimentarias, industrias agrícolas, ingenios de cañas de azúcar y biomasa, lo que resulta ventajoso desde el punto de vista medioambiental y económico. Aproximadamente el 90% del ácido láctico disponible comercialmente se produce mediante fermentación sumergida de maíz. Los materiales amiláceos, como el trigo, la mandioca, la papa, el arroz, el centeno y la cebada, pueden evitar que se produzca una alta concentración de glucosa en el medio, provocando la inhibición del crecimiento de bacterias de ácido láctico.

Además de la fuente del sustrato y el microorganismo, algunos parámetros que pueden afectar la eficiencia del proceso fermentativo son el pH, la temperatura del medio, las fuentes de nitrógeno y vitaminas, y la formación de subproductos.

El pH disminuye según la cantidad de ácido láctico que se produce. Para el control del mismo se agrega una base al medio, como carbonato de calcio, hidróxido de calcio o hidróxido de sodio, ya que en un medio ácido la producción de ácido láctico es nula o mínima. Varios estudios muestran que un valor de pH de aproximadamente 6,5 es el óptimo para llevar a cabo el proceso de fermentación.

La temperatura es un parámetro importante para el crecimiento de bacterias y se relaciona con los parámetros cinéticos de crecimiento de las BAL y el consumo de sustrato. La mayoría de los estudios de productividad se han desarrollado a temperaturas que oscilan entre los 30 y 43 °C.

Las fuentes de nitrógeno y vitaminas son importantes principalmente debido a la capacidad limitada de las bacterias para sintetizar vitamina B; las principales fuentes de nitrógeno son el extracto de levadura y el sulfato de amonio.

El ácido láctico generalmente se produce en modo discontinuo (batch), pero también se pueden utilizar los métodos continuos. La fermentación en modo discontinuo tiene una conversión y un rendimiento superiores en comparación con la fermentación continua, pero la productividad volumétrica es menor. En un proceso por lotes, se utiliza todo el sustrato, mientras que en un proceso continuo, hay una concentración de sustrato residual que siempre está presente. La mayor productividad posible para la fermentación continua se debe a la alta relación de dilución y a la posibilidad de mantener el proceso durante un largo período de tiempo. La elección del modo de operación depende de los costos del sustrato y de la inversión de capital. Si el sustrato es caro, el rendimiento se maximiza, ya sea mediante operación por lotes o semicontinua. Si los costos de inversión son altos, la productividad volumétrica se maximiza mediante la operación continua (Komesu et al., 2017).

Habiendo visto entonces un panorama general de ambas rutas de síntesis y de la diversidad que existe en los precursores para dar origen a las mismas, a continuación se presenta un breve resumen de los principales procesos que se llevan a cabo hoy en día.

El proceso de fermentación, que corresponde a una ruta biológica, es uno de los métodos más comunes para la producción de ácido láctico. En este proceso, microorganismos como *Lactobacillus* y *Streptococcus* desempeñan un papel crucial al metabolizar la glucosa y otros azúcares para producir ácido láctico como subproducto. Existen diversas fuentes de carbono que se emplean en la fermentación, como la lactosa presente en la leche. En este caso, la lactosa se descompone en glucosa y galactosa mediante la acción de la enzima lactasa, y posteriormente, las bacterias lácticas convierten la glucosa en ácido láctico. Además, se pueden utilizar subproductos agroindustriales ricos en azúcares, como melazas, suero de leche o residuos de cultivos, lo cual permite una utilización más eficiente de los recursos disponibles y contribuye a la valorización de residuos industriales. Las principales ventajas de los procesos biológicos incluyen la producción de ácido láctico de alta pureza, específicamente en su forma D (-), el bajo costo de los sustratos, un menor consumo energético y una menor preocupación por los impactos ambientales. Sin embargo, estos procesos presentan ciertas desventajas, tales como la lentitud del proceso, la complejidad de los pasos de separación y los altos costos operativos debido a la necesidad de mantener condiciones óptimas para el crecimiento y la actividad de los microorganismos.

Por otro lado, los procesos químicos para la producción de ácido láctico han sido desarrollados para proporcionar un mayor control sobre la producción y la independencia de las fuentes de azúcares. Entre los principales procesos químicos, se encuentra la hidrólisis de lactonitrilo, que permite obtener ácido láctico a partir de lactonitrilo mediante hidrólisis ácida a alta presión, utilizando una reacción entre cianuro de hidrógeno y acetaldehído. Otro proceso químico importante es la hidratación de acetileno, en la cual el acetileno reacciona con agua en presencia de un catalizador para formar ácido láctico. Además, el glicerol, un subproducto de la producción de biodiésel, puede ser convertido en ácido láctico mediante el uso de catalizadores sólidos, en lo que se denomina la conversión catalítica de glicerol.

Finalmente, existen procesos que emplean oxidación selectiva y reacciones hidrotérmicas, que utilizan catalizadores sólidos para llevar a cabo reacciones de oxidación selectiva y deshidratación, lo que proporciona una vía eficiente para la obtención de ácido láctico. A pesar de las ventajas que ofrecen estos procesos, como el mayor control sobre la producción y la menor dependencia de fuentes biológicas, también presentan desventajas. En particular, estos procesos

suelen requerir el uso de derivados del petróleo y no son tan amigables con el medio ambiente, lo que limita su sostenibilidad a largo plazo.

En la actualidad, la producción industrial de ácido láctico combina enfoques tanto biológicos como químicos con el fin de optimizar el proceso. Un ejemplo de esto es la fermentación de suero de leche, un subproducto de la industria láctea, que se utiliza como fuente de lactosa para la fermentación láctica. De manera similar, la síntesis química a partir de glucosa es otro proceso que utiliza la glucosa como materia prima para la producción de ácido láctico mediante rutas químicas. En resumen, tanto los procesos biológicos como los químicos tienen su lugar dentro de la industria de producción de ácido láctico, y la elección del método más adecuado dependerá de diversos factores, tales como la disponibilidad de materias primas, los costos operativos y las consideraciones ambientales. A medida que las tecnologías continúan avanzando y los procesos existentes se optimizan, es probable que los métodos de producción de ácido láctico sigan evolucionando para volverse más eficientes y sostenibles, lo que impulsará la transición hacia un modelo de producción más responsable y económico.

1.5.1. Obtención de ácido láctico a partir de glicerol

La producción mundial de biodiesel se ha multiplicado en los últimos años debido a la necesidad de sustituir parcialmente el uso de combustible diesel derivado de fósiles, buscando reducir las emisiones de dióxido de carbono. El mismo se obtiene a través del proceso de transesterificación, en el que reaccionan los triglicéridos presentes en el aceite con un exceso de metanol. Como resultado de la reacción química, se genera una fase éster, la cual se purifica para obtener el biodiesel y una fase rica en glicerina. Esta última representa entre un 10 a 20% en peso del volumen total de biodiesel producido.

Considerando que en el año 2021 se exportaron 98.801 toneladas de glicerina refinada, frente a 41.790 toneladas de glicerina en bruto, se puede notar como el mercado de la glicerina purificada es quizás uno de los más demandantes. Sin embargo, la cantidad de glicerol producido está por encima de lo necesario para el mercado, por lo que los investigadores han puesto especial atención a la creación de valiosos químicos por medio del uso de este producto. Por lo tanto, la gestión del exceso de glicerol es importante y los procesos para valorizarlo necesitan desarrollo, sin dejar de lado que se convierta en un problema de residuos y pese negativamente en el desarrollo industrial del biodiésel.

Por otro lado, mientras la conversión térmica directa del glicerol en ácido láctico requiere condiciones de reacción extremas, la conversión bajo condiciones moderadas puede lograrse mediante una combinación de oxidación con conversión y aislamiento.

1.5.1.1 Ruta de conversión hidrotermal alcalina de glicerol a ácido láctico

La conversión hidrotermal de glicerol a ácido láctico, donde el glicerol acuoso se trata a alta temperatura (573 K) en condiciones alcalinas, se ha investigado como una alternativa a la ruta de fermentación, la más utilizada hasta el momento para la producción de ácido láctico. El proceso de conversión hidrotermal es ventajoso ya que puede usar directamente el glicerol del proceso de producción de biodiesel que contiene agua y álcali como materia prima sin necesidad de un paso de separación (Debdut Roy, 2011, p. 1).

En la Figura 1.17, se presenta la vía deseada para la conversión hidrotermal alcalina de glicerol a lactato de sodio con NaOH. El glicerol reacciona con NaOH para dar gliceroxido de sodio, que evoluciona a gliceraldehído liberando un ion hidruro, que a su vez ataca el hidrógeno en el átomo C2, produciendo 2-hidroxipropanal e hidrógeno. Por tautomerismo ceto-enol, el 2-hidroxipropanal

se convierte en piruvaldehído, que en medio básico produce finalmente lactato de sodio a través de una reacción interna de Cannizzaro¹.

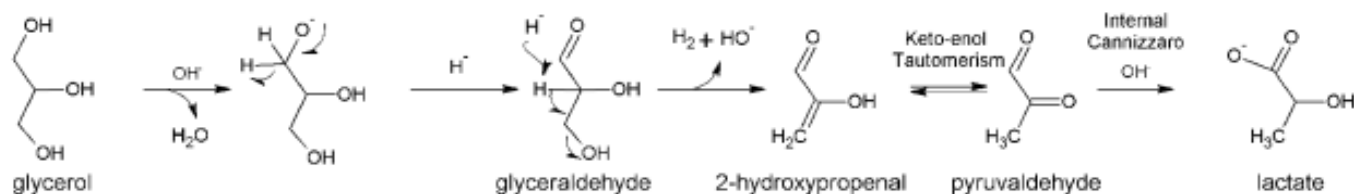


Figura 1.17. Conversión hidrotermal alcalina de glicerol a lactato de sodio.

La conversión hidrotermal alcalina (NaOH) de glicerol a lactato se realiza a través de la reacción estequiométrica de la Reacción 1.1.



Reacción 1.1

En la Figura 1.18, se muestra un diagrama de cromatografía líquida de alta eficacia (HPLC) de la solución después de la reacción a 300°C , con un tiempo de reacción de 60 min y una concentración de 0,25 M de NaOH . Como se puede ver, el ácido láctico fue el principal producto de la reacción, pero también se detectaron, piruvaldehído, ácido acético, ácido fórmico, ácido acrílico y ácido pirúvico.

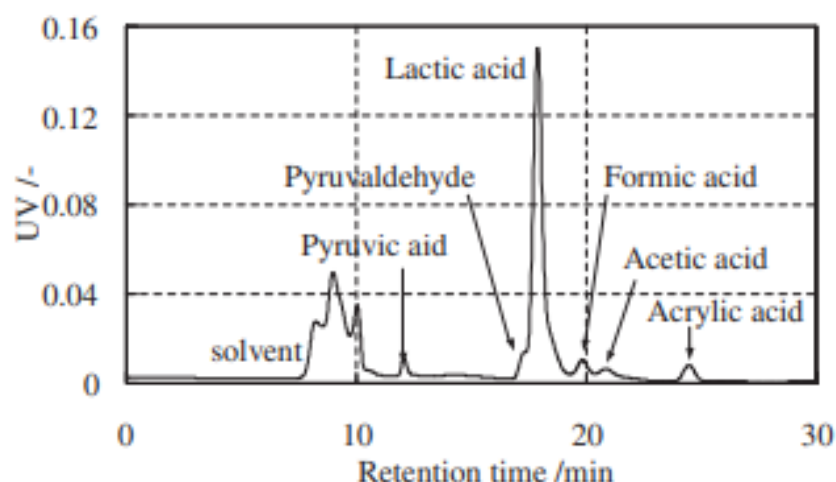


Figura 1.18. Cromatograma HPLC de la solución después de la reacción a 300°C , tiempo de reacción de 60 min, con NaOH 0,25 M (Detector UV-210 nm).

Fuente: Khisida, 2005, p.1.

De acuerdo con Ramirez et, el gliceraldehído, el 2-hidroxipropenal y el piruvaldehído son intermediarios en la conversión de glicerol hidrotermal alcalino a ácido láctico. Con el fin de dilucidar los productos de conversión de estos intermediarios, llevaron a cabo varias reacciones a partir de glicerol, ácido láctico, gliceraldehído y piruvaldehído. Las condiciones experimentales y los resultados se presentan en la Tabla 1.1.

¹ Los aldehídos, sin hidrógenos alfa, dan la reacción de Cannizzaro por tratamiento con una base fuerte. En esta reacción una molécula es reducida a alcohol, mientras que la otra es oxidada a ácido carboxílico.

Tabla 1.1. Conversión hidrotermal alcalina de glicerol, ácido láctico, gliceraldehído y piruvaldehído (Ramírez-López et al., 2010).

substrate	substrate conversion (%)	lactic acid yield (%)	oxalic acid/ lactic acid (mol/mol)	formic acid/ lactic acid (mol/mol)	carbonate/ lactic acid (mol/mol)
lactic acid	4.3		1.7×10^{-4}	0.025	0.23
glycerol	100	89.9	9.7×10^{-3}	0.049	0.23
glyceraldehyde	100	43.5	1.0×10^{-4}	0.010	0.02
pyruvaldehyde	100	65.5	3.1×10^{-4}	0.560	0.46

^a Experimental conditions: 280 °C, 90 min reaction time, 1.33 NaOH/ starting product molar ratio, and 1 M substrate concentration.

Analizando los datos de la Tabla 1.1, el ácido láctico es muy estable en las condiciones de reacción, siendo el ácido fórmico y el carbonato los principales productos de conversión. Para los otros tres productos químicos, el ácido láctico es el principal producto de conversión, siendo el ácido fórmico y el carbonato el principal subproducto, especialmente para la conversión de piruvaldehído. Los resultados también muestran que a partir del glicerol se obtiene un rendimiento de ácido láctico cercano al 90%, mientras que se obtiene un rendimiento mucho menor del 65,5% a partir del piruvaldehído debido a la escisión oxidativa de este último a formiato y carbonato.

Ramírez-Lopez et al. mostraron que se requieren altas temperaturas (>550 K) en el proceso hidrotermal para convertir el glicerol en gliceraldehído a través del ion gliceroxido como intermediario. Sin embargo, la descomposición del piruvaldehído y del ácido láctico es significativa a esa temperatura, afectando negativamente la selectividad hacia el ácido láctico. Para superar este problema, se investigó el uso de un catalizador adecuado de deshidrogenación (en presencia de una base) para facilitar la conversión de glicerol a gliceraldehído a una temperatura más baja, y luego convertir el gliceraldehído en ácido láctico usando también un catalizador de base presente en la mezcla de reacción.

1.5.1.2. Catalizadores

La actividad y la selectividad del ácido láctico en la conversión catalítica de glicerol, dependen en gran medida de las características del catalizador (si se basa en un elemento metálico, acidez, basicidad, tamaño de poro y soporte) y de las condiciones de operación de la reacción. Las principales características que deben compartir los catalizadores en esta reacción son una fuerte capacidad de deshidrogenación/oxidación en condiciones suaves para producir gliceraldehído y al mismo tiempo tener una baja tendencia a promover reacciones secundarias.

Se han publicado varios estudios que describen muchos catalizadores heterogéneos adecuados para producir ácido láctico mediante el método de reacción hidrotermal, incluido el uso de metales nobles, óxidos mixtos, bimetálicos, circonio y carbones activados funcionalizados. Típicamente, el proceso de transformación de glicerol en ácido láctico se favorece con la presencia de un catalizador bifuncional, que implica los roles complementarios de promotores básicos y catalizadores metálicos. Aunque se pueden lograr actividades más altas con metales nobles, el costo del catalizador podría limitar la viabilidad de aplicarlo en esta tecnología. Por lo tanto, también se han investigado metales no preciosos como Cu, Cr y Ni en diversas condiciones. El interés se atribuye a la estructura de los óxidos metálicos que está compuesta por iones metálicos positivos (cationes) que poseen acidez de Lewis, es decir, se comportan como aceptores de electrones, e iones de oxígeno negativos (aniones) que se comportan como aceptores de protones y, por lo tanto, son bases de Brønsted (Noraini Razalia et al., 2017, p. 7). En general, aunque los catalizadores sólidos muestran un excelente rendimiento en la producción de ácido láctico, las correlaciones entre las características del catalizador y el curso de la reacción no están bien reportadas. Aparte del tamaño de partícula y el efecto sinérgico, se ha informado

que el rendimiento de los catalizadores de óxido metálico está influenciado por su naturaleza, tamaño, forma y área superficial. Estos son factores críticos para mejorar la actividad catalítica. Hasta la fecha, no hay información disponible en la literatura sobre la influencia de la fuerza básica y la concentración de sitios básicos.

1.5.1.2.1. Catalizadores basados en Cu

Para investigar la hipótesis de que un buen catalizador de deshidrogenación y álcali puede convertir el glicerol en ácido láctico a temperaturas más bajas en comparación con el proceso hidrotermal, Debdut Roy probó tres catalizadores de cobre diferentes (Cu/SiO_2 , Cu_2O y $\text{CuO/Al}_2\text{O}_3$), y cuyos resultados se muestran en la Tabla 1.2. Es importante mencionar que los catalizadores de Cu sin base no dieron lugar a ningún producto detectable en fase líquida, lo que indica que tanto el Cu como la base son necesarios para la transformación del glicerol en ácido láctico.

Tabla 1.2. Comparación de diferentes catalizadores basados en Cu (Roy et al., 2011).

	Cu/SiO_2	$\text{CuO/Al}_2\text{O}_3$	Cu_2O
glycerol conversion, %	75.2	97.8	93.6
Liquid Phase Product Selectivity, %			
glyceraldehyde	0.43	0.01	0.03
pyruvaldehyde	4.44	3.52	0.00
ethylene glycol	0.39	0.00	0.32
1,2-propanediol	2.15	1.54	6.03
lactic acid	79.7	78.6	78.1
acetic acid	2.61	1.33	1.90
formic acid	0.13	0.02	0.15
methanol	5.15	0.72	0.69
ethanol	0.52	0.00	0.53
propanol	0.00	0.00	0.00
Gas Phase Product Selectivity, %			
methane	0.90	1.04	3.86
ethane	0.01	0.02	0.04
propane	0.00	0.02	0.03
butane	0.01	0.05	0.11

^a Reaction conditions: glycerol: 3g; NaOH/glycerol molar ratio: 1.1; Cu: 3.5 mmol; P_{N_2} : 14 bar; 513 K; solvent: H_2O ; initial liquid volume: 30 mL; batch reaction time: 6 h.

Los catalizadores de CuO y Cu_2O mostraron una mayor conversión (~95 %) de glicerol que el catalizador de Cu/SiO_2 (75 %) con idéntica selectividad del ácido láctico a una temperatura significativamente menor en comparación con la síntesis hidrotermal, y también sin necesidad de un reductor o un oxidante.

Se sabe que los soportes de sílice y alúmina se filtran en condiciones alcalinas y a alta temperatura formando silicato de sodio (Na_2SiO_3) y aluminatos (por ejemplo, NaAlO_2), respectivamente. Los análisis de espectrometría de masas con plasma Acoplado inductivamente (ICP) de las fases líquidas, después de las corridas con catalizadores de Cu/SiO_2 y CuO/SiO_2 en nuestras condiciones de reacción, revelan la disolución completa de sílice y alúmina en la mezcla de reacción. Sin embargo, sólo una cantidad insignificante de Cu (menos del 0,1 % en peso de Cu en el catalizador) se lixivia en la fase líquida. El problema de la disolución del soporte claramente no existe con el catalizador Cu_2O no soportado, que por lo tanto se utilizó para estudios posteriores.

1.6. Definición del proceso de producción

En una primera instancia se propone el proceso que se muestra en la Figura 1.19 para la obtención de ácido láctico a partir de glicerina.



Figura 1.19. Proceso preliminar para la obtención de ácido láctico.

El hidróxido de sodio se agrega al glicerol antes de la reacción hidrotermal y funciona como catalizador alcalino. El glicerol se convierte en lactato de sodio por reacción hidrotermal, a 230 °C y 35 bares. Reacción involucrada:



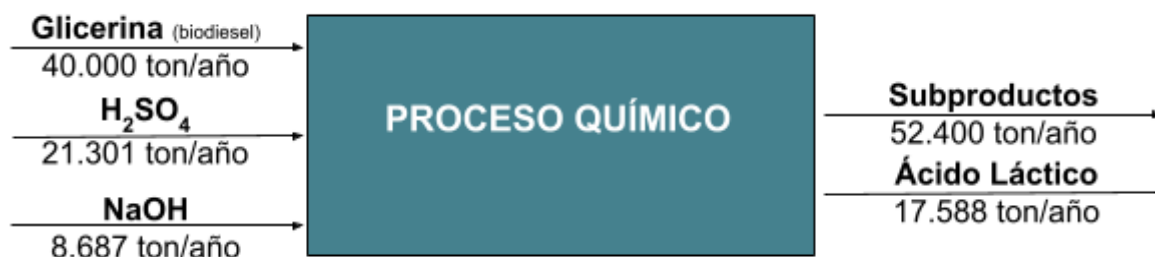
El lactato de sodio se acidifica con ácido sulfúrico.



El ácido láctico se purifica mediante una serie de equipos para llegar a la pureza deseada.

1.7. Premisas

- Se propone producir ácido láctico al 90% p/p a partir de glicerina cruda proveniente del proceso de producción de biodiesel.
- Con el fin de probar si el glicerol crudo de la producción de biodiésel podría utilizarse como sustituto del puro para sintetizar ácido láctico, se realizó una reacción utilizando el crudo al 85% (obtenido por transesterificación de aceites vegetales con metanol). La misma se llevó a cabo en las siguientes condiciones: concentración bruta de glicerol, 2,5 M; relación molar NaOH/glicerol, 1,1; tiempo de reacción, 90 min; temperatura, 280 °C. Se obtuvo un rendimiento de ácido láctico de 85,5%, igual al obtenido (84,5%) con glicerol puro dentro de un error experimental (Camilo A. Ramirez - Lopez, 2010, p. 1). Este resultado indica que el glicerol puro puede ser sustituido por glicerol crudo como materia prima.
- Se propone utilizar una reacción hidrotermal en medio básico. En cuanto al catalizador, a priori, se utilizará uno heterogéneo.
- Caudal de alimentación de glicerina cruda 40.000 ton/año con una composición del 50% glicerol y 50% agua. Considerando una reacción estequiométrica con NaOH, seguida de una neutralización con H₂SO₄, y un rendimiento del 89,9%, la producción de ácido láctico será de 17.588 ton/año.



- Ubicación de la planta productiva: Parque industrial “Sauce viejo” en Santa Fe.
- Precio de la glicerina cruda 350 USD/tonelada, precio de venta del ácido láctico 2.100 USD/tonelada.

Bibliografía

- Alves de Oliveira, R., Komesu, A., Vaz Rossell, C. E., & Maciel Filho, R. (2018, May 15). Challenges and opportunities in lactic acid bioprocess design—From economic to production aspects. *Biochemical Engineering Journal*. Elsevier B.V. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2018.03.003>.
- Bioeconomía. (2020). *Temor a desabastecimiento: disparan hasta 65% los precios de la glicerina*. Bioeconomia.info. Recuperado el 21 de marzo de 2024, de <https://www.bioeconomia.info/2020/04/06/temor-a-desabastecimiento-disparan-hasta-65-los-precios-de-la-glicerina/>.
- Campoizano Mendoza, I. R. (2022). Ácido poliláctico: una revisión de los métodos de producción y sus aplicaciones. *Publicaciones en Ciencias y Tecnología*, 16(1), 42–53.
- ChemAnalyst. (2023). *Lactic acid pricing data*. Recuperado el 21 de marzo de 2024, de <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/lactic-acid-1435>.
- Compte, J. M. (2022). *Biodiesel: grupo argentino entra a megaproyecto de glicerina en Europa*. El Cronista. Recuperado el 20 de marzo de 2024, de <https://www.cronista.com/negocios/biodiesel-grupo-argentino-entra-a-megaproyecto-de-glicerina-en-europa/>.
- Cremer Oleo. (s.f.). *Glicerina (C3H8O3)*. Recuperado el [22 de marzo de 2024], de <https://www.cremeroleo.de/es/productos/glicerina/c3h8o3.html#:~:text=Su%20densidad%20es%20de%201,bien%20en%20alcohol%20y%20agua>.
- El Cronista. (2022). *GBE incrementó en un 125% las ventas de glicerina refinada en 2021*. Recuperado el 20 de marzo de 2024, de <https://www.cronista.com/empresas-seccion/gbe-incremento-en-un-125-las-ventas-de-glicerina-refinada-en-2021/>.
- Elizondo Quirós, A. (2019). *Conversión de glicerol a ácido láctico mediante catálisis heterogénea en fase acuosa*. Universidad de Costa Rica.
- Fernandez, I.; Antunez, C. Manrique Aznar, M. (2017). *ARGENTINA: EXPORTACIÓN DE GLICERINA CRUDA. ACTUACIÓN DEL CONTADOR*. Universidad Nacional de Cuyo.
- Ganduglia, F. (2009). *Manual de biocombustibles. ARPEL ICA#6-2009*. 28.
- García, C., Arrázola Paternina, G. S., & Durango Villadiego, A. M. (2010). Producción de ácido láctico por vía biotecnológica. *Temas Agrarios*, 15(2), 9–26. <https://doi.org/10.21897/rta.v15i2.676>.
- Gündüz, M. H. S. (2005). *Lactic acid production by Lactobacillus casei nrri b-441 immobilized in chitosan stabilized ca-alginate beads/* Izmir Institute of Technology. <http://library.iyte.edu.tr/tezler/master/gidamuh/T000427.pdf>.
- Hasegawa, T., Nomura, N., Moriya, T., Nishikawa, H., Yamaguchi, S., & Kishida, H. (2014). Synthesis of racemic lactide using glycerol by-product from biodiesel fuel production process as feedstock. *Energy Procedia*, 56, 195–200. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.07.149>.

- Informes de Expertos. (2023). *Mercado de glicerina en América Latina*. Recuperado el 21 de marzo de 2024, de <https://www.informesdeexpertos.com/informes/mercado-de-glicerina-en-america-latina>.
- Instituto Nacional de Tecnología Industrial (INTI). (2022). *Aditivos alimentarios*. Recuperado el 22 de marzo de 2024, de <https://www.inti.gob.ar/assets/uploads/files/ag.0roalimentos/aditivos-alimentarios.pdf>.
- Kishida, H., Jin, F., Zhou, Z., Moriya, T., & Enomoto, H. (2005). Conversion of glycerin into lactic acid by alkaline hydrothermal reaction. *Chemical Letters*, 34(12), 1560-1561. <https://doi.org/10.1246/cl.2005.1560>.
- Komesu, A., Oliveira, J. A. R. d., Martins, L. H. d. S., Wolf Maciel, M. R., & Maciel Filho, R. (2017). Lactic Acid Production to Purification: A Review. *BioResources*, 12(2). <https://doi.org/10.15376/biores.12.2.komesu>.
- Observatory of Economic Complexity. (2023). *Lactic acid, its salts & esters*. OEC. Recuperado el 22 de marzo de 2024, de <https://oec.world/es/profile/hs/lactic-acid-its-salts-esters>
- Observatorio de Complejidad Económica. (2023). *Observatorio de Complejidad Económica*. Recuperado el 22 de marzo de 2024 de <https://oec.world/es>.
- Market Research Company - Mordor Intelligence™. (2023) *Tamaño del mercado de ácido láctico y análisis de acciones - Informe de investigación de la industria - Tendencias de crecimiento*. Recuperado el 22 de marzo de 2024 de <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/lactic-acid-market>.
- Market Research Reports & Consulting | Grand View Research, Inc (2023). *Lactic Acid Market Size, Share, Growth, Trends Report, 2030*. Recuperado el 21 de marzo de 2024 de <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/lactic-acid-and-poly-lactic-acid-market>.
- Ramírez-López, C. A., Ochoa-Gómez, J. R., Fernández-Santos, M., Gómez-Jiménez-Aberasturi, O., Alonso-Vicario, A., & Torrecilla-Soria, J. (2010). Synthesis of lactic acid by alkaline hydrothermal conversion of glycerol at high glycerol concentration. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 49(14), 6270–6278. <https://doi.org/10.1021/ie1001586>.
- Razali, N., & Abdullah, A. Z. (2017). Production of lactic acid from glycerol via chemical conversion using solid catalyst: A review. *Applied Catalysis A: General*, 542, 99-111. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2017.07.002>
- Statista (2023). *Lactic acid global market volume 2015-2030*. Recuperado el 21 de marzo de 2024 de <https://www.statista.com/statistics/1310495/lactic-acid-market-volume-worldwide/>.
- Paralelo32 | Periodismo Confiable. (2017) *Una moderna planta produce glicerina para exportar al mundo*. Recuperado el 21 de marzo de 2024 de <https://www.paralelo32.com.ar/una-moderna-planta-produce-glicerina-para-exportar-al-mundo>.
- Roy, D., Subramaniam, B., & Chaudhari, R. V. (2011). Cu-Based Catalysts Show Low Temperature Activity for Glycerol Conversion to Lactic Acid. *ACS Catalysis*, 1(5), 548–551. <https://doi.org/10.1021/cs200080j>

Markets and Markets. (2024). *Bioethanol market - Global forecast to 2026*. Recuperado el 21 de marzo de 2024, de <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/bioethanol-market-131222570.html>.

The market. (2022) Mercado global de glicerol por tipo (crudo y refinado), por fuente (biodiesel, alcoholes grasos, ácidos grasos y jabones), por uso final (alimentos y bebidas, nutracéutico farmacéutico, otros usos finales), por región y empresas: industria Perspectiva del segmento, evaluación del mercado, escenario de competencia, tendencias y pronóstico 2022-2032. Recuperado el 21 de marzo de 2024 de market.us/es/report/glycerol-market/.

Veritrade (2023). *Ácido láctico, sus sales y sus ésteres - Importaciones y exportaciones en Argentina*. Recuperado el 21 de marzo de 2024, de <https://www.veritrade.com/es/argentina/importaciones-y-exportaciones/acido-lactico-sus-sales-y-sus-esteres/291811>

Vuan, V. (2018). *Tendencias de producción de ácido láctico a partir de recursos renovables*. Universidad ORT Uruguay, 60



Capítulo II

Diagrama de flujo y balances globales

Trabajo final de Ingeniería
Química



2024

Resumen ejecutivo

El presente capítulo aborda el desarrollo del proceso de conversión hidrotermal de glicerol a ácido láctico, destacando las principales etapas involucradas y las condiciones operativas óptimas para maximizar la eficiencia y viabilidad del sistema.

El estudio plantea la utilización de glicerol como materia prima, con una capacidad de alimentación de 40.000 toneladas por año de una solución al 50% p/p. A partir de este insumo, se proyecta una producción nominal de 14.497 toneladas anuales de ácido láctico con una pureza del 94,3% p/p, estableciendo una capacidad de diseño de hasta 18.122 toneladas anuales para considerar posibles fluctuaciones operativas.

El proceso propuesto consta de múltiples etapas diseñadas para optimizar la conversión del glicerol y la recuperación del producto deseado. Estas etapas incluyen:

- Mezclado: Se lleva a cabo la preparación de la corriente de alimentación, ajustando la concentración de los reactivos y homogeneizando la mezcla.
- Reacción química hidrotermal en medio básico: Se emplea un reactor a alta temperatura (230 °C) y presión (35 bar), utilizando un catalizador heterogéneo de Cu(16)/HAP, el cual ha demostrado una alta selectividad (88%) y conversión (80%) en la transformación del glicerol en ácido láctico. Para que esta reacción se lleve a cabo, se utiliza una relación molar NaOH/glicerol 1,1:1.
- Separación flash: Se realiza una primera separación de fases para eliminar subproductos volátiles y mejorar la eficiencia de las etapas siguientes.
- Neutralización: Se ajusta el pH de la corriente principal mediante la adición de un agente neutralizante, permitiendo estabilizar los productos de reacción.
- Segunda separación flash: Se extrae el exceso de agua y se recuperan subproductos secundarios antes de la etapa de purificación.
- Destilación en dos etapas: Se realiza la purificación final del ácido láctico para alcanzar la concentración y calidad deseadas en el producto final.

El diseño del proceso ha sido fundamentado en un análisis exhaustivo de las condiciones óptimas de operación, teniendo en cuenta aspectos técnicos, económicos y de sostenibilidad. La elección del catalizador Cu(16)/HAP responde a su estabilidad, alta actividad y posibilidad de reutilización sin afectar significativamente su rendimiento. Además, la configuración propuesta permite minimizar pérdidas, optimizar el consumo energético y maximizar la recuperación del ácido láctico.

En conclusión, el presente capítulo establece las bases para la implementación de un proceso eficiente y escalable, con potencial industrial para la producción de ácido láctico a partir de glicerol, contribuyendo a la valorización de un subproducto de la industria biodiesel y promoviendo alternativas sustentables en la industria química.

2.1. Introducción

En este capítulo se buscará determinar la estructura general del proceso, definiendo la reacción química y sus etapas constitutivas, como así también las condiciones bajo las cuales se llevará a cabo la reacción. Se analizarán además los posibles catalizadores a utilizar seleccionando aquel que resulte más adecuado con el proceso de reacción. De esta manera se construirá el diagrama de flujo de la planta y se calcularán las composiciones y caudales de las corrientes principales de proceso, teniendo en cuenta un ingreso de 40.000 tn/año de glicerol como materia prima.

2.2. Conversión hidrotermal de glicerol a ácido láctico (catálisis homogénea)

Los estudios sobre la descomposición hidrotérmica de la glicerina en presencia de un álcali revelaron que es posible transformar la glicerina en ácido láctico con una eficiencia notablemente alta, alcanzando rendimientos cercanos al 90 % molar basados en la cantidad de glicerina empleada. Por tanto, se ha explorado la transformación hidrotermal alcalina del glicerol en ácido láctico, donde se somete al glicerol acuoso a altas temperaturas, como una alternativa viable al método de fermentación descrito en el primer capítulo. La ruta de conversión de glicerina a ácido láctico implica inicialmente la descomposición del reactivo inicial (en medio básico) en formaldehído, que luego converge a piruvaldehído a través de la tautomerización ceto enólica. Posteriormente, el piruvaldehído se transforma en ion lactato (mediante una reestructuración de Cannizzaro), el cual es usado finalmente para la formación del ácido láctico.

El proceso de conversión hidrotermal es ventajoso ya que como fue desarrollado en el capítulo 1, según los estudios de Camilo A. Ramirez-Lopez, puede utilizar directamente el glicerol del proceso de producción de biodiésel que contiene agua y álcali como materia prima sin necesidad de una etapa previa de purificación para las trazas de metanol remanentes.

2.2.1. Rutas de conversión hidrotermal alcalina e intermediarios

Según lo demostrado por Kishida, la transformación hidrotermal alcalina (utilizando NaOH) del glicerol en lactato de sodio ocurre mediante la reacción estequiométrica expresada en la Reacción 1.1.

Existen diversas rutas de reacción involucradas. En la Figura 2.1 se presenta la ruta de reacción 1 que es la vía deseada para la conversión hidrotermal alcalina de glicerol a lactato de sodio con NaOH.

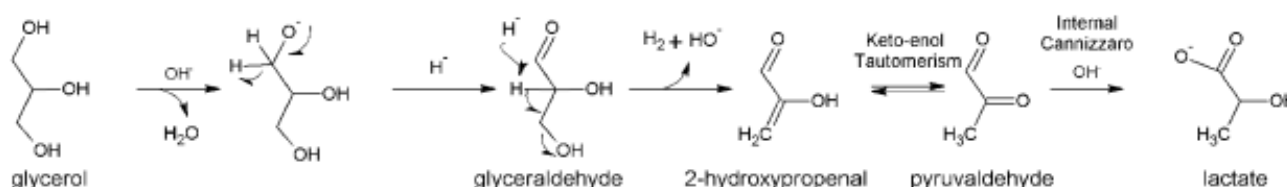


Figura 2.1. Ruta 1: conversión hidrotermal alcalina de glicerol a ácido láctico.

El glicerol reacciona con NaOH para dar gliceróxido de sodio, que evoluciona a gliceraldehído liberando un ion hidruro. Luego, un hidrógeno ataca en el átomo C2, produciendo 2-hidroxi-propanal e hidrógeno. Por tautomerismo ceto enólico, el 2-hidroxi-propanal se convierte en piruvaldehído, que en medio básico produce finalmente lactato de sodio a través de una reacción interna de Cannizzaro.

Para estudiar los posibles intermediarios y productos de reacción, los autores realizaron un cromatograma de HPLC de la mezcla de reacción a 280 °C, una relación molar de 1,33 de

NaOH/glicerol, una concentración de glicerol de 3 M y 90 minutos. Así, observaron que el lactato de sodio fue el principal producto de reacción, pero también detectaron ácido láctico, formiatos y acrilatos. El carbonato también fue detectado por titulación.

En concentraciones de glicerol de 10 a 100 veces más bajas que las utilizadas en dicho trabajo, Shen et al. detectaron ácido fórmico, ácido acrílico y ácido acético, contiguamente Kishida et al. señalaron presencia de piruvaldehído y ácido pirúvico además de esos ácidos. Es certero señalar que ninguno de estos 2 equipos de investigación han informado ni ácido oxálico ni carbonato. Kishida considera que el gliceraldehído, el 2-hidroxiopropenal y el piruvaldehído son intermediarios en la conversión alcalina hidrotermal de glicerol a lactato.

Con el propósito de esclarecer los productos obtenidos mediante la transformación de estos compuestos químicos, se llevaron a cabo diversas reacciones partiendo de glicerol, ácido láctico, gliceraldehído y piruvaldehído. Los resultados experimentales y las condiciones se detallan en la Tabla 1.1. Se observa que el ácido láctico muestra una alta estabilidad en las condiciones de reacción, con ácido fórmico y carbonato como los principales productos resultantes. En contraste, para los otros tres compuestos químicos, el ácido láctico es el principal producto obtenido, con ácido fórmico y carbonato como subproductos predominantes, especialmente en el caso de la conversión de piruvaldehído.

Al basarse en todos estos descubrimientos, se pueden identificar diversas rutas para la conversión alcalina hidrotermal de glicerol, ácido láctico e intermediarios de reacción.

2.2.2. Reacciones intermedias o secundarias

La ruta 2 (Figura 2.2), implica la escisión oxidativa del lactato en condiciones alcalinas, lo que conduce principalmente a la formación de carbonato y formiato. Este proceso pasa por varios intermediarios, incluyendo acetaldehído y acetato.

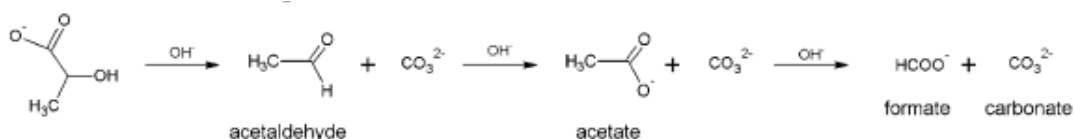


Figura 2.2. Ruta 2: escisión oxidativa del lactato en condiciones alcalinas.

La ruta 3 (Figura 2.3), establece la deshidratación del lactato para formar acrilato, seguida de la escisión oxidativa del acrilato que conduce al carbonato. Este proceso también involucra acetato y formiato como intermediarios.

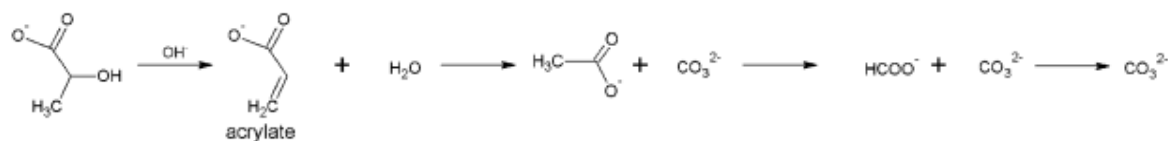


Figura 2.3. Ruta 3: deshidratación del lactato a acrilato y la escisión oxidativa del acrilato a carbonato.

La ruta 4 (Figura 2.4), desarrolla la escisión oxidativa del gliceraldehído en condiciones alcalinas, lo que resulta en la formación de glicolato, oxalato y formiato, como intermediarios, que luego derivan en carbonato como producto final de reacción.

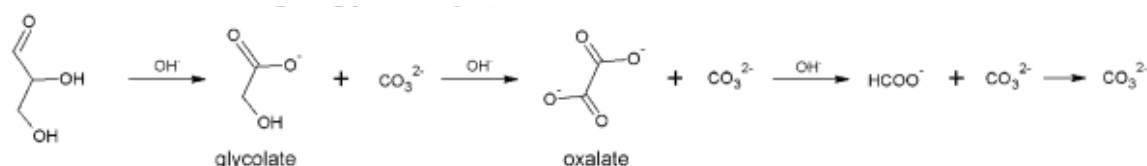


Figura 2.4. Ruta 4: escisión oxidativa del gliceraldehído en condiciones alcalinas.

La ruta 5 (Figura 2.5), consiste en una vía oxidativa adicional del gliceraldehído seguida por una deshidratación en condiciones alcalinas, que implica la formación de glicerato, tartronato y oxalato como intermediarios para finalmente producir formiato y carbonato. Sin embargo, esta ruta puede no ser muy activa debido a que requiere oxígeno en una cantidad estequiométrica, como se ha demostrado por Carrettin.

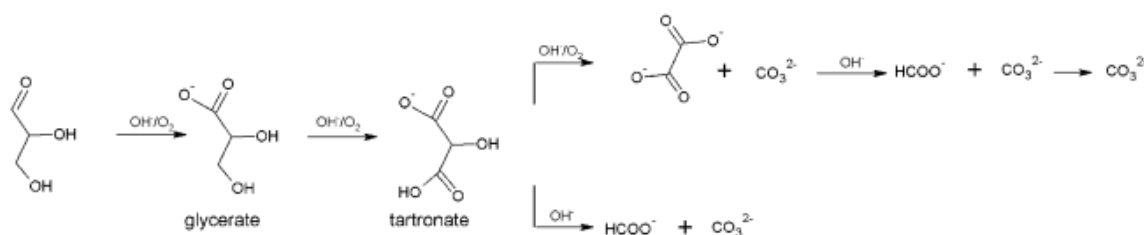


Figura 2.5. Ruta 5: oxidación y deshidratación del gliceraldehído en condiciones alcalinas

La ruta 6 (Figura 2.6), es la escisión oxidativa del piruvaldehído en condiciones alcalinas, dando como resultado formiato y carbonato con altos rendimientos.

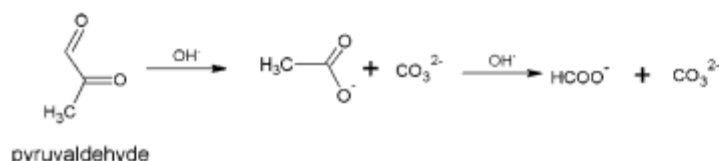


Figura 2.6. Ruta 6: escisión oxidativa de piruvaldehído en condiciones alcalinas.

Los resultados presentados en la Tabla 1.1 muestran que la ruta 4 no resulta importante bajo las condiciones experimentales utilizadas. Si las rutas 4 y 5 no proceden significativamente bajo las condiciones experimentales utilizadas y el ácido láctico se produce solo en un rendimiento del 43,5% a partir de gliceraldehído, entonces debe existir otra ruta de conversión para el gliceraldehído para dar cuenta del 56,5% restante de conversión. Sin embargo, no se observó un pico significativo por HPLC bajo las condiciones analíticas utilizadas. Una posible explicación podría estar relacionada con el hecho de que en soluciones alcalinas, el gliceraldehído isomeriza reversiblemente a dihidroxiacetona. Ambos compuestos están en equilibrio. En consecuencia, la fracción que existe como gliceraldehído evoluciona hacia ácido láctico, mientras que la que existe como dihidroxiacetona no lo hace. Se ha informado que bajo condiciones alcalinas, la conversión hidrotermal de dihidroxiacetona transcurre sobre aductos de C6 como intermediarios primarios. Por lo tanto, es posible que bajo nuestras condiciones experimentales, la conversión hidrotermal de dihidroxiacetona se detenga en este nivel. Se necesita más investigación para confirmar esta suposición.

Dado que bajo las condiciones de reacción dadas en la Tabla 1.1, el único subproducto obtenido con rendimientos significativos independientemente de la materia prima son el formiato y el carbonato, y teniendo también en cuenta que ambos solo se forman en altos rendimientos cuando el piruvaldehído es la materia prima, se infiere que este último químico es el intermediario clave en la síntesis de ácido láctico a partir de glicerol en condiciones alcalinas. Dependiendo de las condiciones de reacción, el piruvaldehído puede evolucionar hacia lactato, la reacción

deseada, o hacia formiato y carbonato, los subproductos no deseados. Los resultados en la Tabla 1.1 también muestran que a partir de glicerol se obtiene un rendimiento de ácido láctico cercano al 90%, mientras que se obtiene un rendimiento mucho más bajo del 65,5% a partir de piruvaldehído debido a la escisión oxidativa de piruvaldehído a formiato y carbonato. Por lo tanto, es evidente que bajo las condiciones de reacción dadas en la Tabla 1.1, el piruvaldehído se convierte casi exclusivamente en lactato cuando el glicerol es la materia prima, mientras que la conversión a formiato y carbonato es una ruta competitiva importante cuando el piruvaldehído es la materia prima, probablemente porque una vez que ha comenzado a formarse a partir de glicerol, la concentración restante de NaOH es menor que cuando el piruvaldehído es la materia prima porque el NaOH se está empleando en transformar el glicerol no reaccionado en ion gliceróxido.

2.2.3. Factores que afectan la reacción hidrotermal alcalina de glicerol

2.2.3.1. Temperatura

Ramirez-Lopez investigó la influencia de la temperatura de reacción en un rango de 250 °C a 290 °C en las conversiones de glicerol, los rendimientos de ácido láctico, así como las relaciones molares de ácido fórmico/ácido láctico y carbonato/ácido láctico después de 90 minutos, utilizando una concentración de glicerol de 3 M y una relación molar de 1,33 NaOH/glicerol. Los resultados se presentan en la Figura 2.7.

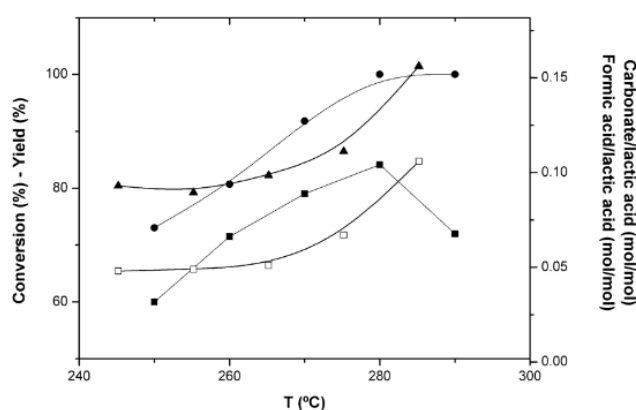


Figura 2.7. Influencia de la temperatura. Relación molar NaOH/glicerol, 1,33; concentración de glicerol, 3 M; tiempo de reacción, 90 min. [Referencias: ● Conversión de glicerol; ■ Rendimiento de ácido láctico; □ relación molar ácido fórmico/ácido láctico; ▲ Relación molar carbonato/ácido láctico.] Fuente: Rodríguez-Lopez et al. 2010.

El rendimiento del ácido láctico alcanza su punto máximo cerca del 85% a 280 °C, temperatura en la cual la conversión de glicerol llega al 100%. Sin embargo, por encima de dicha temperatura, el rendimiento del ácido láctico disminuye rápidamente. En contraste, los rendimientos de ácido fórmico y carbonato, expresados en proporciones molares con respecto al ácido láctico, son inicialmente muy bajos y prácticamente constantes hasta los 260-270 °C, pero aumentan drásticamente por encima de los 270 °C.

Se puede concluir que por encima de los 280 °C se activan las vías de conversión del ácido láctico y el piruvaldehído en formiato y carbonato. Por ejemplo, la escisión oxidativa del ácido láctico en ácido fórmico y dióxido de carbono (carbonato), así como la deshidratación hacia el ácido acrílico, son favorecidas por encima de los 265 °C en medio alcalino debido a la presencia del grupo α -hidroxilo. Los rendimientos más bajos por debajo de los 280 °C se deben a una conversión incompleta del glicerol.

2.2.3.2. Relación molar NaOH/glicerol y concentración de glicerol

Otro análisis realizado por Ramirez-Lopez fue la influencia de la relación molar NaOH/glicerol en las conversiones de glicerol, los rendimientos de ácido láctico, y en las relaciones molares de ácido fórmico/ácido láctico y carbonato/ácido láctico. Estos parámetros fueron evaluados tomando una relación molar entre 1,1 a 1,75 (NaOH/glicerol), utilizando glicerol 2,5 y 3,5 M, donde las condiciones de operación fueron a 280 °C durante 90 minutos. Los resultados obtenidos se presentan en la Figura 2.8.

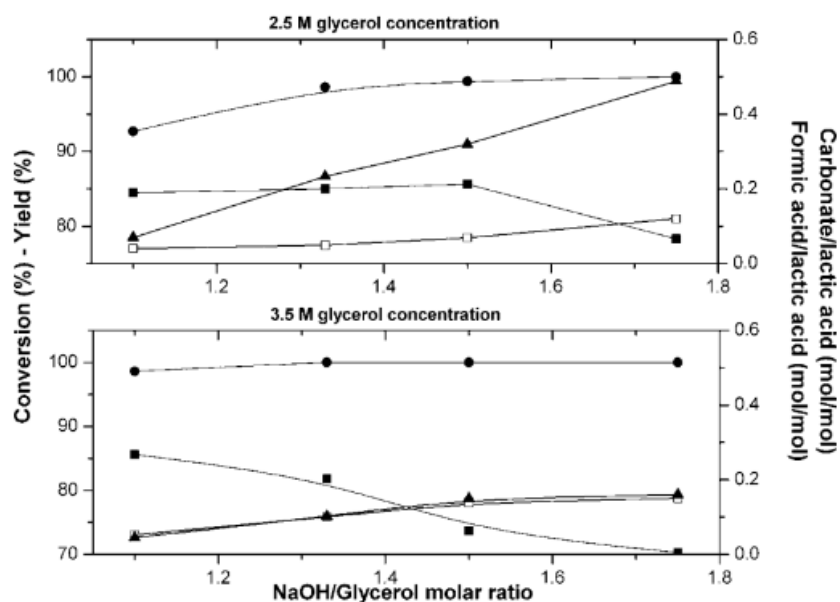


Figura 2.8. Influencia de la concentración de glicerol y de la relación molar NaOH/glicerol a 280 °C. Tiempo de reacción: 90 min. [Referencias: ● Conversión de glicerol; ■ Rendimiento de ácido láctico; □ Relación molar ácido fórmico/ácido láctico; ▲ Relación molar carbonato/ácido láctico.]

Fuente: Rodríguez-Lopez et al. 2010.

En primer lugar, las conversiones aumentan con la concentración de glicerol para relaciones molares inferiores a 1,3 lo que indica que la velocidad de reacción también aumenta con esta variable. Sin embargo, la conversión es independiente de la concentración de glicerol e igual a 100 por encima de una relación molar de 1,3. Esto significa que la velocidad de reacción depende tanto de las concentraciones de glicerol como de NaOH.

A una relación molar de 1,1 se obtiene el mismo rendimiento de ácido láctico (85%) a las dos concentraciones estudiadas. Sin embargo, por encima de esta relación molar, el rendimiento de ácido láctico disminuye, principalmente a mayor concentración de glicerol. Por lo contrario, las relaciones molares de ácido fórmico/ácido láctico y carbonato/ácido láctico muestran una tendencia inversa, lo que indica una mayor prevalencia de las vías de degradación del ácido láctico o de los intermedios a las altas relaciones molares NaOH/glicerol. Los autores atribuyeron estos resultados a la alta cantidad de NaOH en exceso, que activa las rutas de conversión de piruvaldehído y lactato en carbonato y formiato. Asimismo, un aumento en la concentración de glicerol tiene una influencia negativa en los rendimientos de ácido láctico que disminuyen entre 5 y 7 puntos dependiendo de la relación molar NaOH/glicerol. Probablemente se debe a que un aumento en la concentración de glicerol implica un incremento en las concentraciones de intermedios y ácido láctico, provocando a su vez un aumento en las velocidades de reacción de sus rutas de conversión a ácido fórmico y carbonato (Ver Figuras 2.2, 2.3, 2.4, 2.5 y 2.6 para más detalle de cada ruta secundaria).

Además, como se muestra en la Tabla 2.1, la concentración de glicerol tiene una influencia importante en el rendimiento de ácidos orgánicos distintos del ácido láctico. La cantidad total de

ácido oxálico y ácido fórmico con respecto al ácido láctico disminuye en un 62,5% cuando la concentración de glicerol disminuye de 3,5 a 2,5 M. Este es un aspecto relevante desde el punto de vista de la pureza final del ácido láctico. Después de la acidificación de la mezcla de reacción, el carbonato se convierte en CO_2 , que sale de la solución como gas. Sin embargo, las sales de ácidos orgánicos obtenidas como subproducto se transforman en ácidos libres, que permanecen en la solución final de ácido láctico. Entonces, el importante papel que desempeña la concentración de glicerol tanto en el rendimiento del ácido láctico como en la generación de subproductos se puede utilizar, por un lado, para lograr un equilibrio entre una alta concentración de glicerol, necesaria para un proceso industrialmente viable, y una baja formación de subproductos, necesaria para algunas aplicaciones, y, por otro lado, para simplificar las operaciones de separación y purificación del ácido láctico al disminuir la generación de subproductos.

Tabla 2.1. Proporciones molares de ácido fórmico/ácido láctico y ácido oxálico/ácido láctico en función de la concentración inicial de glicerol.^a (Rodríguez-Lopez et al. 2010).

[glycerol] (M)	oxalic acid/ lactic acid (mol/mol)	formic acid/ lactic acid (mol/mol)	total amount (mol/mol)
2	2.0×10^{-3}	19.7×10^{-3}	21.7×10^{-3}
2.25	1.8×10^{-3}	33.4×10^{-3}	35.2×10^{-3}
2.5	3.2×10^{-3}	41.7×10^{-3}	44.9×10^{-3}
3.5	4.4×10^{-3}	53.5×10^{-3}	57.9×10^{-3}

^a Experimental conditions: 280 °C, 90 min reaction time, and 1.1 NaOH/glycerol molar ratio.

Por otro lado, cabe mencionar que al comparar los resultados (rendimientos de ácido láctico y naturaleza de subproductos) a altas concentraciones de glicerol con los reportados por Kishida et al. y Shen et al. a baja concentración de glicerol (0,33 M), se concluye que la concentración de glicerol no influye en las vías de reacción, al menos entre 0,3 y 3,5 M. En ambos casos, el principal producto obtenido es, ampliamente, el ácido láctico, siendo el carbonato y el formiato los principales subproductos. También se obtienen cantidades muy pequeñas de otros compuestos orgánicos como el ácido oxálico y el ácido acrílico. Aun así, el rendimiento máximo obtenido a altas concentraciones (84,5%) es 5,5 puntos inferior al de baja concentración (0,33 M, 90%). Por lo tanto, se puede inferir que es conveniente utilizar concentraciones bajas de glicerol para obtener mayor rendimiento de ácido láctico.

Por lo tanto, considerando la evidencia experimental y las ventajas en el rendimiento del proceso, se mantiene la decisión de operar a bajas concentraciones de glicerol. Sin embargo, este enfoque conlleva un incremento en el caudal de recirculación de agua, lo que requiere una optimización del sistema para garantizar su eficiencia operativa. A pesar de este mayor caudal, las etapas de separación y purificación se han diseñado para manejar esta condición sin comprometer la viabilidad del proceso, asegurando un balance adecuado entre conversión, selectividad y operatividad industrial.

2.2.3.3. Tiempo de reacción

Ramírez-Lopez estudió la influencia del tiempo de reacción a tres concentraciones de glicerol (2, 2,5 y 3,5 M) en los parámetros analizados previamente, a una relación molar de 1,1 NaOH/glicerol y 280 °C. Estos resultados se representan en la Figura 2.9.

El rendimiento de ácido láctico muestra un pico para cada concentración estudiada. Los rendimientos máximos, todos cercanos al 85 %, no dependen de la concentración, pero sí del tiempo de reacción necesario para alcanzarlo. Dicho tiempo disminuye con la concentración: 120, 90 y 60 min a 2, 2,5 y 3,5 M, respectivamente, lo que implica que la velocidad de reacción

depende de la concentración inicial de glicerol. Otro detalle a destacar es que, tiempos menores al correspondiente al máximo, se obtienen rendimientos más bajos, lo que puede deberse a una conversión incompleta del glicerol. Mientras que, a tiempos mayores, se ve una disminución en los rendimientos debido a la formación de subproductos y consumo del ácido láctico (Figuras 2.2 y 2.3).

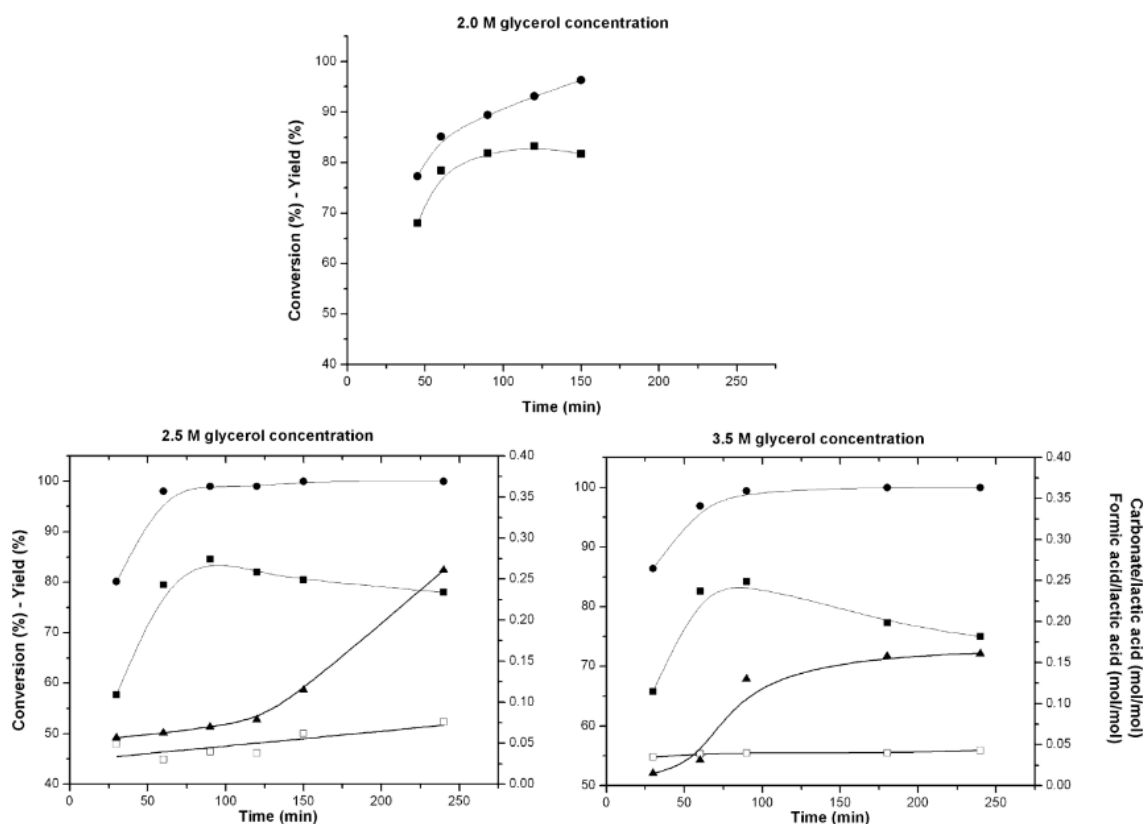


Figura 2.9. Influencia del tiempo de reacción para una relación molar de 1,1 NaOH/glicerol a 280 °C a tres concentraciones de glicerol. [Referencias: ● Conversión de glicerol; ■ Rendimiento de ácido láctico; □ Relación molar ácido fórmico/ácido láctico; ▲ Relación molar carbonato/ácido láctico.] Fuente: Ramirez-Lopez et al. 2010.

2.2.3.4. Productos gaseosos

Los principales productos gaseosos involucrados son H_2 y vapor de agua. El primero se obtiene de acuerdo a la Reacción 1.1, donde por cada mol de ácido láctico se produce un mol de hidrógeno gaseoso. Aunque también podrían obtenerse CO_2 , CO y CH_4 . En los análisis realizados obtuvieron 62,2% v/v de H_2 y 37,8% v/v de agua en fase gaseosa en la reacción a una concentración de glicerol de 2,5 M y 85 % v/v de H_2 y 15% v/v de agua en la reacción a una concentración de glicerol de 3,5 M.

2.2.3.5. Corrosión del reactor y sus efectos.

Un desafío significativo para la aplicación industrial del proceso es la corrosión del reactor. Se ha observado que el acero inoxidable sufre corrosión a altas temperaturas en un entorno alcalino, similar al utilizado en este análisis. Por lo tanto, es necesario abordar dos consideraciones principales: en primer lugar, la velocidad de corrosión que afecta la durabilidad del reactor, y en segundo lugar, el impacto en el rendimiento de la reacción debido a la presencia de materiales del reactor (como Ni, Fe, Cr) que se introducen en el medio de reacción como resultado de la corrosión del reactor.

Ramirez-Lopez determinó el grado de corrosión del reactor, observando la existencia de partículas metálicas en la solución. La solución planteada por estos autores fue revestir las paredes internas del reactor con teflón para evitar este problema.

Mientras que, Shen et al. investigaron la influencia de la corrosión en el rendimiento del producto, cuyos resultados mostraron que los materiales del reactor no tuvieron un efecto significativo en la conversión hidrotermal de glicerol en ácido láctico.

2.2.3.6. Tentativa de uso de glicerol crudo como materia prima

Concluyendo con el segmento desarrollado por Ramirez-Lopez, se considera oportuno analizar si el glicerol crudo de la producción de biodiésel podría utilizarse como sustituto del glicerol puro para sintetizar ácido láctico. Con tal fin llevaron a cabo una prueba experimental, por la cual se consiguió comparar el rendimiento de ácido láctico para cada caso infiriendo así, que no existía diferencia significativa entre estos.

2.3. Análisis y selección del catalizador

Anteriormente, Kishida describió la ruta de reacción del glicerol al ácido láctico (Figura 2.1), indicando que la deshidrogenación del glicerol a gliceraldehído es un paso crucial en este proceso. Ramírez-López y colaboradores demostraron que para lograr esta conversión, se requieren altas temperaturas (> 550 K) durante el proceso hidrotermal, utilizando el ion gliceróxido como intermediario. Sin embargo, a esta temperatura, la descomposición del piruvaldehído y del ácido láctico es significativa, lo que reduce la selectividad hacia el ácido láctico. Distintos autores investigaron el empleo de un catalizador de deshidrogenación adecuado en presencia de una base para facilitar la conversión del glicerol en gliceraldehído a temperaturas más bajas.

2.3.1. Catalizadores alcalinos hidróxidos de metales alcalinos, metales alcalinotérreos y aluminio

Shen et al. realizaron el tratamiento hidrotermal de la glicerina a 300 °C utilizando ocho catalizadores alcalinos, que incluían hidróxidos de metales alcalinos, metales alcalinotérreos y aluminio. Todos los catalizadores alcalinos, exceptuando al $\text{Al}(\text{OH})_3$, facilitaron la producción de ácido láctico o sales de lactato a partir de la glicerina.

El impacto evaluado de los catalizadores alcalinos en la conversión hidrotermal de la glicerina se muestra en la Figura 2.10, donde se representa el rendimiento de ácido láctico y la conversión de glicerina en función de la concentración inicial de ion hidróxido para los diferentes catalizadores utilizados.

Examinando la Figura 2.10, se puede denotar que los hidróxidos alcalinos-metálicos demostraron ser más eficaces que los hidróxidos alcalinotérreos-metálicos en la catálisis de reacciones hidrotermales. En lo que respecta a la conversión hidrotermal de glicerina en ácido láctico, la eficacia catalítica siguió la secuencia de $\text{KOH} > \text{NaOH} > \text{LiOH}$ para los hidróxidos metálicos alcalinos, y $\text{Ba}(\text{OH})_2 > \text{Sr}(\text{OH})_2 > \text{Ca}(\text{OH})_2 > \text{Mg}(\text{OH})_2$ para los hidróxidos alcalinotérreos.

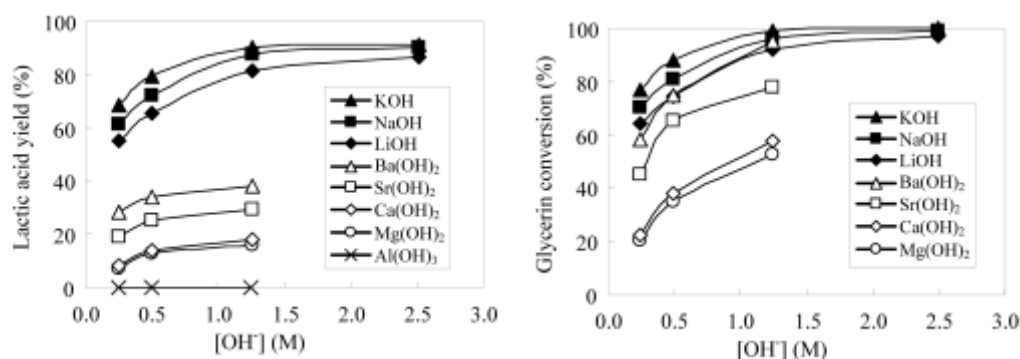


Figura 2.10. Efecto de los catalizadores alcalinos en la producción de ácido láctico a partir de glicerina (temperatura 300 °C; tiempo de reacción 90 min). Fuente: Shen et al. 2009.

Por otro lado, con KOH o NaOH como catalizadores, obtuvieron elevados rendimientos de ácido láctico del 90 % en la conversión hidrotermal de glicerina a 300 °C. Aún así, a una menor concentración de KOH y con un tiempo de reacción más corto, se obtuvo el mismo rendimiento de ácido láctico que con NaOH. Por lo tanto, se puede decir que su poder catalítico es mayor que el de NaOH.

Basado en lo anteriormente expuesto, se puede concluir que la transformación hidrotermal de la glicerina no solo está influenciada por la concentración de iones hidróxido, sino también por la presencia de iones metálicos en los catalizadores.

2.3.2. Catalizadores de cobre soportados en Al_2O_3 , ZnO y MgO

Moreira et al. investigaron la producción de ácido láctico a partir de glicerol en condiciones alcalinas, utilizando catalizadores de cobre soportados en Al_2O_3 , ZnO y MgO. La reacción se llevó a cabo a 240 °C, 35 atm y una relación molar de NaOH/glicerol de 0,5, 0,75 y 1. Varios estudios en la literatura han indicado que la utilización de estos sustratos catalíticos podría representar una opción prometedora en la conversión del glicerol en ácido láctico.

Inicialmente, examinaron el efecto del cobre (Cu) y el hidróxido de sodio (NaOH) de forma independiente en la producción de ácido láctico a partir de glicerol, mediante la realización de dos experimentos preliminares. En primer lugar, llevaron a cabo una prueba de control sin catalizador, utilizando una relación molar de NaOH/glicerol igual a 1. Tras analizar los resultados de esta prueba, se observó poca formación de productos y subproductos, como así también baja conversión de glicerol. En otro experimento, se emplearon las mismas condiciones mencionadas previamente, pero sin la adición de NaOH y utilizando el catalizador Cu/ZnO. En este caso, no se detectó la producción de ácido láctico, aunque se obtuvo un rendimiento promedio del 8% para el 1,2-propanodiol y una conversión promedio de glicerol del 12%. Por ende, tanto el cobre como el medio alcalino resultan necesarios para la conversión efectiva del glicerol en ácido láctico (Moreira et al., 2016, p.7).

Luego de estas experiencias preliminares, Moreira et al. llevaron a cabo la reacción en presencia de la base y distintos catalizadores. En la Figura 2.11 se pueden observar los resultados obtenidos con respecto a la selectividad y formación de ácido láctico, para los 3 catalizadores propuestos, bajo diferentes relaciones molares de reactivos.

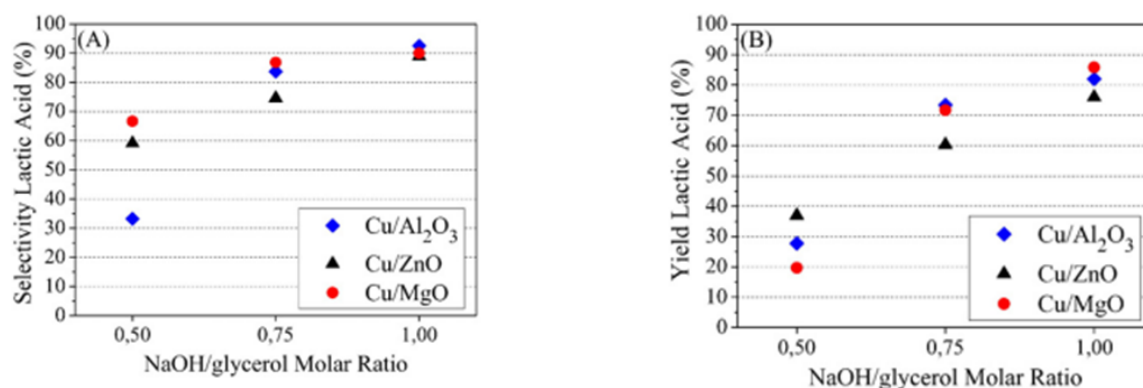


Figura 2.11(A) y (B). Promedio de selectividad al ácido láctico (A) y rendimiento (B) en diferentes relaciones molares de NaOH/glicerol obtenidas en un periodo de 3 a 6 hs de reacción a 240 °C y 35 atm. Fuente: Moreira et al. 2015.

Los catalizadores Cu/ZnO y Cu/MgO exhibieron aumentos graduales en la conversión de glicerol al aumentar la relación molar de NaOH/glicerol. Este fenómeno también se observó con el catalizador Cu/Al₂O₃, aunque en menor medida, con conversiones en el rango del 83 al 88 %, lo que podría estar relacionado con su alta área superficial de metal de cobre. A partir de un análisis general, se concluye que con relaciones molares de NaOH/glicerol superiores a 0,75, resulta factible lograr conversiones de glicerol superiores al 80% para todos los catalizadores. Esto se debe a que la presencia de NaOH puede mejorar la selectividad y el rendimiento de una reacción como catalizador y regulador de pH. El ácido láctico se produce mediante la conversión de compuestos precursores, que pueden ser ácidos o bases débiles. El NaOH, al ser una base fuerte, puede ayudar a ajustar y mantener el pH de la solución en un rango óptimo para la reacción de producción de ácido láctico. Esto puede favorecer la formación del producto deseado y evitar la formación de subproductos no deseados.

En la Figura 2.11 (A) se puede observar que, con todos catalizadores, al incrementar la relación molar NaOH/glicerol se favorece la selectividad hacia el ácido láctico. Además, los tres tipos de catalizadores, exhibieron valores similares de selectividad promedio de ácido láctico en las reacciones con relación molar de NaOH/glicerol igual a 1. Esta semejanza se puede asociar con la compensación entre la basicidad y el área superficial de metal de cobre de los catalizadores. Estos parámetros de los catalizadores juegan roles importantes en las reacciones catalíticas y pueden influir en la selectividad y el rendimiento de los productos. En el caso de la basicidad de los catalizadores puede influir en su capacidad para activar ciertos tipos de enlaces químicos y promover reacciones específicas. En el caso del catalizador Cu/MgO con una alta basicidad, esto puede favorecer la adsorción y activación de ciertos sustratos relevantes para la producción de ácido láctico, potencialmente mejorando la selectividad hacia este producto. Mientras que, el catalizador Cu/Al₂O₃, con una menor basicidad, resulta ser menos activo en la activación de sustratos específicos, influyendo así en la selectividad de la reacción.

En cuanto al área superficial del metal de cobre, esta puede influir en la cantidad de sitios activos disponibles para la adsorción y reacción de los sustratos. Un mayor área superficial puede proporcionar más sitios activos para la reacción, lo que potencialmente puede aumentar la actividad catalítica. El catalizador Cu/Al₂O₃, a pesar de tener una menor basicidad, puede tener una mayor área superficial de metal de cobre, lo que podría compensar su menor capacidad para activar sustratos específicos. Por otro lado, el catalizador Cu/MgO, con mayor basicidad, puede tener un área superficial de metal de cobre más baja, lo que podría limitar la cantidad de sitios activos disponibles para la reacción.

En resumen, tanto la basicidad como el área superficial del metal de cobre son factores importantes que pueden influir en la actividad catalítica y la selectividad de los catalizadores. La

combinación de estos factores en los catalizadores $\text{Cu}/\text{Al}_2\text{O}_3$ y Cu/MgO puede tener efectos diferentes en la producción de ácido láctico, y la elección del catalizador adecuado dependerá de las condiciones específicas de la reacción y los objetivos de la síntesis.

Por otro lado, se analizó el rendimiento del ácido láctico en función de la relación molar $\text{NaOH}/\text{glicerol}$, apreciando así el efecto producido. Como se ilustra en la Figura 2.11 (B), todos los catalizadores mostraron un comportamiento semejante. En el caso del catalizador Cu/MgO , ha de sobresalir su aumento del rendimiento (19,7% a 85,8%) con el aumento de concentración de NaOH . Este aumento del rendimiento podría estar asociado con el aumento de la selectividad del ácido láctico. Además, se observa que el aumento de la concentración de NaOH inhibe las reacciones secundarias (Moreira et al., 2016, p.7).

2.3.3. Catalizadores de Cu_2O y Cu soportados en SiO_2 y Al_2O_3

Roy et al, estudiaron la producción de ácido láctico utilizando catalizadores Cu/SiO_2 , Cu_2O y $\text{CuO}/\text{Al}_2\text{O}_3$, para evaluar su potencial catalítico frente a una deshidrogenación alcalina a temperaturas bajas. Las pruebas catalíticas se llevaron a cabo con una relación molar de $\text{NaOH}/\text{glicerol}$ de 1.1, 3.5 mmol de cobre como catalizador, 14 bar de presión y temperatura de 240 °C. Los resultados mostraron que los catalizadores $\text{CuO}/\text{Al}_2\text{O}_3$ y Cu_2O presentaron altas conversiones de glicerol (~95%) mientras que el catalizador Cu/SiO_2 mostró una conversión del 75%. De estas reacciones se obtuvieron una gran cantidad de subproductos, tales como: gliceraldehído, piruvaldehído, etilenglicol, 1,2-propanodiol, ácido acético, ácido fórmico, metanol y etanol. Aun así, estos soportes presentan la desventaja de formar silicatos y aluminatos en condiciones alcalinas y de altas temperaturas, por lo que no son viables para el sistema de reacciones planteado en el presente trabajo.

2.3.4. Catalizadores soportados en MgO , ZrO_2 e Hidroxiapatita

Yin et al. investigaron el uso de catalizadores de cobre metálico soportados en óxido de magnesio (MgO), dióxido de circonio (ZrO_2) e hidroxiapatita (HAP) para facilitar la conversión hidrotermal de glicerol a ácido láctico en una solución acuosa de NaOH . Se eligieron MgO y hidroxiapatita, que presentan alta basicidad, como soportes debido a su capacidad para proporcionar condiciones básicas para la conversión hidrotermal. Los experimentos se llevaron a cabo con una relación molar de $\text{NaOH}/\text{glicerol}$ de 1,1:1 a 230°C.

En el caso de los catalizadores Cu/MgO se vió que las conversiones de glicerol aumentaron significativamente al aumentar el tiempo de reacción y la carga de catalizador sobre el soporte. Sin embargo, el soporte con mayor cantidad de cobre ($\text{Cu}(16)$) presentó una importante disminución de la selectividad del ácido láctico con el paso del tiempo, mientras que los soportes con menor carga ($\text{Cu}(4)$ y $\text{Cu}(8)$) mantuvieron su selectividad constante.

Por otro lado, al utilizar soportes de circonio, se observó que las conversiones de glicerol aumentaron al prolongar el tiempo de reacción y elevar la carga del catalizador. De igual manera, las selectividades de ácido láctico aumentaron con el tiempo, en aproximadamente un 10%, mientras que las selectividades de los subproductos no superaron el 1%. Los catalizadores Cu/ZrO_2 tienen áreas de superficie específicas pequeñas, lo que puede ser una razón de sus actividades catalíticas relativamente más bajas. De todas formas, las conversiones en este caso fueron significativamente menores (56%) a las obtenidas en los catalizadores de Cu/MgO (88 %).

Al emplear los catalizadores $\text{Cu}(4)/\text{HAP}$, $\text{Cu}(8)/\text{HAP}$ y $\text{Cu}(16)/\text{HAP}$, las conversiones de glicerol aumentaron del 37% al 61%, del 46% al 69%, y del 91% al 99%, respectivamente, al extender el tiempo de reacción de 2 a 8 horas. No obstante, con el catalizador $\text{Cu}(16)/\text{HAP}$, las selectividades hacia el ácido láctico decrecieron del 90% al 87%. Las selectividades hacia el ácido oxálico, ácido

fórmico, ácido acético y 1,2-propanodiol no superaron el 2%. Estos resultados se detallan en la Tabla 2.2, para distintas concentraciones de glicerol y una relación molar 1,1:1 de NaOH/glicerol.

Los hallazgos indicaron que las composiciones de los catalizadores de cobre soportados incidieron de manera notable en sus actividades catalíticas en la conversión hidrotérmica de glicerol a ácido láctico. Una mayor proporción de cobre resultó beneficiosa para la reacción. Específicamente, los catalizadores Cu(16)/MgO y Cu(16)/HAP, caracterizados por su elevada alcalinidad, demostraron ser efectivos en la promoción de la conversión hidrotérmica de glicerol a ácido láctico (Yin et al., 2016, p. 336-338).

Tabla 2.2. Efecto de la concentración de glicerol, carga de catalizador y temperatura de la reacción sobre la conversión hidrotermal de glicerol. Fuente: Yin et al. 2016.

Catalysts	Glycerol concentrations (mol L ⁻¹)	Catalyst loadings (g)	Reaction temperatures (°C)	Glycerol conversions (%)	Selectivities (%)					Carbon balances ^a (%)	TOF ^c (h ⁻¹)
					Lactic acid	Oxalic acid	Formic acid	Acetic acid	1,2-Propanediol		
Cu(16)/HAP	1	0.46	230	91	90	Trace	1	1	1	93	61.7
	1.5	0.46	230	86	90	Trace	1	1	1	93	87.5
	2	0.46	230	80	88	1	2	1	Trace	92	109.5
	1	0.23	230	85	84	Trace	1	1	1	87	116.3
	1	0.69	230	94	88	Trace	2	1	Trace	91	42.6
	1	0.92	230	97	86	1	2	2	Trace	91	32.9
	1	0.46	200	33	93	Trace	1	1	1	96	22.4
	1	0.46	210	64	92	Trace	1	1	1	95	43.9
	1	0.46	220	72	91	Trace	1	1	1	94	49.2
	1	0.46	230	97	86	1	2	2	Trace	91	32.9

2.3.4.1. Efecto de la carga de catalizador

Al aumentar las cargas de los catalizadores Cu(16)/HAP y Cu(16)/MgO de 0,23 a 0,92 g a 230 °C durante 2 horas, se observó un incremento en las tasas de conversión de glicerol, pasando del 85% al 97% y del 82% al 97%, respectivamente, según datos presentados en la Tabla 2.1. Con una carga de catalizador de 0,46 g, se alcanzó la máxima selectividad hacia el ácido láctico, aproximadamente un 90%. La selectividad hacia otros productos como el ácido oxálico, ácido fórmico, ácido acético y 1,2-propanodiol no superó el 2%. Este aumento en las cargas de los catalizadores Cu(16)/HAP y Cu(16)/MgO resultó ser favorable para la conversión hidrotermal eficiente del glicerol (Yin et al., 2016, p. 338).

2.3.4.2. Rendimiento de reciclaje del catalizador Cu(16)/HAP

En estudios realizados por Yin et al., se empleó el catalizador Cu(16)/HAP como modelo para evaluar su rendimiento de reciclaje, dado que su estructura química permaneció intacta después de su participación en la reacción. Para esto, se lo separó de la solución de reacción y se lo reutilizó sin someterlo a ningún tratamiento adicional. De esta forma, las conversiones de glicerol y las selectividades hacia el ácido láctico sobre el catalizador Cu(16)/HAP disminuyeron del 91% al 86% y del 90% al 88%. Aún así, mostró un rendimiento de reciclaje satisfactorio. Además, se realizaron análisis elementales, en los cuales se observó que las relaciones de peso de cobre metálico a soporte (HAP) en los catalizadores recién reducidos con H₂ y los ya utilizados prácticamente no diferían (0,12% en peso), que puede deberse tanto a una lixiviación del metal, a una leve migración/cristalización de Cu⁺², o mismo a una oxidación por interacción con compuestos de la reacción. De acuerdo con estos resultados, el catalizador Cu(16)/HAP resulta estable bajo las condiciones de reacción presentadas. Debido a esto, se considerará que el catalizador no sufre una desactivación significativa, y por lo tanto, no será necesario llevar a cabo una etapa de regeneración.

2.3.5. Conclusiones y elección preliminar del catalizador

Con el fin de comparar los catalizadores analizados en las secciones previas y así definir el más adecuado para el proceso estudiado, se elaboró una tabla comparativa (Tabla 2.3) de las condiciones de operación, la selectividad hacia el producto deseado y la conversión del glicerol.

Tabla 2.3. Resumen de los valores de selectividad y conversión obtenidos para los distintos catalizadores estudiados.

Catalizador	Temperatura (K)	Selectividad hacia el ácido láctico	Conversión (%)
Cu/Al ₂ O ₃	513	92,5	83
Cu/ZnO	513	89	77
Cu/SiO ₂	513	79,7	75,2
Cu ₂ O	513	78,1	93,6
CuO/Al ₂ O ₃	513	78,6	97,8
Cu/MgO	503	89	90
Cu/ZrO ₂	503	50	64
Cu(16)/HAP	503	88	80

A partir de este análisis, se plantea la elección de un catalizador de Cu(16)/HAP como alternativa con mayor viabilidad, puesto que muestra una alta selectividad hacia el ácido láctico y una alta conversión del glicerol. Si bien, en la Tabla 2.3 se puede observar que existen otros catalizadores más efectivos, la elección se hizo en base a los datos encontrados de bibliografía para la cinética de reacción catalítica, que serán utilizados en los capítulos siguientes. Además de esto, es posible su uso en un rango de temperaturas relativamente bajo (200 y 230 °C) manteniendo conversión y selectividad. Por otro lado, según el autor que lleva a cabo la investigación la presión no se plantea como un problema crucial al momento de simular el proceso y por tanto se podrá elegir una presión acorde a evitar el cambio de estado del agua a la temperatura elegida. Otra característica importante de este catalizador es su estabilidad frente a las condiciones de reacción y su posible reutilización sin alterar las condiciones finales.

Las condiciones operativas seleccionadas para el sistema, descritas en la Tabla 2.4, reflejan un equilibrio estratégico entre las limitaciones prácticas y el desempeño técnico del catalizador Cu(16)/HAP. Aunque los datos experimentales sugieren que concentraciones menores de glicerol permitirían alcanzar una mayor conversión y selectividad hacia el ácido láctico, la elección de una concentración de 2 M se fundamenta en una evaluación integral del proceso.

Desde un punto de vista práctico, el glicerol comercializado generalmente se adquiere en soluciones concentradas. Diluir estas soluciones para alcanzar concentraciones menores demandaría un mayor volumen de agua, lo que incrementaría el tamaño del reactor, el consumo energético asociado al calentamiento y la manipulación de mayores flujos durante el procesamiento.

Además, operar a concentraciones más bajas alteraría el balance masa - energía del proceso, implicando desafíos adicionales en etapas posteriores, como la separación y purificación del ácido láctico, donde un mayor volumen acuoso podría requerir sistemas de separación más robustos o costosos.

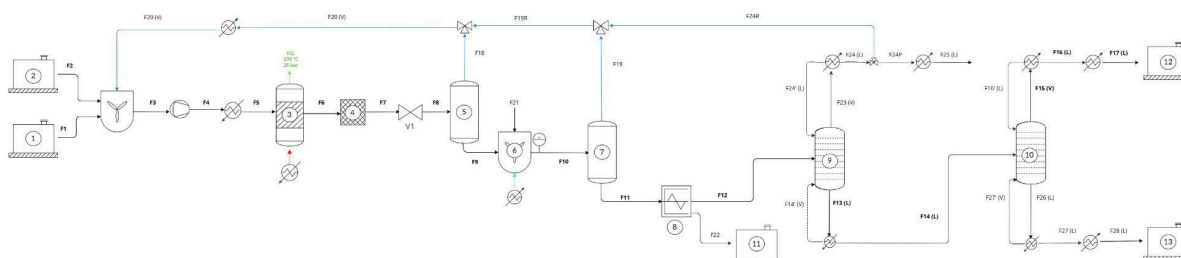
La elección de una concentración de 2 M no es solo por conveniencia práctica, sino una estrategia ingenieril que optimiza el rendimiento del catalizador, asegura la viabilidad técnica del sistema y reduce costos asociados a la operación e infraestructura.

Tabla 2.4. Resumen condiciones de operación.

Temperatura (°C)	230
Presión (bar)	35
Relación NaOH/Glicerol	1,1:1
Concentración de glicerol (M)	2
Conversión de glicerol (%)	80
Selectividad hacia ácido láctico (%)	88
Carga de catalizador (gr/100 mL de sn)	0,46

2.4. Etapas del proceso y balances de masa

En la Figura 2.12 se presenta el diagrama de flujo preliminar de la planta. Este diagrama también se puede visualizar en el Anexo 2.1, donde se resumen todas las corrientes involucradas.

**Figura 2.12.** Diagrama de flujo.

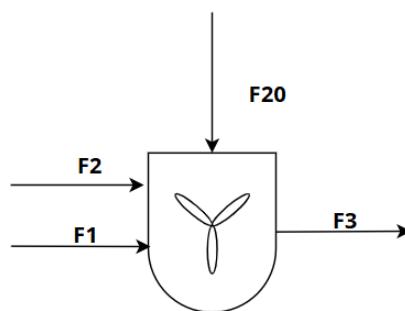
En las tablas correspondientes a cada equipo se detallan las condiciones de operación y las corrientes involucradas, las cuales se encuentran expresadas tanto en capacidad de producción nominal como en capacidad de diseño (instantánea). La primera se define en función del estudio de mercado, la disponibilidad de capital para inversión; disponibilidad de materias primas; etc. Mientras que, la capacidad de diseño es la capacidad instantánea utilizada para el diseño de equipos y surge de la capacidad de producción afectada por un valor de Efectividad Global del Proceso de diseño. A fines prácticos, se propone utilizar un valor de EGP igual al 80%.

Los balances de materia se plantearon considerando la premisa de un caudal de alimentación de glicerina 50.000 tn/año, al 50% p/p. También se optó por utilizar NaOH al 30% p/p, dado que es una de sus presentaciones comerciales más habituales. Debido a que se encontraron datos experimentales de cinéticas de reacción para concentraciones menores a 2 M y una relación molar NaOH/glicerol de 1,1:1, se propone la dilución de ambos reactivos para lograr este objetivo, añadiendo agua suficiente.

2.4.1. Balances en el tanque de mezclado

En esta fase se realiza la mezcla de las materias primas en sus concentraciones iniciales, junto con el agua de recirculación (F20) proveniente de etapas posteriores. El propósito es alcanzar la concentración final requerida de ambos reactivos para que se pueda llevar a cabo la reacción. Este proceso ocurre a presión y temperatura ambiente, lo que asegura que no se produzca ninguna reacción entre los reactivos en esta etapa.

La Figura 2.13 muestra un esquema del equipo junto con sus respectivas corrientes. En la Tabla 2.5 se detallan dichas corrientes, diferenciando las entradas (E) de las salidas (S) e incluyendo información sobre el caudal, la presión, la temperatura y la composición.



Tanque de mezclado

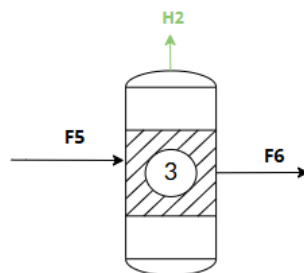
Figura 2.13. Diagrama del tanque de mezclado.**Tabla 2.5.** Detalle de las corrientes del tanque de mezclado.

Corriente	Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (instantáneo) (kg/h)
E	F1	Glicerol	2853,88	2283,11	25	1	5707,76
		H ₂ O	2853,88	2283,11			
	F2	NaOH	1363,51	1090,81	25	1	4545,76
		H ₂ O	3181,52	2545,22			
	F20 (L)	H ₂ O reciclo	23978,37	19182,70	99,59	1	23978,37
S	F3	H ₂ O	30013,77	24011,02	75,58	1	34231,16
		Glicerol	2853,88	2283,11			
		NaOH	1363,51	1090,81			

2.4.2. Balances en el reactor

En el reactor se llevará a cabo una reacción hidrotermal en un medio básico, catalizada por Cu(16)/HAP. La corriente F6, generada en la salida, estará compuesta por agua, hidróxido de sodio, lactato de sodio y subproductos. En cuanto a la corriente H₂, se propone la separación del hidrógeno, el cual se planea analizar en un futuro como fuente de calor de otro equipo o bien como liberación directa al ambiente mediante un control de despresurización. En la Figura 2.14 se presenta un esquema del reactor con sus corrientes correspondientes. En la Tabla 2.6 se detallan dichas corrientes.

Además, en función a los datos encontrados en los informes estudiados, se ha determinado que la reacción alcanza una conversión del 80% y una selectividad del 88% hacia el ácido láctico.



Reactor

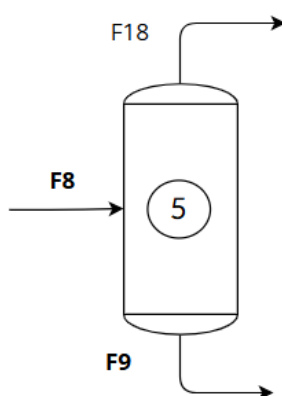
Figura 2.14. Diagrama del reactor.

Tabla 2.6. Detalle de las corrientes del reactor.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (instantáneo) (kg/h)
E	F5	H ₂ O	30013,77	24011,02	0,877	230	35	34231,16
		Glicerol	2853,88	2283,11	0,083			
		NaOH	1363,51	1090,81	0,040			
S	H2	H ₂	43,63	34,90	1,000	230	35	43,63
	F6	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,071	230	35	34187,53
		H ₂ O	30406,44	24325,15	0,889			
		Glicerol	570,16	456,13	0,017			
		NaOH	371,93	297,55	0,011			
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,006			
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,003			
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,003			

2.4.3. Balances en el primer separador flash

Posteriormente, se propone una separación flash con el objetivo de separar el agua proveniente de etapas anteriores y poder utilizarla como reciclo para diluir las corrientes de entrada al tanque de mezclado. En la Figura 2.15 se presenta un esquema del separador flash con sus corrientes correspondientes. En la Tabla 2.7 se detallan dichas corrientes.



Separador flash 1

Figura 2.15. Diagrama del separador flash.

Tabla 2.7. Detalle de las corrientes del separador flash.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (kg/h)
E	F8	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,071	100,7	1	34187,53
		H ₂ O	30406,44	24325,15	0,889			
		Glicerol	570,16	456,13	0,017			
		NaOH	371,93	297,55	0,011			
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,006			
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,003			
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,003			
S	F18	H ₂ O	8480,20	5784,16	1,000	100,7	1	8480,20
	F9	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,095	100,7	1	25707,33
		H ₂ O	21926,24	17540,99	0,853			
		Glicerol	570,16	456,13	0,022			
		NaOH	371,93	297,55	0,014			
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,008			
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,004			
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,004			

2.4.4. Balances en el tanque de neutralización

Para producir ácido láctico a partir del lactato de sodio, es necesario acidificar la solución mediante la adición de un ácido fuerte, como el H₂SO₄ al 90% p/p. No obstante, es importante considerar en los balances que, si hay residuos de NaOH, este será neutralizado primero por el ácido antes de reaccionar con el lactato y las demás sales presentes. Cabe mencionar que la neutralización del NaOH genera agua como producto.

En la Figura 2.16 se presenta un esquema del equipo junto con sus respectivas corrientes, mientras que en la Tabla 2.8 se detallan dichas corrientes, incluyendo el caudal, la presión, la temperatura y su composición.

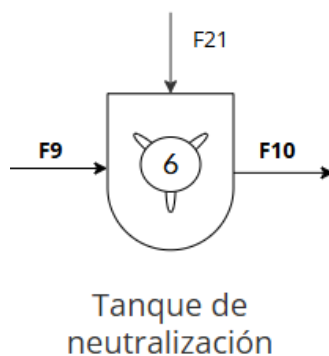


Figura 2.16. Diagrama del tanque de neutralización.

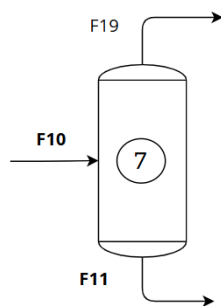
Tabla 2.8. Detalle de las corrientes del tanque de neutralización.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (kg/h)
E	F9	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,095	100,7	1	25707,33
		H ₂ O	21926,24	17540,99	0,853			
		Glicerol	570,16	456,13	0,022			
		NaOH	371,93	297,55	0,014			
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,008			
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,004			
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,004			
	F21	H ₂ SO ₄	1798,59	1438,87	0,900	25	1	1998,43
		H ₂ O	199,84	159,87	0,100			
S	F10	Ácido láctico	1963,32	1570,66	0,071	101	1	27705,76
		H ₂ O	22293,45	17834,76	0,804			
		Glicerol	570,16	456,13	0,021			
		Ácido fórmico	133,84	107,07	0,005			
		Ácido acético	72,40	57,92	0,003			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,002			
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,094			

2.4.5. Balances en el segundo separador flash

El objetivo de incorporar un segundo separador flash es reducir el exceso de agua en la corriente del proceso. Es importante señalar que, dado que las temperaturas de evaporación del agua y del ácido fórmico son cercanas (100 °C y 101 °C a presión atmosférica, respectivamente), es probable

que se produzca una pérdida de ácido en la corriente superior. La Figura 2.17 muestra un esquema del separador flash con sus respectivas corrientes, mientras que la Tabla 2.9 detalla las características de dichas corrientes.



Separador flash 2

Figura 2.17. Diagrama del segundo separador flash.**Tabla 2.9.** Detalle de las corrientes del segundo separador flash.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (kg/h)
E	F10	Ácido láctico	1963,32	1570,76	0,071	101	1	27705,76
		H ₂ O	22293,45	17834,76	0,804			
		Glicerol	570,16	456,13	0,021			
		Ácido fórmico	133,84	107,07	0,005			
		Ácido acético	72,40	57,92	0,003			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,002			
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,094			
S	F11	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,124	101	1	15722,29
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,663			
		Glicerol	569,36	455,49	0,036			
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,005			
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,004			
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,166			
	F19	Ácido láctico	10,37	8,30	0,001	101	1	11983,47
		H ₂ O	11869,00	9495,20	0,991			
		Glicerol	0,80	0,64	0,000			
		Ácido fórmico	61,64	49,31	0,005			
		Ácido acético	41,67	33,33	0,003			

2.4.6. Balances en la centrífuga

La centrífuga tiene como función principal separar el sulfato de sodio sólido de la fase líquida en el proceso. Este equipo aprovecha la fuerza centrífuga para lograr que las partículas sólidas se depositen, basándose en la diferencia de densidad entre ambas fases. Es relevante mencionar que, aunque el proceso es eficiente, pueden quedar pequeñas cantidades de líquido adheridas al sólido. En la Tabla 2.10 se describen las características de las corrientes involucradas, mientras que la Figura 2.18 ilustra un esquema del equipo junto con sus corrientes respectivas.

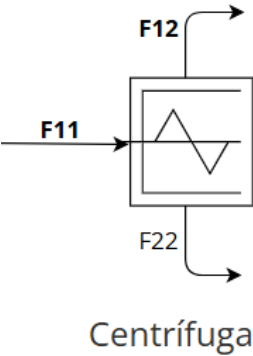


Figura 2.18. Diagrama de la centrífuga.

Tabla 2.10. Detalle de las corrientes de la centrífuga.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (kg/h)
E	F11	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,124	101	1	15722,29
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,663			
		Glicerol	569,36	455,49	0,036			
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,005			
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,004			
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,166			
S	F12	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,149	101	1	13116,17
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,795			
		Glicerol	569,36	455,49	0,043			
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,006			
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,005			
	F22	Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	1,000	101	1	2606,12

2.4.7. Balances en la columna de destilación nº 1

Con el propósito de alcanzar una pureza del 90% de ácido láctico en la corriente de interés, se plantea realizar una separación por destilación. Es fundamental tener en cuenta las temperaturas de evaporación de las sustancias presentes en esta etapa, las cuales se encuentran detalladas en la Tabla 2.11, ya que estas determinarán tanto el diseño como el rendimiento del sistema. Dado que la temperatura de evaporación del ácido láctico se sitúa aproximadamente en el centro del rango, será necesario emplear dos columnas de destilación. En la primera columna, se buscará obtener una corriente de tope con menor concentración de ácido láctico y una corriente de fondo enriquecida en dicho compuesto, que será procesada en una segunda columna. Para optimizar la eficiencia de esta separación, se seleccionará una temperatura que permita una diferenciación máxima entre los componentes.

En la Tabla 2.12 se describen las características de las corrientes involucradas, mientras que la Figura 2.19 ilustra un esquema del equipo junto con sus corrientes respectivas.

Tabla 2.11. Temperaturas de evaporación de los compuestos.

Compuesto	Temperatura (°C)
Agua	100
Ácido fórmico	101
Ácido acético	118
Ácido láctico	122
Glicerol	290
Ácido oxálico	355

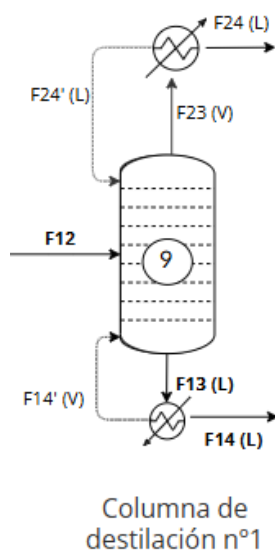


Figura 2.19. Diagrama de la columna de destilación nº 1.

Tabla 2.12. Detalle de las corrientes de la columna de destilación n° 1.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (kg/h)
E	F12	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,149	101	1	13116,17
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,795			
		Glicerol	569,36	455,49	0,043			
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,006			
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,005			
S	F24 (L)	H ₂ O	10412,00	8329,60	0,990	96,6	1	10513,00
		Ácido fórmico	70,52	56,42	0,007			
		Ácido acético	30,47	24,38	0,003			
	F14(L)	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,750	165	1	2603,18
		H ₂ O	12,45	9,96	0,005			
		Glicerol	569,36	455,49	0,219			
		Ácido fórmico	1,68	1,35	0,001			
		Ácido acético	0,26	0,20	0,000			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,025			

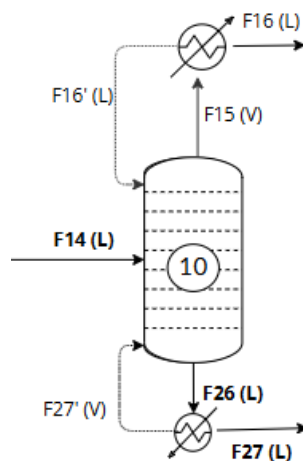
2.4.8. Balances en la columna de destilación N° 2

En la segunda columna de destilación, se procesa la corriente enriquecida en ácido láctico proveniente de la primera torre, en la cual ya se ha eliminado la mayor parte del agua y el ácido fórmico. En esta etapa, los componentes presentes son ácido acético, ácido láctico, ácido oxálico y glicerol. El objetivo principal es obtener una corriente de tope con una pureza superior al 90% de ácido láctico.

Para lograr esta separación, se debe operar la columna bajo condiciones específicas de temperatura y presión que permitan diferenciar eficazmente los puntos de ebullición de los compuestos restantes. El ácido acético, con una temperatura de evaporación más baja que el ácido láctico, será parcialmente arrastrado hacia el tope, mientras que los compuestos de mayor punto de ebullición, como el ácido oxálico y el glicerol, quedarán retenidos en el fondo.

Este enfoque garantiza que la corriente de tope alcance la concentración deseada de ácido láctico, minimizando las pérdidas y optimizando la eficiencia del sistema. La configuración adecuada de la columna, junto con un control preciso de las condiciones operativas, será crucial para obtener el rendimiento esperado.

La Figura 2.20 muestra un esquema de este equipo con sus respectivas corrientes, mientras que la Tabla 2.13 detalla las características de dichas corrientes.



Columna de
destilación n°2

Figura 2.20. Diagrama de la columna de destilación n° 2.

Tabla 2.13. Detalle de las corrientes de la columna de destilación n° 2.

Corriente		Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)	Caudal total (kg/h)
E	F14 (L)	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,750	165	1	2603,18
		H ₂ O	12,45	9,96	0,005			
		Glicerol	569,36	455,49	0,219			
		Ácido fórmico	1,68	1,35	0,001			
		Ácido acético	0,26	0,20	0,000			
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,026			
S	F16 (L)	Ácido láctico	1952,40	1561,92	0,933	190,6	1	2092,89
		H ₂ O	12,45	9,96	0,006			
		Glicerol	118,30	94,64	0,057			
		Ácido fórmico	1,68	1,34	0,001			
		Ácido acético	0,26	0,20	0,000			
		Ácido oxálico	7,25	5,80	0,003			
	F27(L)	Glicerol	451,06	360,85	0,884	288,2	1	510,28
		Ácido oxálico	59,22	47,37	0,116			

Bibliografía

- Carretin, S., McMorn, P., Johnston, P., Griffin, K., & Hutchings, G. J. (2002). Selective oxidation of glycerol to glyceric acid using a gold catalyst in aqueous sodium hydroxide. *Chemical Communications*, (7), 696–697. <https://doi.org/10.1039/b201112n>.
- Kishida, H., Jin, F., Zhou, Z., Moriya, T., & Enomoto, H. (2005). Conversion of Glycerin into Lactic Acid by Alkaline Hydrothermal Reaction. *Chemistry Letters*, 34(11), 1560–1561. <https://doi.org/10.1246/cl.2005.1560>.
- Moreira, A. B. F., Bruno, A. M., Souza, M. M. V. M., & Manfro, R. L. (2016). [Chttps://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.12.025](https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.12.025)
- Fuel Processing Technology, 144, 170–180. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.12.025>
- Ramírez - López, C. A., Ochoa-Gómez, J. R., Fernández-Santos, M., Gómez - Jiménez - Aberasturi, O., Alonso - Vicario, A., & Torrecilla-Soria, J. (2010). Synthesis of Lactic Acid by Alkaline Hydrothermal Conversion of Glycerol at High Glycerol Concentration. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 49(14), 6270–6278. <https://doi.org/10.1021/ie1001586>
- Savage, P. E. (1999). Organic Chemical Reactions in Supercritical Water. *Chemical Reviews*, 99(2), 603–622. <https://doi.org/10.1021/cr9700989>.
- Shen, Z., Jin, F., Zhang, Y., Wu, B., Kishita, A., Tohji, K., & Kishida, H. (2009). Effect of Alkaline Catalysts on Hydrothermal Conversion of Glycerin into Lactic Acid. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48(19), 8920–8925. <https://doi.org/10.1021/ie900937d>
- Yin, H., Zhang, C., Yin, H., Gao, D., Shen, L., & Wang, A. (2016). Hydrothermal conversion of glycerol to lactic acid catalyzed by Cu/hydroxyapatite, Cu/MgO, and Cu/ZrO₂ and reaction kinetics. *Chemical Engineering Journal*, 288, 332–343. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.12.010>
- Debdut Roy, Bala Subramaniam, and Raghunath V. Chaudhari*. Cu-Based Catalysts Show Low Temperature Activity for Glycerol Conversion to Lactic Acid. (2011) [dx.doi.org/10.1021/cs200080j](https://doi.org/10.1021/cs200080j) | *ACS Catal.* 2011, 1, 548–551

ANEXO II: Diagrama de flujo

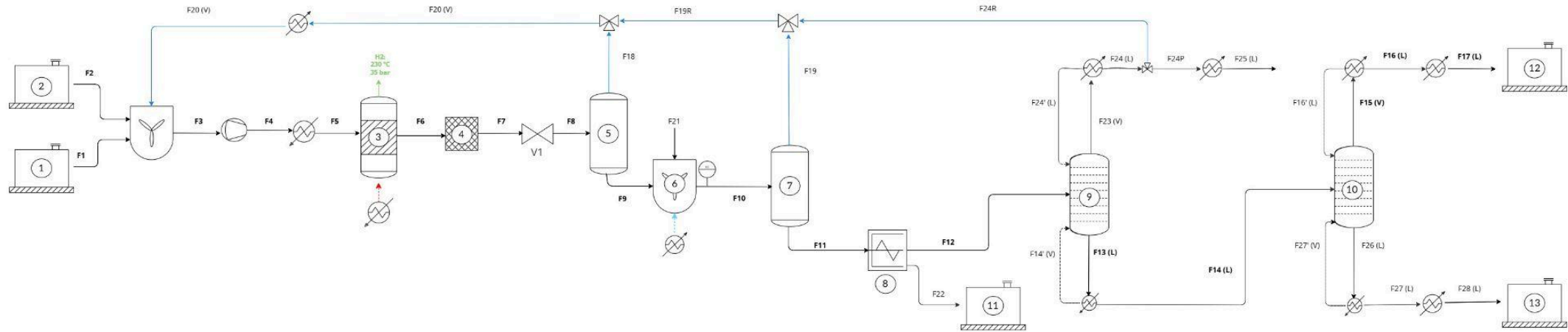


Figura A.2.1. Diagrama de flujo del proceso.

Tabla A.2.1. Corrientes del proceso.

Equipo	Corriente	Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)
Mezclador	F1	Glicerol	2853,88	2283,11	0,500	25	1
		H ₂ O	2853,88	2283,11	0,500		
	F2	NaOH	1363,51	1090,81	0,300	25	1
		H ₂ O	3181,52	2545,22	0,700		
	F20	H ₂ O	23978,37	19182,70	1,000	99,6	1
	F3	H ₂ O	30013,77	24011,02	0,88	75,6	1
		Glicerol	2853,88	2283,11	0,08		
		NaOH	1363,51	1090,81	0,04		
Reactor	F5	H ₂ O	30013,77	24011,02	0,877	230	35
		Glicerol	2853,88	2283,11	0,083		
		NaOH	1363,51	1090,81	0,040		
	H2	H ₂	43,63	34,90	1,000	230	35
	F6	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,071	230	35
		H ₂ O	30406,44	24325,15	0,889		
		Glicerol	570,16	456,13	0,017		
		NaOH	371,93	297,55	0,011		
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,006		
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,003		
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,003		
Separador Flash N° 1	F8	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,071	100,7	1
		H ₂ O	30406,44	24325,15	0,889		
		Glicerol	570,16	456,13	0,017		
		NaOH	371,93	297,55	0,011		
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,006		

Equipo	Corriente	Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)
Separador Flash N° 1	F8	Acetato de sodio	98,94	79,15	0,003	100,7	1
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,003		
	F18	H ₂ O	8480,20	5784,16	1,000	100,7	1
Separador Flash N° 1	F9	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,095	100,7	1
		H ₂ O	21926,24	17540,99	0,853		
		Glicerol	570,16	456,13	0,022		
		NaOH	371,93	297,55	0,014		
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,008		
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,004		
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,004		
Tanque de neutralización	F9	Lactato de sodio	2443,24	1954,60	0,095	100,7	1
		H ₂ O	21926,24	17540,99	0,853		
		Glicerol	570,16	456,13	0,022		
		NaOH	371,93	297,55	0,014		
		Formiato de sodio	197,88	158,30	0,008		
		Acetato de sodio	98,94	79,15	0,004		
		Oxalato de sodio	98,94	79,15	0,004		
	F21	H ₂ SO ₄	1798,59	1438,87	0,900	25	1
		H ₂ O	199,84	159,87	0,100		
	F10	Ácido láctico	1963,32	1570,66	0,071	101	1
		H ₂ O	22293,45	17834,76	0,805		
		Glicerol	570,16	456,13	0,021		
		Ácido fórmico	133,84	107,07	0,005		

Equipo	Corriente	Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)
Tanque de neutralización	F10	Ácido acético	72,40	57,92	0,003	101	1
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,002		
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,094		
Separador Flash N° 2	F10	Ácido láctico	1963,32	1570,76	0,071	101	1
		H ₂ O	22293,45	17834,76	0,805		
		Glicerol	570,16	456,13	0,021		
		Ácido fórmico	133,84	107,07	0,005		
		Ácido acético	72,40	57,92	0,003		
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,002		
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,094		
	F11	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,124	101	1
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,663		
		Glicerol	569,36	455,49	0,036		
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,005		
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002		
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,004		
		Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,166		
	F19	Ácido láctico	10,37	8,30	0,001	101	1
		H ₂ O	11869,00	9495,20	0,990		
		Glicerol	0,80	0,64	0,000		
		Ácido fórmico	61,64	49,31	0,005		
		Ácido acético	41,67	33,33	0,003		
Centrífuga	F11	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,124	101	1
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,663		
		Glicerol	569,36	455,49	0,036		
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,005		
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002		
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,004		

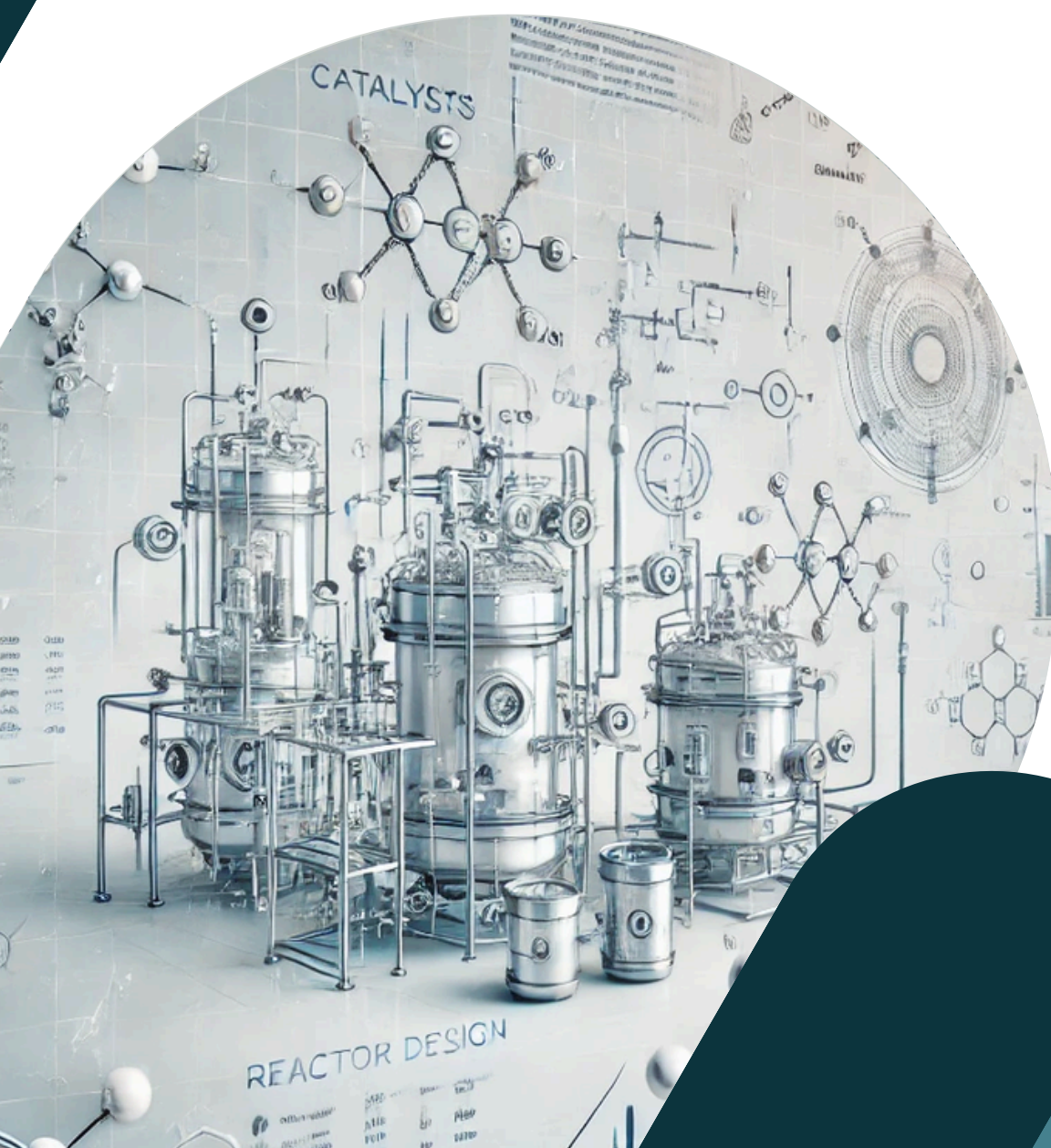
Equipo	Corriente	Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)
Centrífuga	F11	Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	0,166	101	1
	F12	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,149	101	1
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,795		
		Glicerol	569,36	455,49	0,043		
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,006		
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002		
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,005		
	F22	Na ₂ SO ₄	2606,12	2084,89	1,000	101	1
Columna de destilación N° 1	F12	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,149	101	1
		H ₂ O	10424,45	8339,56	0,795		
		Glicerol	569,36	455,49	0,043		
		Ácido fórmico	72,20	57,76	0,006		
		Ácido acético	30,73	24,58	0,002		
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,005		
	F24 (L)	H ₂ O	10419,00	8335,20	0,990	94,6	1
		Ácido fórmico	70,52	56,42	0,007		
		Ácido acético	30,47	24,38	0,003		
	F14 (L)	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,750	165	1
		H ₂ O	12,45	9,96	0,005		
		Glicerol	569,36	455,49	0,219		
		Ácido fórmico	1,68	1,35	0,001		
		Ácido acético	0,26	0,20	0,000		
		Ácido oxálico	66,48	53,18	0,026		
Columna de destilación N° 2	F14 (L)	Ácido láctico	1952,95	1562,36	0,750	165	1
		H ₂ O	12,45	9,96	0,005		
		Glicerol	569,36	455,49	0,219		
		Ácido fórmico	1,68	1,35	0,001		
		Ácido acético	0,26	0,20	0,000		

Equipo	Corriente	Descripción	Caudal másico (instantáneo) (kg/h)	Caudal nominal (kg/h)	Composición (fracción másica)	T (°C)	P (bar)
Columna de destilación N° 2	F14 (L)	Ácido oxálico	66,48	53,18	0,026	165	1
	F16 (L)	Ácido láctico	1952,40	1561,92	0,933	190,6	1
		H ₂ O	12,45	9,96	0,006		
		Glicerol	118,30	94,64	0,057		
		Ácido fórmico	1,68	1,34	0,001		
		Ácido acético	0,26	0,20	0,000		
		Ácido oxálico	7,25	5,80	0,003		
	F27(L)	Glicerol	451,06	360,85	0,884	288,2	1
		Ácido oxálico	59,22	47,38	0,116		

Capítulo III

Diseño de los sistemas de reactores

Trabajo final de Ingeniería
Química



2024

Resumen ejecutivo

Este capítulo aborda el diseño del sistema de reactor necesario para la producción de ácido láctico a partir de glicerina, aplicando principios de la ingeniería de reactores químicos. Se ha seleccionado un reactor heterogéneo tipo *slurry* agitado mecánicamente, dado que permite un contacto eficiente entre las fases fluida y sólida, optimizando la transferencia de masa y facilitando la posible regeneración del catalizador.

El sistema propuesto emplea Cu(16)/HAP como catalizador, operando a una presión de 35 bar y una temperatura de 503 K (230 °C), logrando así una conversión del 80% de la glicerina. La carga del catalizador requerida es de 564,42 kg y el caudal volumétrico total es 32,92 m³/h (34231,16 kg/h).

Se ha definido un sistema de agitación que consta de una turbina de seis palas planas y cuatro baffles, lo que garantiza una suspensión homogénea del catalizador. La potencia requerida para la operación del reactor se estima en 199,7 kW.

Dada la naturaleza endotérmica de la reacción (ΔH_r (503 K) = 80 kJ/mol), el diseño térmico incorpora un serpentín helicoidal con un área de transferencia de calor de 32,51 m², utilizando Dowtherm A como fluido térmico. Este sistema es el encargado de suministrar el calor necesario para mantener la temperatura constante, siendo este de 1170,22 kW. Se ha determinado una diferencia de temperatura adiabática de -21,94 K, lo que resalta la necesidad de un control térmico eficiente.

En base a una evaluación de distintos materiales de construcción del reactor, este se fabricará de acero inoxidable 316 L, mientras que el serpentín será de acero al carbono recubierto. Para la aislación térmica, se aplicarán entre dos y tres capas de pintura termoaislante, lo que permitirá minimizar las pérdidas de calor sin afectar la resistencia mecánica del sistema.

El sistema de control y seguridad del reactor incluye controladores PID para la regulación de temperatura y presión, sensores de termocupla o RTD, válvulas de alivio y un termostato de seguridad para prevenir condiciones operativas críticas. La regulación del sistema permitirá mantener la estabilidad operativa del proceso, evitando fluctuaciones que puedan afectar la eficiencia y seguridad del reactor.

Este diseño proporciona un enfoque integral para garantizar un proceso eficiente, seguro y económicamente viable, optimizando la producción de ácido láctico a partir de glicerina como materia prima.

3.1. Introducción

En este capítulo se propone modelar el sistema de reactor/es necesario para desarrollar y analizar la reacción principal del proceso, evaluando su configuración, volumen, conversión y condiciones operativas. Este análisis permitirá comprender el comportamiento del sistema reaccionante antes de proceder a las etapas de purificación, donde se alcanzará el nivel de pureza del ácido láctico requerido. Para esto, inicialmente será necesario definir el modelo cinético y de reacción. Se buscará dimensionar el reactor, determinando así su configuración, volumen, conversión y condiciones operativas. Además, se llevará a cabo el diseño térmico del mismo, considerando si trabajará de manera isotérmica, adiabática o en condiciones no isotérmicas no adiabáticas (NINA).

Como punto de partida pueden considerarse cuatro tipos principales de reactores catalíticos heterogéneos: lecho fluidizado, lecho móvil, reactor slurry, donde el catalizador está en suspensión, y lecho fijo. Estos reactores, tienen como objetivo principal poner en contacto una fase fluida y un catalizador sólido, generalmente poroso, durante un tiempo determinado de reacción. Los factores que determinan la selección del tipo de reactor son:

- Tipo de contacto: forma en la que una fase fluida (gaseosa o líquida) interactúa con un catalizador sólido durante la reacción. Este factor es crucial porque determina la eficiencia del proceso, el grado de conversión de reactivos y el control de los fenómenos de transporte (masa, calor y cantidad de movimiento). A partir de esto, se puede definir que el sistema que se utiliza en este trabajo es del tipo fluido/sólido catalítico.
- Capacidad de control de la temperatura de proceso:
 - En reacciones exotérmicas, es esencial mantener bajo control el aumento de temperatura del sistema y, si es necesario, también al "punto caliente" si lo hubiera.
 - En las reacciones endotérmicas, se requiere un control preciso del flujo de calor suministrado a la reacción para garantizar que no se interrumpa su progreso.
- Tamaño de las partículas del catalizador: este factor determina la elección del reactor conforme a los fenómenos de transporte de masa, calor y en menor medida transporte de cantidad de movimiento.
- Desactivación del catalizador: la velocidad con la que el catalizador pierde su actividad influye en la selección del tipo de reactor. Los sistemas de lecho fluidizado y móvil presentan una desactivación más rápida, lo que requiere estrategias de regeneración o reposición continua. En cambio, los reactores slurry y de lecho fijo suelen experimentar una desactivación más lenta, permitiendo una mayor estabilidad operativa a lo largo del tiempo.

3.2. Reactores heterogéneos

A continuación se presenta una breve descripción de los reactores heterogéneos mencionados anteriormente.

3.2.1. Reactores de lecho fijo

En estos reactores, el sólido se emplea en forma de partículas, mallas metálicas o monolitos. Su uso está muy extendido en la obtención de SO_3 mediante el método Philips, la obtención de amoníaco, el craqueo con vapor, entre otros procesos. Su diseño y

funcionamiento dependen en gran medida de las propiedades del catalizador y de las condiciones de operación requeridas por la reacción.

La fase sólida se encuentra inmovilizada, formando un lecho a través del cual circula el fluido, que presenta un flujo pistón. La mayoría de los reactores de lecho fijo operan con flujo axial descendente de fluido. Este patrón de flujo favorece un contacto uniforme entre el reactivo y el catalizador, minimizando gradientes de concentración dentro del reactor. Sin embargo, en algunos casos se pueden utilizar configuraciones de flujo ascendente o radial para mejorar la distribución de los reactivos y el control térmico.

Se suelen emplear partículas que oscilan desde 1 mm a varios cm, buscando optimizar la relación entre la pérdida de carga en el lecho y la eficacia de la partícula. El tamaño de las partículas influye en la accesibilidad de los reactivos a los sitios activos del catalizador y en la resistencia al flujo del fluido, lo que impacta directamente en la eficiencia del proceso.

La conducción térmica es el mecanismo principal de transmisión de calor en un lecho fijo. Dado que la conductividad térmica del lecho es reducida, suelen formarse perfiles axiales y/o radiales de temperatura en el lecho, lo cual puede afectar la estabilidad térmica del catalizador. Para mitigar estos efectos, en reacciones altamente exotérmicas se incorporan intercambiadores de calor internos o se utilizan configuraciones de reactor en múltiples etapas con enfriamiento intermedio.

Este tipo de reactores se utilizan comúnmente cuando la desactivación del catalizador es lenta. Para afrontar esta dificultad, se sobredimensiona el reactor y se sustituye el catalizador desactivado durante las paradas programadas de la planta. Además, en algunos procesos se emplean estrategias de regeneración in situ del catalizador, como la combustión controlada de depósitos de coque o la reactivación con agentes químicos, lo que permite prolongar la vida útil del lecho sin necesidad de detener la producción.

3.2.2. Reactores de lecho fluidizado

Aunque su uso está menos extendido que el de los reactores de lecho fijo, los reactores de lecho fluidizado se emplean en importantes aplicaciones como el craqueo catalítico y la producción de polietileno, entre otros. Su capacidad para mejorar la transferencia de masa y calor los hace particularmente adecuados para procesos en los que se requiere una alta eficiencia de reacción y una temperatura uniforme en el lecho.

En estos reactores, el movimiento ascendente del fluido mantiene las partículas en suspensión. El patrón de flujo es complejo, pero comúnmente se describe mediante el modelo de borboteo, que asume mezcla perfecta para el sólido y flujo pistón para el fluido. Sin embargo, las burbujas que se forman en el fluido pueden reducir la eficacia del contacto sólido - fluido debido a los cortocircuitos. Para minimizar este efecto, se han desarrollado variaciones como el lecho fluidizado turbulento y el lecho circulante, que mejoran la homogeneidad del contacto y la eficiencia de reacción.

El mecanismo básico de transferencia de calor es la convección, que es más eficaz que la conducción, lo que hace que el lecho fluidizado sea casi isotérmico. Esto resulta ventajoso en reacciones altamente exotérmicas, ya que ayuda a evitar la formación de puntos calientes que podrían degradar el catalizador o afectar la selectividad de la reacción.

Se utilizan partículas de tamaño reducido (50 a 100 μm) para facilitar la fluidización. Esto garantiza una alta eficacia de partícula y una baja pérdida de presión del fluido. Además, el pequeño tamaño de las partículas favorece una mayor área de contacto con el fluido, lo que incrementa la velocidad de reacción y mejora la conversión de los reactivos.

Su uso es conveniente cuando la desactivación del catalizador es rápida. Estos sistemas permiten la incorporación de dispositivos que sustituyen, durante la operación, una fracción del catalizador desactivado por una equivalente de catalizador fresco o regenerado, manteniendo la actividad del lecho constante a lo largo del tiempo. Este proceso de regeneración continua es clave en aplicaciones como el craqueo catalítico, donde el coque formado sobre el catalizador se quema en una unidad separada, restaurando su actividad antes de ser reintroducido en el reactor.

3.2.3. Reactores de lecho móvil

Los reactores de lecho móvil tienen pocas aplicaciones catalíticas, pero son extremadamente importantes en procesos como el craqueo catalítico del gasoil y el reformado catalítico de las gasolinas. Su capacidad para manejar grandes volúmenes de material sólido los hace ideales en procesos donde se requiere un recambio continuo del catalizador.

En estos equipos, el lecho de sólidos se mueve en relación a las paredes del reactor, pero las partículas de catalizador conservan su posición relativa. El lecho de sólidos puede moverse en co-corriente, contracorriente o en flujo cruzado respecto a la corriente de fluido reactante, siendo más conveniente que ambas fases presenten un flujo pistón. Esto garantiza un contacto uniforme entre el fluido y el catalizador, maximizando la conversión de reactivos y minimizando gradientes de concentración dentro del reactor. Si no existen zonas muertas, el lecho móvil combina las características de un lecho fijo con las ventajas de un reactor con gradiente axial de concentración. Una ventaja importante de estos reactores es su capacidad de manejar grandes cantidades de sólidos de tamaño considerable. Esto permite el uso de catalizadores con mayor estabilidad mecánica, reduciendo la fragmentación y facilitando su manipulación en procesos continuos. Aún así, presentan la desventaja de que las partículas se desgastan con el tiempo. El desgaste mecánico del catalizador puede generar finos que deben ser eliminados o recirculados dentro del sistema para evitar problemas operativos.

En términos de transferencia de calor, el reactor de lecho móvil es conveniente para operar en régimen adiabático, en especial con reacciones endotérmicas. La capacidad del sistema para retener calor y transferirlo de manera eficiente permite reducir la necesidad de aportes externos de energía. El mismo catalizador puede actuar como agente calefactor, utilizando el calor retenido durante su regeneración.

El lecho móvil es especialmente útil en situaciones donde el catalizador sufre una desactivación rápida, ya que permite su regeneración continua, manteniendo así la eficacia del proceso. Esto es crítico en procesos industriales donde la actividad del catalizador disminuye rápidamente debido a la acumulación de coque u otras impurezas. La regeneración constante permite extender la vida útil del catalizador y optimizar la eficiencia del reactor.

3.2.4. Reactores *slurry*

Los reactores *slurry* o de lechada de dos o tres fases son unidades compactas, fáciles de escalar y menos costosas que los diseños de lecho fijo. Aunque no tienen muchas aplicaciones, son ampliamente empleados en procesos donde la reacción ocurre en una

fase líquida con un catalizador sólido disperso, como en la hidrogenación de aceites, la síntesis de combustibles líquidos a partir de gas de síntesis y la biorremediación².

La versatilidad en el tamaño de los gránulos del catalizador permite alcanzar altas velocidades de reacción sin estar limitado por la caída de presión. No obstante, el riesgo de envenenamiento del mismo se acentúa debido a la intensa mezcla de los gránulos con las fases, pero el catalizador puede ser repuesto después de la separación en el filtro. El contacto prolongado entre el catalizador y los reactivos favorece una alta conversión, pero también aumenta la susceptibilidad a la desactivación por impurezas o subproductos de la reacción. Sin embargo, el asentamiento y desgaste de partículas de catalizador sumado a la dificultad de filtración, son algunas de sus principales desventajas. La erosión mecánica de las partículas puede generar sólidos finos que complican la recuperación del catalizador y afectan la eficiencia del proceso.

Estos equipos mantienen las partículas en suspensión, y se pueden clasificar en tres categorías en función al modo de suspensión:

- Reactores *slurry* agitados mecánicamente: en estos equipos las partículas de catalizador se mantienen en suspensión mediante agitación mecánica, lo que favorece altos coeficientes de transferencia de masa y calor entre las fases. Este tipo de reactor es adecuado para sistemas en los que se requiere una mezcla intensa y un control preciso de la temperatura y concentración.
- Reactores *slurry* con columna de burbujas: en este tipo de reactor, el gas y líquido se alimentan por fondo y el sólido se mantiene en “suspensión” mediante agitación inducida por las burbujas de gas. La condición de mezclado no es tan buena como la del tanque mecánicamente agitado. Se utilizan partículas relativamente pequeñas. Estos reactores se emplean en procesos donde la transferencia de masa gas-líquido es el factor limitante, como en la producción de biocombustibles o fermentaciones aeróbicas.
- Reactores de lecho fluidizado trifásico: las partículas están suspendidas debido a la acción combinada del movimiento de las burbujas y el flujo de líquido en paralelo. La principal diferencia entre el lecho fluidizado y la columna de burbujeo es que en el primero las partículas están suspendidas principalmente por el flujo de líquido, mientras que en el segundo se pueden utilizar paquetes de partículas relativamente más grandes. Este diseño es adecuado para procesos catalíticos que requieren regeneración continua del catalizador o donde es fundamental mantener una concentración uniforme de reactivos en el fluido.

La eficiente interacción provocada por la movilidad de las fases permite lograr altas tasas de transferencia de calor con las superficies de intercambio térmico situadas en el interior del reactor, lo que asegura un control de temperatura adecuado. Este control es esencial en reacciones que presentan una alta exotermicidad, ya que evita la generación de puntos calientes y mejora la estabilidad del proceso.

3.2.4.1. *Slurry* mecánicamente agitado

Fenómenos de transporte

En general, los reactores *slurry* se utilizan para asegurar un contacto pleno entre las tres fases, gas, líquido y sólido (Fig. 3.1). Esto implica que el patrón de flujo total está influenciado por el propio de cada fase. La fase líquida (compuesta por glicerol, hidróxido y

² Empleo de microorganismos para la recuperación del medio ambiente o para el tratamiento de materiales.

agua) presenta un mezclado perfecto, lo que garantiza una composición uniforme en todo el reactor y minimiza la aparición de gradientes de concentración. Este comportamiento es fundamental para mantener una conversión estable y evitar zonas de reacción limitadas por difusión. La fase sólida (el catalizador poroso) permanece dispersa en la fase líquida y se considera completamente mojada. El tamaño y la densidad de las partículas de catalizador determinan su estabilidad en suspensión y su efectividad en la reacción. Además, la posible aglomeración de partículas puede influir en la eficiencia del proceso, reduciendo la superficie activa disponible. Aunque la fase gaseosa podría analizarse como un flujo de tipo pistón o mezclado perfecto, no resulta relevante en este estudio, ya que ningún reactivo ingresa en estado gaseoso. Sin embargo, en otros procesos, la interacción gas - líquido puede desempeñar un papel importante en la transferencia de masa y en la velocidad global de reacción. Por lo tanto, se desestiman los aportes relacionados con los fenómenos de transporte de masa gas - líquido, centrándose en los efectos de la interacción entre la fase líquida y el catalizador sólido.

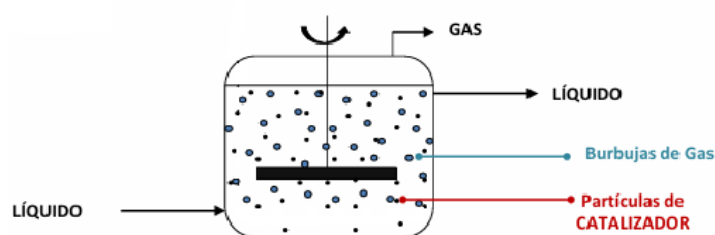
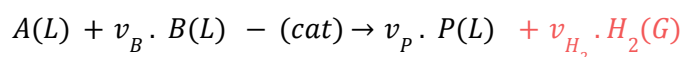


Figura 3.1. Representación del sistema reactor slurry.

La comprensión de los procesos de transporte involucrados en el sistema (Fig. 3.2) resulta esencial para el diseño, modelado y optimización de este tipo de reactor. Asimismo, la ecuación química que describe la reacción (Reacción 3.1) que tiene lugar en el sistema desempeña un papel clave en el estudio, por lo que debe analizarse con detenimiento durante el desarrollo del diseño.



Reacción 3.1

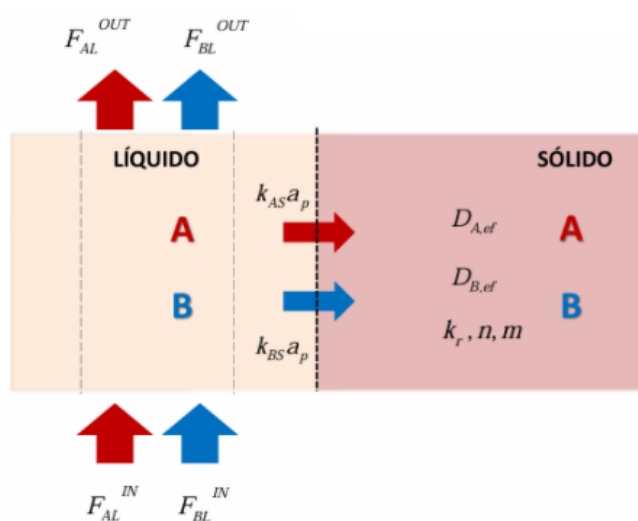


Figura 3.2. Esquema general de flujos de materia.

Los fenómenos de transporte asociados a cada compuesto da lugar a ecuaciones de diseño, las cuales se basan en los balances de masa en estado estacionario. En las Figuras

3.3 y 3.4 se ilustran los procesos de transporte entre las fases líquida y sólida para los compuestos A y B, respectivamente. Además, se presentan las ecuaciones de balances de masa correspondientes para cada uno de ellos (Ec. 3.1 y Ec. 3.2).

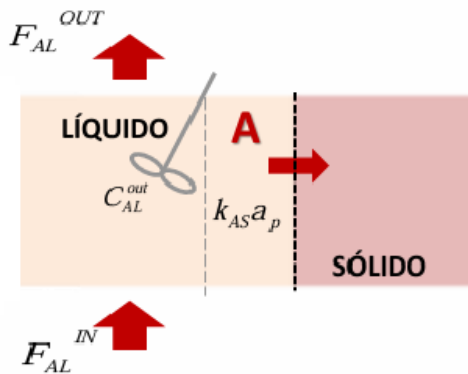


Figura 3.3. Esquema de flujo de masa para reactivo A.

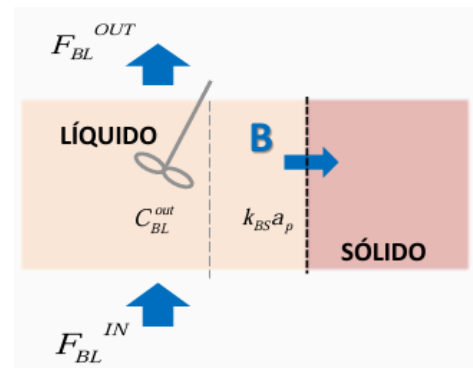


Figura 3.4. Esquema de flujo de masa para reactivo B.

$$F_{AL}^{in} = F_{AL}^{out} + k_{AS} \cdot a_p \cdot (C_{AL}^{out} - C_{AS}^{out}) \cdot W \quad \text{Ec. 3.1} \quad F_{BL}^{in} = F_{BL}^{out} + k_{BS} \cdot a_p \cdot (C_{BL}^{out} - C_{BS}^{out}) \cdot W \quad \text{Ec. 3.2}$$

3.3. Dimensionamiento del reactor

3.3.1. Tipo y configuración

Después de considerar los cuatro posibles tipos de reactores heterogéneos a modelar, se decidió llevar a cabo el diseño de un reactor *slurry* agitado mecánicamente. Cabe destacar que los reactores de lecho fluidizado son equipos cuyo dimensionamiento suele llevarse a cabo mediante ajustes empíricos.

La selección del tipo de reactor en el proceso es importante para garantizar su eficiencia y rentabilidad. Si bien la implementación de un reactor de lecho móvil no es viable debido a que la desactivación del catalizador Cu(16)/HAP es mínima, con una pérdida de actividad de sólo 0,12% por cada cuatro ciclos (equivalente a una hora de operación), tampoco es recomendable optar por un reactor de lecho fijo, ya que la incertidumbre sobre la evolución de la desactivación a largo plazo podría comprometer el desempeño del sistema. En este contexto, un reactor *slurry* se presenta como una alternativa más versátil y adaptable, permitiendo ajustes operacionales en función de la actividad del catalizador y garantizando así una mayor estabilidad y eficiencia del proceso.

Algunas de las ventajas del reactor *slurry* y las razones que justifican su uso en la reacción son las que se presentan a continuación.

- El sistema de agitación mecánica proporciona condiciones de mezclado altamente eficientes, acercándose a un régimen de mezclado perfecto dentro del reactor. Esto permite un control preciso de la temperatura y la homogeneidad en la distribución de reactivos y productos.
- El uso de partículas de catalizador pequeñas permite alcanzar altas velocidades de reacción por unidad de masa, optimizando el desempeño del sistema. La disminución en el tamaño de las partículas reduce las resistencias al transporte de materia y calor, lo que mejora la eficiencia global del proceso. Asimismo, esta reducción favorece el factor de efectividad catalítica y el coeficiente de transporte externo, minimizando las

limitaciones difusivas tanto internas como externas y asegurando una mayor disponibilidad de sitios activos para la reacción.

- La regeneración del catalizador es viable debido a la posibilidad de separarlo de la fase líquida. Sin embargo, será necesario evaluar experimentalmente la facilidad y eficiencia de este procedimiento, ya que factores como la distribución de tamaños de partícula y las propiedades fisicoquímicas del sistema pueden influir en la separación efectiva del catalizador.

3.3.2. Modelo cinético y de reacción

Teniendo en cuenta que en el capítulo 2 se decidió trabajar con el catalizador Cu(16)/HAP presentado por Haixu Yin, se empleó la cinética de reacción definida por los autores para el dimensionamiento del reactor. De esta manera, se plantea una ecuación cinética de ley de potencia (Ec. 3.3).

$$-r_A = -\frac{dn_A}{m_{cat} \cdot dt} = k \cdot C_A^a \cdot C_B^b \quad \text{Ec. 3.3}$$

Dado que la ecuación planteada representa una cinética intrínseca, se asume que la reacción se lleva a cabo en un régimen controlado por reacción química, despreciando las resistencias a la transferencia de masa. Esto es válido cuando la difusión de los reactivos hacia la superficie del catalizador es rápida en comparación con la velocidad de reacción, lo que suele cumplirse en condiciones de agitación intensa o cuando el tamaño de partícula del catalizador es suficientemente pequeño. En este caso, se considera que la reacción ocurre en la superficie activa del catalizador sin limitaciones difusionales significativas, lo que permite el uso de la ley de potencia para describir la cinética del sistema.

En la Ecuación 3.3, m_{cat} representa la carga del catalizador, n_A a los moles de glicerol que reaccionan, C_A y C_B indican las concentraciones de glicerol y NaOH, respectivamente, a y b son los órdenes de reacción y k es la constante de velocidad. La constante de velocidad k sigue un comportamiento según la Ecuación de Arrhenius (Ec. 3.4).

$$k = A \cdot \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad \text{Ec. 3.4}$$

De esta manera, la velocidad de reacción global se puede expresar según la Ecuación 3.5.

$$-r_A = A \cdot \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) C_A^a C_B^b \quad \text{Ec. 3.5}$$

Para calcular los órdenes de reacción a y b , Haixu Yin et al. trabajaron con la expresión linealizada de la Ecuación 3.3. Calcularon las velocidades iniciales de reacción del glicerol a 180°C bajo diferentes concentraciones iniciales de glicerol y NaOH. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Constante de velocidad de reacción y órdenes de reacción sobre el catalizador Cu(16)/HA.

Glycerol concentrations (mol L ⁻¹)	NaOH concentrations (mol L ⁻¹)	Glycerol conversions (%)	Reaction rate	k^b	a	b	R^2
1	1.1	2.7	0.0059	0.0056	0.36 ± 0.03	0.47 ± 0.04	0.9856
1.5	1.1	2	0.0065				
2	1.1	1.8	0.0078				
2.5	1.1	1.5	0.0081				
1	0.5	1.8	0.0039				
1	1.0	2.4	0.0052				
1	1.5	3.1	0.0067				

^a The experimental conditions: glycerol aqueous solution, 100 mL; catalyst loading, 0.46 g; reaction time, 1 h; reaction temperature, 180 °C.

^b Reaction rate constant k , mol^{1-(a+b)} g_{cat}^{-(a+b)-1} h⁻¹.

Los valores de la constante de velocidad k a diferentes temperaturas de reacción se calcularon según la Ecuación 3.3. A partir de la expresión linealizada de la Ecuación 3.4, los autores obtuvieron los valores correspondientes al factor pre-exponencial A y la energía de activación E_a mediante el método de regresión lineal. Los resultados obtenidos se pueden ver en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Constantes de velocidad, factor de frecuencia y energía de activación sobre el catalizador Cu(16)/HAP.

Temperatures (°C)	Conversions (%)	Reaction rates	k_i^a	A^d	E_a (kJ mol ⁻¹)	R^2
160 ^a	1	0.0022	0.0021	2.46×10^{11}	117.2	0.9655
180 ^b			0.0056			
200 ^c	15.9	0.0346	0.0330			

De esta manera, asumiendo que los órdenes de reacción no varían significativamente con la temperatura, se utilizaron los valores de a y b mostrados en la Tabla 3.1 para llevar a cabo el modelo cinético del reactor. Por otro lado, se verificó que la constante de velocidad para la temperatura de operación (230°C) siguiera con la tendencia mostrada en la Tabla 3.2. Esto se puede corroborar a partir del gráfico presentado en la Figura 3.5.

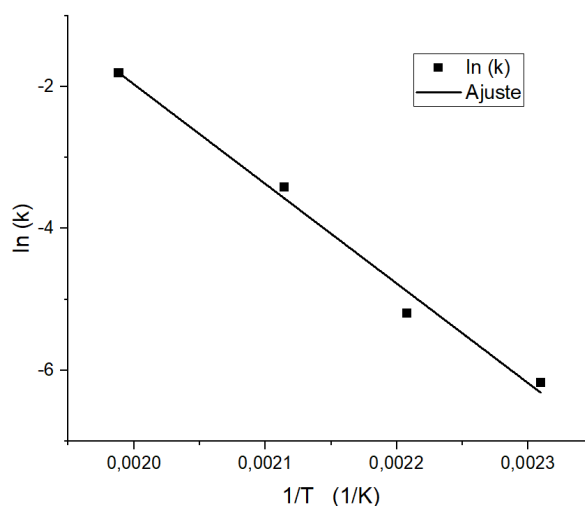


Figura 3.5. Ajuste de la constante de velocidad para diferentes temperaturas.

3.3.3. Diseño del reactor: volumen, conversión y condiciones operativas

El dimensionamiento del reactor, se llevó a cabo a partir del desarrollo de los balances de masa para la reacción heterogénea, que corresponden a la Ecuación 3.6. Para obtener los parámetros involucrados, deben realizarse cálculos previos y suposiciones.

$$Q \cdot C_{AL}^{in} - Q \cdot C_{AL}^{out} = r_{obsA}^{out} \cdot f_s \cdot V_R = r_{obsA}^{out} \cdot W \quad \text{Ec. 3.6}$$

Se determinó un caudal volumétrico total de 32,92 m³/h, considerando las corrientes de agua, glicerina e hidróxido de sodio.

Para calcular la velocidad de reacción a la salida (r_{obsA}^{out}), se utilizaron las ecuaciones 3.4 y 3.5, con los parámetros propuestos por Haixu Yin. Se tomaron en cuenta las concentraciones molares iniciales de glicerina ($C_{AL}^{in} = 2$ M) y de la segunda especie reactante

($C_{BL}^{in} = 2,2 \text{ M}$). A partir de estos valores, se obtuvo una constante de velocidad de reacción de $k = 0,165$. Posteriormente, se calculó la velocidad de reacción al alcanzar una conversión del 80%, resultando en un valor de $0,093 \text{ mol/g}_{cat} \cdot \text{s}$.

Al despejar la ecuación 3.6, se obtuvo la carga necesaria de catalizador, la cual resultó ser de $564,42 \text{ kg}$.

La carga del catalizador está relacionada con el volumen del reactor mediante la ecuación 3.7. En esta relación, el parámetro f_s representa un factor estándar que define la proporción entre el volumen de sólido catalítico y el volumen total del fluido en el sistema.

$$f_s = \frac{\text{volumen}_{catalizador}}{\text{volumen}_{reactor}} = \frac{W_{cat}}{\rho_{catalizador} \cdot \text{volumen}_{reactor}} \quad \text{Ec. 3.7}$$

Para determinar el volumen del sólido catalítico, es necesario conocer su densidad aparente, dado que se trata de un material poroso. En sistemas heterogéneos, la densidad efectiva del catalizador granular (ρ_{CAT}) difiere de la densidad del material base ($\rho_{Sólido}$) debido a la presencia de poros en las partículas. La densidad del catalizador se calcula mediante la ecuación 3.8.

$$\rho_{cat} = \rho_{sólido} * (1 - \varepsilon_p) \quad \text{Ec. 3.8}$$

Donde:

- La densidad del sólido que constituye el soporte del catalizador se toma como $\rho_{Sólido} = 3,16 \text{ g/cm}^3$.
- ε_p : es la porosidad de la partícula, que representa la fracción de volumen ocupada por los poros dentro del material. Para este caso, se considera un valor de $\varepsilon_p = 0,5$, ya que es un valor típico en materiales de este tipo utilizados en reacciones heterogéneas.

De esta forma, la densidad efectiva del catalizador resultó ser $1,58 \text{ g/cm}^3$. Por último, al tomar un valor de $0,1$ en el factor de relación estándar, siendo este un valor típico en bibliografía, se aplicó la Ecuación 3.7, y se obtuvo un volumen de reactor de $3,57 \text{ m}^3$.

3.3.4. Definición del sistema de agitación y mezclado

En este tipo de reactores es de gran importancia aprovechar al máximo el catalizador y garantizar una distribución uniforme de la temperatura. Esto implica mantener todas las partículas en suspensión y que así, alcancen las condiciones de mezclado perfecto, por lo que es fundamental el diseño de un apropiado sistema de agitación.

Se propuso la implementación de una turbina de 6 palas planas junto con la instalación de cuatro baffles en el reactor. Además, se estableció un diámetro característico de 1 mm para la partícula de catalizador, dado que es un valor típicamente utilizado en la bibliografía.

Existe una velocidad mínima de agitación (N_m) requerida para mantener en suspensión todas las partículas de catalizador y evitar su aglomeración en el fondo del reactor. Este parámetro se determinó a partir de la Ec. 3.9, utilizando los valores detallados en la Tabla 3.3.

Entre los parámetros considerados, se incluye el diámetro del agitador, el cual se estimó como un tercio del diámetro del reactor, dada que esta es una relación utilizada comúnmente en bibliografía (Foust et al., 1987). A su vez, el diámetro del reactor se determinó bajo la suposición de que es igual a su altura, relación que mejora la eficiencia de la mezcla y la transferencia de calor, obteniendo así un valor de $1,66 \text{ m}$.

Otro parámetro relevante es β , un factor geométrico que depende del tipo de agitador empleado. En este caso, se utilizó una turbina de seis palas, como se mencionó posteriormente.

Por otro lado, la carga de catalizador (w_p) se calculó a partir de la relación entre la cantidad total de catalizador en el reactor y el caudal másico total. Finalmente, la densidad y viscosidad de la mezcla se determinaron mediante la simulación de la mezcla en las condiciones de reacción (230 °C y 35 bar).

$$Nm = \frac{\beta \cdot dp^{0.2} \cdot \mu_L^{0.1} \cdot g^{0.45} \cdot (\rho_p - \rho_L)^{0.45} \cdot Wp^{0.13}}{\rho_L^{0.55} \cdot di^{0.85}} = 155,45 \frac{1}{min} \quad \text{Ec. 3.9}$$

Tabla 3.3. Parámetros utilizados para el cálculo de la velocidad de agitación mínima.

Diámetro del agitador (m)	d_i	0,552
Parámetro que depende del tipo de agitador ($\beta = 2 * (\frac{D_r}{D_i})^{1,33}$)	β	8,62
Diámetro de la partícula (m)	d_p	10^{-3}
Gravedad (m/s²)	g	9,81
Densidad del catalizador (kg/m³) [ρ_{cat}]	ρ_p	1580
Carga del catalizador (g_{cat}/100 g sn)	W_p	1,65
Densidad del líquido (kg/m³)	ρ_L	782,5
Viscosidad del líquido (kg/m.s)	μ_L	$5 \cdot 10^{-4}$

A continuación, se determinó la potencia que el agitador deberá suministrar. Para esto, se partió del número de Reynolds calculado para el sistema ($Re = 5 \cdot 10^5$) y se utilizó la Figura A.3.1 del Anexo III. De esta forma, se obtuvo el número de potencia, $Po = 7$, y mediante la Ecuación 3.10 se estimó el consumo de energía del agitador de turbina de 6 palas.

$$Potencia \text{ de agitador} = Po \cdot Nm^3 \cdot di^5 \cdot \rho_L = 4894,30 \text{ W} \quad \text{Ec. 3.10}$$

Debido a la presencia de partículas sólidas en suspensión y burbujas de gas generadas por la liberación de hidrógeno, es necesario ajustar la potencia del sistema, lo cual se realiza mediante la ecuación 3.11. En esta expresión, el parámetro ψ se determina a partir de la correlación de Calderbank, representada en la Figura A.3.2 del Anexo III. Para un valor de 0.039 en el eje x, se obtiene $\psi = 0.999$, permitiendo así establecer la potencia real requerida para el reactor *slurry*. En esta expresión, el término w_f representa la cantidad de catalizador por unidad de volumen de solución.

$$Potencia \text{ reactor} = \frac{Pot \cdot \psi}{\rho_L} \cdot \left[w_f + \rho_L \cdot \left(1 - \frac{w_f}{\rho_{cat}} \right) \right] = 199,7 \text{ kW} \quad \text{Ec. 3.11}$$

3.4. Diseño térmico

3.4.1. Cálculo de la variación entálpica

Dado que se parte de una mezcla líquida real, se consideró el camino termodinámico presentado en la Figura 3.6 para el cálculo del ΔH de reacción, en donde se llevan a cabo los siguientes pasos:

1. Pasaje de mezcla líquida real a 35 bar y 503 K a una mezcla de vapor real a 28 bar y 503 K. En estas últimas condiciones, el agua de la mezcla cambia de fase, y dado que se encuentra de forma mayoritaria, puede asumirse que lleva consigo a los demás compuestos de la mezcla al mismo estado. Por lo tanto, en esta etapa debe considerarse tanto la variación de presión de la mezcla, como los cambios de fases involucrados.
2. Pasaje de mezcla de gases reales a 28 bar y 503 K a mezcla de gases ideales a 1 bar y 503 K. Al pasar a una presión de 1 bar, se puede considerar que la mezcla se trata de gases ideales, debido a que al trabajar a una baja presión las interacciones entre las moléculas son débiles. En este caso, la variación de entalpía se obtiene como la diferencia de entalpía de las mezclas de gases, donde en el primer estado se calcula mediante el uso de propiedades residuales.
3. Pasaje de mezcla de gases ideales a 1 bar y 503 K a gases separados en las mismas condiciones. En este caso, se encuentra involucrado un ΔH de desmezclado, el cual es opuesto al de mezclado, y como se trata de gases ideales es equivalente a cero.
4. Pasaje de gases ideales separados a 1 bar y 503 K a líquidos separados a 1 bar y 298 K. Esta etapa consta de la variación de temperatura de la solución por lo que se tuvieron en cuenta los calores específicos de los compuestos, y las variaciones de entalpía por condensación.
5. Pasaje de líquidos separados a 1 bar y 298 K a gases ideales separados a 1 bar y 298 K. En este caso, el cálculo fue similar al del paso nº 4, pero considerando que la mezcla ahora estaba compuesta por los productos de reacción y los restos de reactivos.

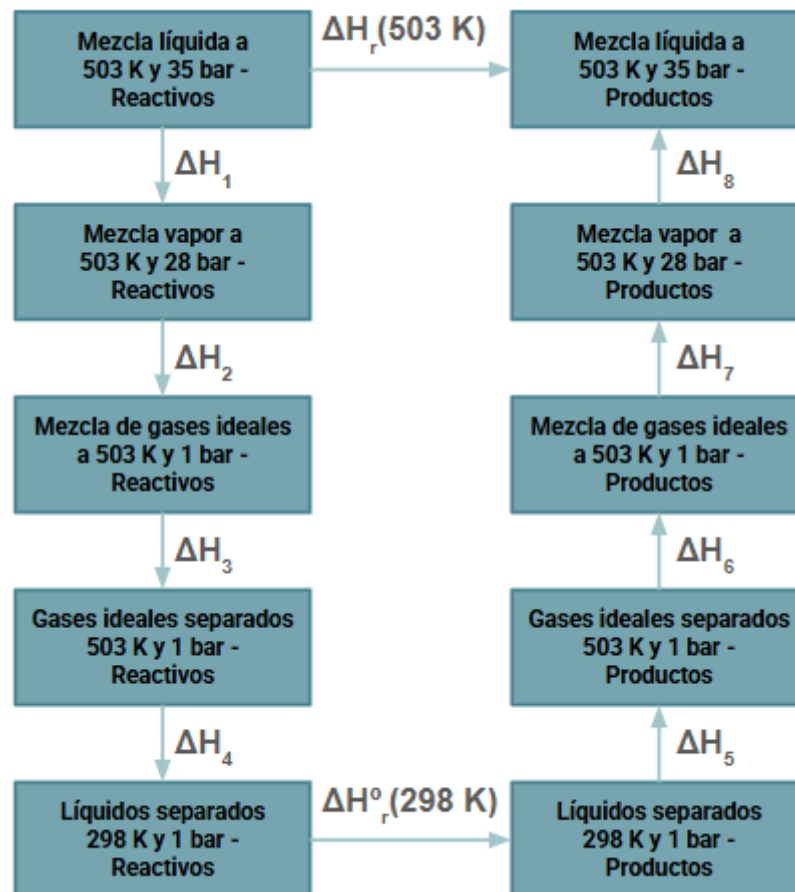
Los cálculos de los pasos 6, 7 y 8, son análogos a los 3, 2 y 1 respectivamente.

En cuanto al paso del ΔH_r^0 , se calculó mediante los datos de entalpía de formación de productos y reactivos obtenidos de bibliografía para condiciones de 1 bar y 298 K.

Luego, la variación de entalpía de reacción del sistema en las condiciones de trabajo del proceso, se obtiene mediante la suma de las entalpías de los pasos planteados. En la Tabla 3.4 se muestran los resultados para cada etapa.

Tabla 3.4. Valores de los ΔH de cada etapa.

ΔH_1 (kJ/mol)	-31,68
ΔH_2 (kJ/mol)	177,83
ΔH_3 (kJ/mol)	0
ΔH_4 (kJ/mol)	- 44,92
ΔH_5 (kJ/mol)	41,53
ΔH_6 (kJ/mol)	0
ΔH_7 (kJ/mol)	-222,18
ΔH_8 (kJ/mol)	-31,53
ΔH_r^0 (298K) (kJ/mol)	125,58
ΔH_r (503K) (kJ/mol)	79,99

**Figura 3.6.** Camino termodinámico.

3.4.2. Sistema de intercambio de calor

Para diseñar el sistema de intercambio de calor en el reactor, se desarrolló el balance de energía pertinente para un reactor *slurry* (Ec. 3.12). Esto permitió determinar el área del

serpentín requerida para mantener la temperatura constante, considerando la naturaleza endotérmica de la reacción. Es importante mencionar que se asume que la mezcla de reacción en el reactor se encuentra a 503K, y el propósito del serpentín es únicamente mantener esa temperatura. El calor necesario que se debe suministrar para llevar esto a cabo es de 1170,22 kW.

$$G \cdot cp \cdot (T_b^{out} - T_b^{in}) = r_{obs}^{out} \cdot f_s \cdot V_R \cdot (-\Delta H) + U \cdot A \cdot (T_c - T_b^{out}) \quad \text{Ec. 3.12}$$

Donde;

- T_c : es la temperatura de la camisa, que se impuso un valor de 543 K. Para poder trabajar a estas condiciones, se eligió el fluido térmico *Downtherm A*.
- U : coeficiente global de transferencia de calor. Se tomó un valor de 900 J/(s.m².K).
- G : es el caudal másico de entrada al reactor. $G = 34231,16$ kg/hr.
- Cp : es el calor específico de la mezcla se tomó como el de la mezcla final, dado que, al tratarse de un tanque agitado continuo (TAC), se asume este valor por estar en estado estacionario. $Cp = 3225,97$ J/kg.K.

De esta manera, se calculó el área que deberá tener el serpentín, siendo la misma de 32,51 m². A su vez, a partir de este dato, se determinó la longitud del serpentín, siendo de 101,84 m. Para esto fue necesario definir su diámetro externo, utilizando la Tabla A.3.1 del Anexo III. Se optó por un diámetro externo (D_o) de 4" con el fin de maximizar el área de transferencia de calor y minimizar la longitud del tubo. Por las dimensiones que presenta el serpentín se decidió que su configuración sea del tipo helicoidal, el cual se enrolla en forma de hélice dentro del tanque, lo que permite un buen contacto con el fluido, y a su vez, resulta eficiente en términos de transferencia de calor debido a que su curvatura produce turbulencia.

Debido a las dimensiones del serpentín, se decidió emplear una configuración helicoidal. Esta disposición, en la que el tubo se enrolla en forma de hélice dentro del tanque, permite un óptimo contacto con el fluido y mejora la eficiencia en la transferencia de calor, ya que la curvatura del tubo genera turbulencia, favoreciendo el intercambio térmico.

Por otro lado, también se calculó la diferencia de temperatura adiabática a partir de la Ecuación 3.13.

$$\Delta T_{ad} = \frac{-\Delta H_r \cdot NAO \cdot x_A}{masa_{total} \cdot Cp_{mezcla}} = -21,94 \text{ K} \quad \text{Ec. 3.13}$$

El valor obtenido se corresponde con el calor de reacción calculado. Al ser una reacción endotérmica, va a tender a consumir energía y por ende a disminuir la temperatura a la salida del reactor.

3.5. Especificaciones constructivas

El diseño y la construcción de un reactor para la producción de ácido láctico a partir de glicerina requieren un enfoque integral que abarque diversos aspectos técnicos para garantizar su eficiencia, seguridad y operatividad. En esta sección, se detallarán las especificaciones constructivas que aseguran el adecuado funcionamiento del reactor, poniendo énfasis en dos áreas clave: los sistemas de control y seguridad, y la aislación térmica. Estos componentes son fundamentales para mantener las condiciones operativas dentro de los parámetros óptimos, prevenir riesgos durante la operación y optimizar el

rendimiento energético del proceso. A continuación, se analizarán las características y consideraciones que deben tenerse en cuenta para cada uno de estos sistemas.

3.5.1. Material de construcción del reactor

Los materiales seleccionados para la construcción del reactor deben cumplir con una serie de requisitos técnicos que aseguren su durabilidad, resistencia y eficiencia durante la operación. Entre las principales consideraciones se encuentran la resistencia a la corrosión, la capacidad de soportar altas temperaturas y presiones, así como su compatibilidad con los productos químicos involucrados en el proceso de producción de ácido láctico. Algunos materiales que podrían utilizarse para la operación son:

- **Acero inoxidable:** Este es uno de los materiales más comunes para la construcción de reactores, particularmente el tipo 316L, debido a su alta resistencia a la corrosión y a la oxidación, especialmente en ambientes ácidos y básicos. Es ideal para asegurar la integridad estructural del reactor en contacto con fluidos agresivos como los que se generan en este proceso.
- **Aleaciones especiales:** En casos donde las condiciones operativas son más exigentes, como en procesos a temperaturas muy altas o con productos químicos altamente reactivos, se utilizan aleaciones especiales como el Hastelloy o el Inconel. Estas son altamente resistentes a la corrosión por ácidos, álcalis y otras sustancias reactivas, lo que las hace útiles en sistemas de alta demanda en términos de resistencia química.
- **Acero al carbono recubierto:** Para situaciones en las que la corrosión no es tan significativa pero se requiere una estructura resistente a la presión, el acero al carbono recubierto con una capa protectora, como el revestimiento de epoxi o cerámico, puede ser adecuado. Este tipo de material es menos costoso que el acero inoxidable y puede ser eficaz en aplicaciones donde no se esperen agresiones químicas severas.
- **Vidrio o cerámica:** En componentes que requieren una resistencia extrema a la corrosión, como recubrimientos internos del reactor o en zonas de contacto con ácidos fuertes, los recubrimientos de vidrio o cerámica pueden ser útiles. Estos materiales ofrecen una resistencia excepcional a los productos químicos, aunque pueden ser más frágiles frente a golpes mecánicos.

En base a las condiciones operativas del proceso de producción de ácido láctico a partir de glicerina, el acero inoxidable 316L se presenta como la opción más adecuada para la construcción del reactor. Su combinación de resistencia a la corrosión, alta durabilidad, capacidad para soportar temperaturas y presiones moderadas, y compatibilidad con otros sistemas del reactor lo convierte en el material ideal para garantizar un funcionamiento seguro, eficiente y de largo plazo. Aunque su costo inicial es más alto, la inversión se ve compensada por la reducción en el mantenimiento y los costos operativos asociados con su durabilidad.

En cuanto al material del serpentín, deben tomarse en cuenta las mismas consideraciones que para el reactor, además de la interacción con el fluido térmico. Dado que el fluido dentro del serpentín es *Dowtherm A* (una mezcla de difenil y éter difenílico utilizada como fluido térmico) y el fluido exterior contiene glicerina, NaOH, agua y sales, la opción más adecuada sería el acero inoxidable AISI 316. Sin embargo, debido a su alto costo, también se podría considerar el uso de acero al carbono con recubrimiento, como

teflón o pintura industrial epoxi resistente a la corrosión. La elección final se decidirá en capítulos posteriores.

3.5.2. Aislación térmica

Después de definir la configuración geométrica del tanque reactor, es fundamental analizar las pérdidas de calor a través de sus paredes. Aunque la reacción es endotérmica, se desarrolla a una temperatura de 503 K (T_s), mientras que la temperatura externa (T_{inf}) se mantiene en 20 °C.

Para ello, se calculó el área superficial del reactor, considerando tanto las dos tapas como la envoltente cilíndrica. Este análisis permitió aplicar la expresión teórica para la transferencia de calor (Ec 3.14) y determinar el coeficiente de convección (h) hacia el medio ambiente, que resultó de 430,78 W/m².K.

$$h = \frac{-Q}{A_{tanque} \cdot (T_s - T_{inf})} = \frac{r_{obs}^{out} \cdot f_s \cdot V_R \cdot (-\Delta H)}{A_{tanque} \cdot (T_s - T_{inf})} \quad \text{Ec. 3.14}$$

En este contexto, resulta relevante considerar el radio crítico de aislamiento térmico, un concepto clave en la transferencia de calor. Este parámetro define el punto en el cual añadir aislamiento puede aumentar o reducir la disipación térmica de un sistema, tal como se ilustra en el gráfico de la Figura 3.7. Cuando el radio de una tubería o cilindro es menor que el radio crítico, el efecto de la resistencia térmica conductiva del aislante es menor que el aumento de la superficie de contacto expuesta a la convección, lo que puede incrementar la pérdida de calor. En cambio, si el radio del sistema es mayor que el radio crítico, el aislamiento reduce efectivamente la disipación térmica.

Este concepto es clave en el diseño de equipos térmicos, como reactores y tuberías industriales, donde un aislamiento adecuado permite controlar la eficiencia energética y minimizar pérdidas térmicas no deseadas.

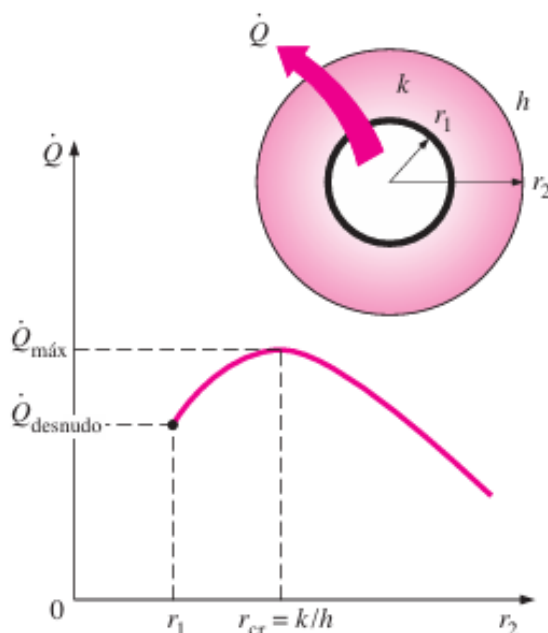


Figura 3.7. Variación de la razón de transferencia de calor con el radio externo del aislamiento r_2 cuando $r_1 < r_{cr}$. (Cengel, 2007).

El cálculo de este parámetro se realizó utilizando los coeficientes de conducción térmica (k) de distintos materiales aislantes, evaluando opciones como fibra de vidrio, poliuretano expandido y perlita. Estos materiales fueron seleccionados por sus características térmicas y disponibilidad industrial. En la Tabla 3.5, se encuentran detallados los resultados obtenidos.

Tabla 3.5. Comparación de aislantes.

Material	k (W/m.K)	r crítico (mm)
Fibra de vidrio	0,036	0,084
Poliuretano expandido	0,023	0,053
Perlita	0,052	0,121

Una vez determinado el espesor necesario para los materiales previamente analizados, se infiere que esta opción no resulta práctica, ya que los espesores requeridos son muy pequeños, lo que dificulta tanto su obtención como su aplicación efectiva.

Como complemento, se analizó el uso de recubrimientos con pinturas termoaislantes. Se consideraron capas de Mascoat Industrial-DTI o productos similares, cuya conductividad térmica es de aproximadamente 0,035 W/m·K, con espesores de 25 - 50 μm para pinturas al agua o látex y 50 - 75 μm para pinturas a base de aceite. Estas capas pueden proporcionar una barrera térmica adicional sin generar un aumento significativo en la resistencia mecánica del reactor. De manera análoga a los recubrimientos, se calculó el radio crítico y el n° de capas necesarias para cubrirlo, estos valores se muestran en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Comparación de pinturas.

Base	N° Capas	r crítico (mm)
Agua o látex	1,625	0,081
Aceite	1,083	0,081

Finalmente, se ha determinado que se aplicará un recubrimiento uniforme en toda la superficie externa del tanque. Para optimizar la reducción de las pérdidas de calor, se recomienda la aplicación de, al menos, 2 a 3 capas de material aislante. Este enfoque permite reforzar la barrera térmica sin incrementar significativamente el área expuesta, evitando un efecto contraproducente en la disipación de energía. A su vez, se adoptará una estrategia conservadora en la aplicación del aislante, garantizando la incorporación de un sistema de regulación termal preciso que permita ajustar y controlar de forma eficiente las posibles fluctuaciones en la temperatura. Esta solución integral contribuye a mantener la estabilidad operativa del reactor y a maximizar su rendimiento energético, aspectos esenciales en procesos industriales críticos.

3.5.3. Sistema de control y seguridad

Para un sistema que opera a 35 bares de presión y 230°C de temperatura, la elección de un sistema de control adecuado es crucial para garantizar la seguridad, eficiencia y estabilidad del proceso. Dado que se manejan condiciones de alta presión y temperatura, lo más

recomendable sería implementar un sistema de control que abarque tanto la presión como la temperatura, con posibles protecciones adicionales para la seguridad del sistema.

En el caso del control de la temperatura, un controlador PID (Proporcional, Integral y Derivativo) es una opción ideal ya que permite ajustar continuamente el sistema para mantener la temperatura dentro de un rango deseado, asegurando así la estabilidad del proceso. Este tipo de controlador se asocia con sensores de temperatura como termocuplas o RTDs, que son apropiados para medir temperaturas en rangos de hasta 230 °C. El controlador PID también interactúa con elementos de calefacción, como el intercambiador de calor, para mantener la temperatura constante. Su función principal es ajustar los parámetros del sistema para evitar desviaciones del *setpoint*, protegiendo el proceso de sobrecalentamientos o enfriamientos no deseados y garantizando el rendimiento eficiente y seguro del sistema térmico.

Por otro lado, la implementación de un controlador PID de presión es crucial para el mantenimiento de una presión constante en un sistema, similar a la operación de un controlador de temperatura. Este controlador se conecta a sensores de presión, como los transductores, que son efectivos en un rango de 35 bares, proporcionando mediciones precisas y continuas de la presión. En combinación con válvulas de control automáticas, el PID regula el flujo de fluidos para asegurar que la presión se mantenga dentro de los parámetros deseados. Al detectar cualquier desviación, el controlador ajusta las válvulas en tiempo real, lo que permite una corrección inmediata de la presión y un control eficiente del proceso. De este modo, el sistema se mantiene estable, evitando fluctuaciones que puedan afectar su funcionamiento.

En cuanto a sistemas de seguridad, son claves en este proceso dado que se opera a presiones y temperaturas elevadas. Algunas medidas que se pueden implementar son el agregado de una válvula de alivio que se activa cuando la presión excede los 35 bares, protegiendo el sistema de sobrepresiones peligrosas. El termostato de seguridad es otro elemento posible que apaga el sistema o activa una alarma si la temperatura supera un límite crítico, como 240 °C o 250 °C, evitando daños al equipo.

Bibliografía

Cao, E (1983). Intercambiadores de calor.

Cengel, Y. A. (2011). *Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones* (4ª ed.). McGraw-Hill.

Foust, A. S., Wenzel, L. A., Clump, C. W., Maus, L., & Andersen, L. B. (1987). *Principios de operaciones unitarias* (2ª ed.). Compañía Editorial Continental.

Levenspiel, O. (1993). *Chemical Reactor Omnibook*. Oregon St Univ Bookstores.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2007). *Operaciones básicas de ingeniería química* (7ª ed.). McGraw-Hill.

Mascoat. (n.d.). *Industrial-DTI thermal insulating coatings*. Mascoat. Recuperado el 18 de mayo de 2024 de <https://mascoat.com/thermal-insulating-coatings/industrial-dti>.

National Institute of Standards and Technology. NIST. <https://www.nist.gov/>

Ramachandran, P. A. (1983). *Three-phase catalytic reactors*. Gordon and Breach Science Publishers.

Yanus A. Cengel, Afshin J. Ghajar (2010). *Transferencia de calor y masa* (4ta edición) Fundamentos y aplicaciones.

Yin, H., Zhang, C., Yin, H., Gao, D., Shen, L., & Wang, A. (2016). Hydrothermal conversion of glycerol to lactic acid catalyzed by Cu/hydroxyapatite, Cu/MgO, and Cu/ZrO₂ and reaction kinetics. *Chemical Engineering Journal*, 288, 332–343. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.12.010>

ANEXO III: Herramientas de cálculo

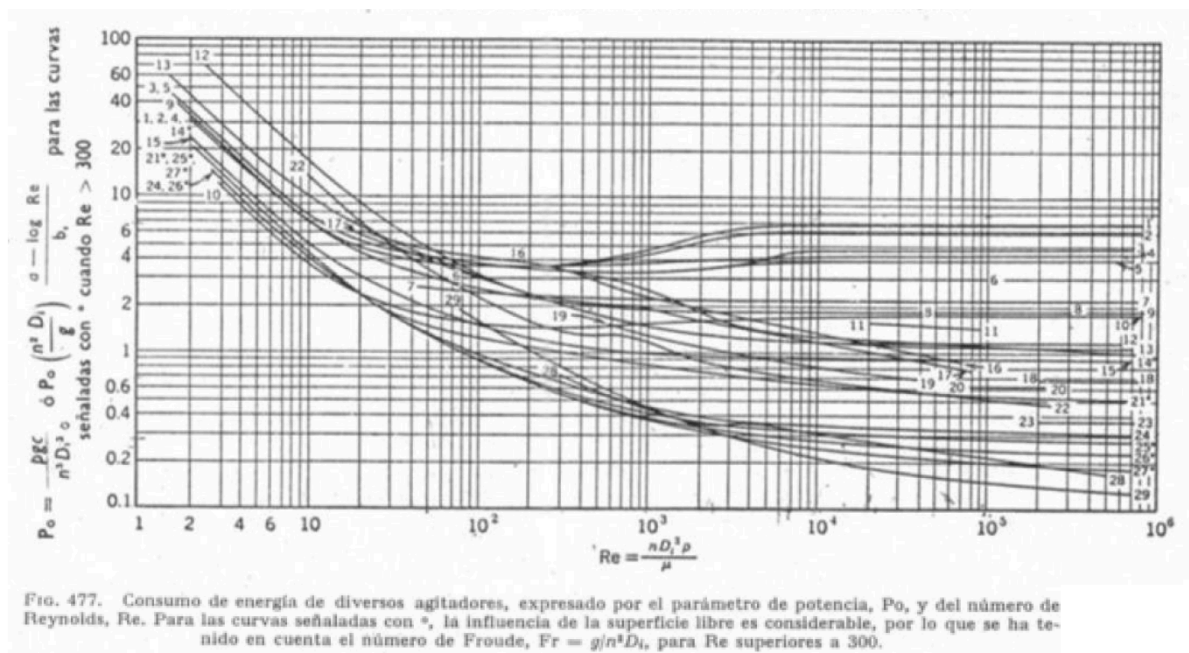


Figura A.3.1. Consumo de energía para diversos agitadores.

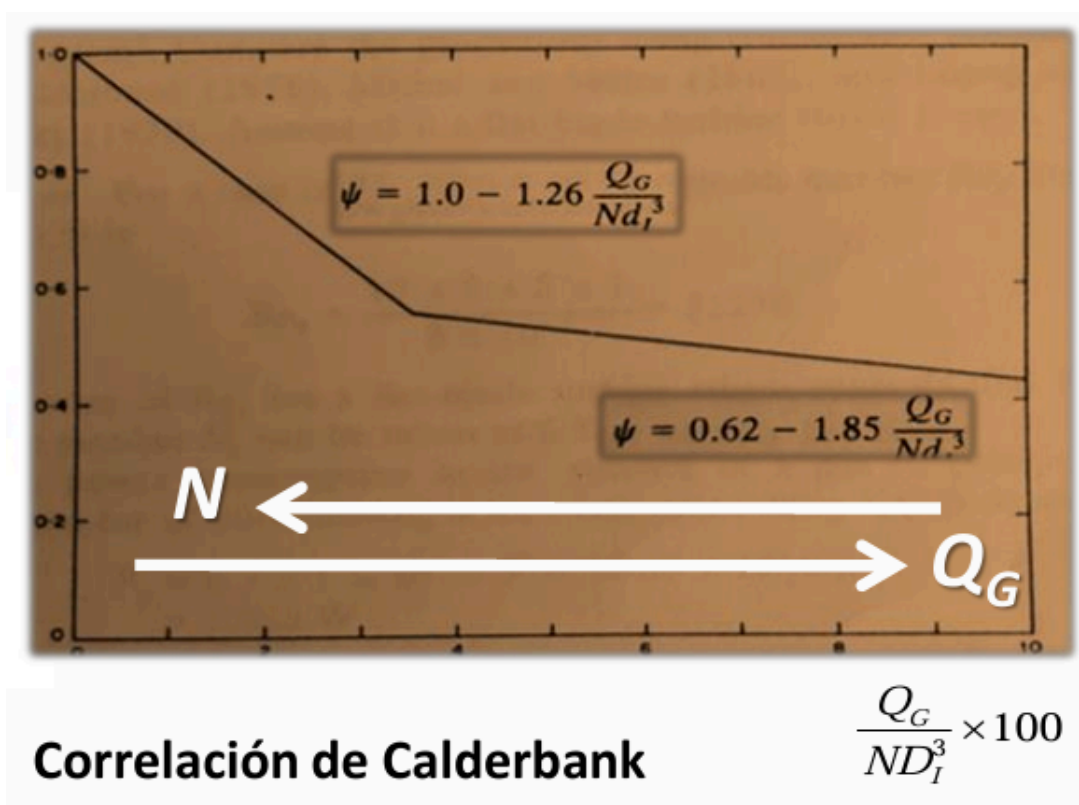


Figura A.3.2. Correlación de Calderbank para la determinación de la potencia consumida en el reactor.

Tabla A.3.1. Combinaciones comunes de diámetros externos e internos para intercambiadores de doble tubo.

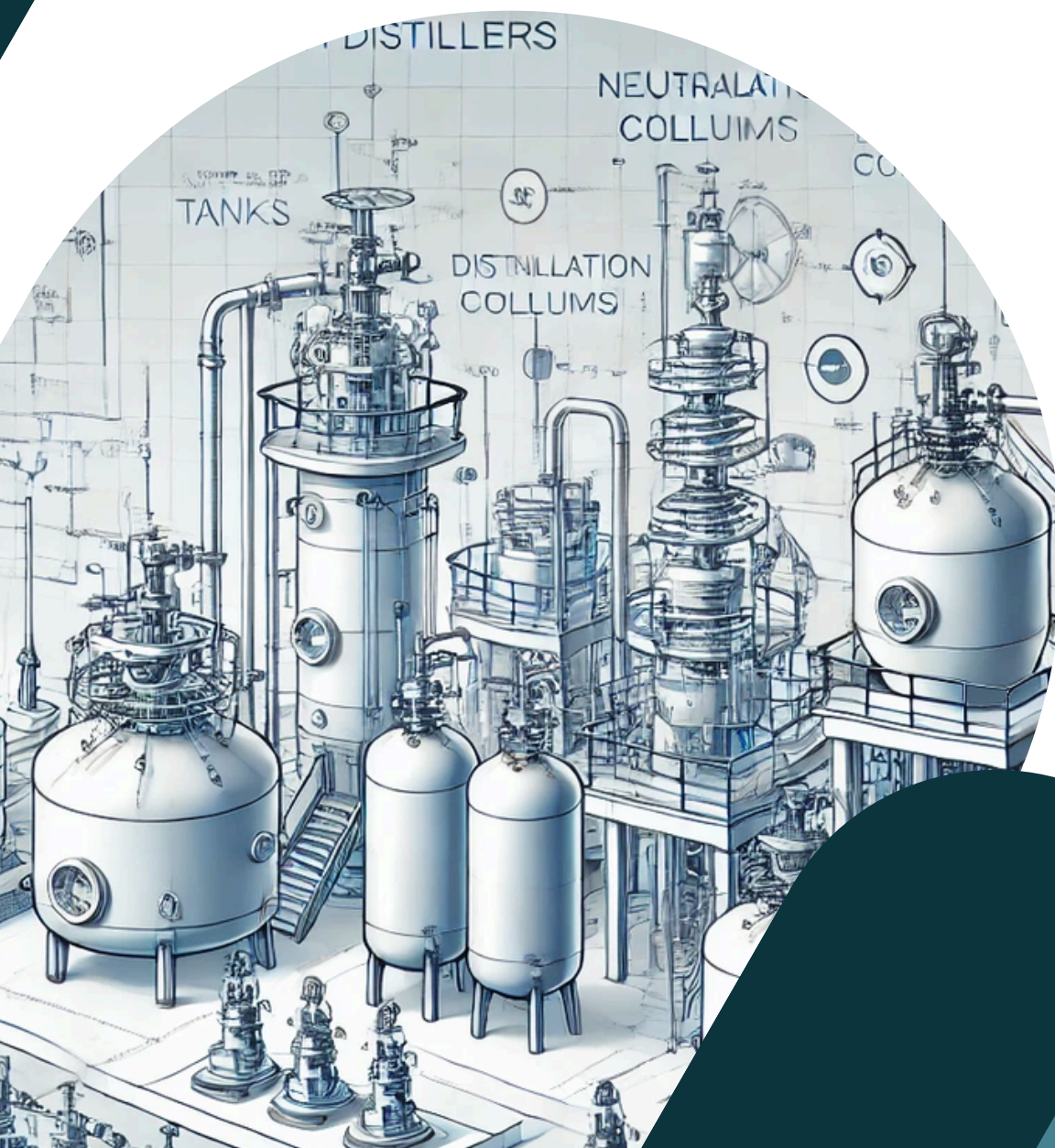
TABLA 1 Combinaciones comunes para intercambiadores doble tubo (Dimensiones en pulgadas)						
ϕ Tubo Externo	ϕ Tubo Interno					
2	3/4	1	1 1/4			
2 1/2	3/4	1	1 1/4			
3	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	
4	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3

15

Capítulo IV

Diseño del sistema de purificación

Trabajo final de Ingeniería
Química



2024

Resumen ejecutivo

El presente capítulo desarrolla el diseño del sistema de purificación del ácido láctico, cuyo objetivo es alcanzar una pureza del 90% a partir de la corriente de reacción. Para ello, se han seleccionado y dimensionado los principales equipos del proceso, considerando las condiciones operativas óptimas para garantizar la eficiencia de separación y minimizar el impacto ambiental.

En primera instancia, se implementa un filtro para la separación del catalizador sólido Cu(16)/HAP proveniente del reactor *slurry* heterogéneo. Este equipo opera a una presión de 3500 kPa y una temperatura de 230 °C, empleando una membrana de PTFE o cerámica con poros de 10 a 20 micrones. Su configuración de flujo cruzado permite evitar la acumulación de sólidos, facilitando su integración al proceso sin afectar el rendimiento operativo.

Posteriormente, la corriente es sometida a una destilación flash en el destilador flash N°1, diseñado para reducir el contenido de agua y optimizar las etapas siguientes. Este equipo opera a 100,7 °C y 100 kPa, con un volumen de 8,7 m³ (2,3 m de diámetro y 2,1 m de altura). Su estructura cilíndrica vertical con deflectores internos permite mejorar la eficiencia de separación.

La fase líquida obtenida en esta etapa es dirigida a un tanque de neutralización, donde se lleva a cabo la conversión del lactato de sodio en ácido láctico mediante la adición de ácido sulfúrico. Este equipo opera a 101 °C y 100 kPa, con un volumen de 4,5 m³. Cuenta con un sistema de agitación de 669,5 W que asegura una adecuada mezcla de los reactivos, mientras que un serpentín interno permite disipar el calor generado por la reacción exotérmica a través de 28,14 m² de área de transferencia y una longitud de 88,2 m.

Tras la neutralización, la corriente es enviada a un segundo destilador flash con el fin de eliminar el exceso de agua generado en la reacción. Este equipo, similar al flash N°1, opera a una presión de 100 kPa y una temperatura de 101 °C, con un volumen de 12,6 m³ (diámetro 2,7 m y altura de 2,2 m). Su diseño vertical permite optimizar la separación de agua sin afectar la composición del ácido láctico en la corriente líquida.

Posteriormente, se procede a la eliminación de sólidos mediante un separador centrífugo, el cual permite la remoción del sulfato de sodio formado en la neutralización. Para ello, se seleccionó el modelo Flottweg AC1200, con una capacidad de procesamiento de 17.000 L/h, caracterizado por su alta eficiencia energética y dimensiones compactas, lo que facilita su integración en procesos continuos.

La corriente líquida purificada es sometida a una separación fraccionada en una columna de destilación primaria (Torre de destilación N°1), cuyo objetivo es eliminar el contenido de agua remanente y concentrar el ácido láctico en la fase que sale por fondo. Esta unidad opera a una presión de 100 kPa, con un condensador a 99,6 °C y un reboiler a 165 °C. Su volumen total es de 5,4 m³ y cuenta con 4 platos, con una relación de reflujo de 0,1, permitiendo la obtención de un fondo enriquecido en ácido láctico y un destilado compuesto mayoritariamente por agua, que será reutilizada en el proceso.

Finalmente, la corriente enriquecida en ácido láctico se somete a una última etapa de separación en la columna de destilación secundaria (Torre de destilación N°2), donde se busca alcanzar una pureza mayor al 90 % p/p en nuestro producto de interés. Esta torre opera a 100 kPa, con un condensador a 195,1 °C y un reboiler a 288,2 °C. Su volumen es de 1,4 m³ y cuenta con 5 platos, con una relación de reflujo de 0,1, asegurando la recuperación máxima del producto final con la mínima presencia de impurezas.

Este conjunto de equipos está diseñado para garantizar la eficiencia del proceso de purificación, optimizando la recuperación del ácido láctico y minimizando el impacto ambiental mediante la reutilización de agua y la gestión segura de productos químicos.

4.1. Introducción

En este capítulo se propone diseñar el sistema de separación necesario para cumplir con la especificación de pureza del ácido láctico. Para eso se deberá definir el número y la secuencia de operaciones de separación a llevar a cabo.

Se pueden utilizar diversos equipos, en los cuales, mediante procesos mecánicos o que involucren transporte de masa, se logre la separación propuesta. Las separaciones mecánicas son aquellas que pueden llevarse adelante de forma sencilla, basadas en diferencias de densidades o en la heterogeneidad de la mezcla. En cambio las separaciones que involucran fenómenos de transporte de masa, están asociadas a mezclas homogéneas donde la separación debe hacerse a escala molecular, siendo más costosas y sensibles que las primeras.

Con el fin de establecer el nivel de separación y diseñar los equipos requeridos para realizar la operación, es fundamental identificar propiedades del sistema, tales como la densidad, los puntos de ebullición, los pesos moleculares, así como parámetros relacionados con los coeficientes de transferencia de masa, entre otros.

Por lo tanto, en esta parte de la tesis, se recurrirá al simulador *UNISIM Design* y a sus paquetes termodinámicos para definir las características operativas y de diseño de los equipos necesarios. Igualmente, se efectuará un análisis de sensibilidad con el objetivo de optimizar su desempeño.

4.2. Procesos de separación de sólidos

Las tecnologías de separación son fundamentales en diversas industrias, como la alimentaria, farmacéutica y energética. Estas tecnologías se emplean para separar líquidos entre sí o sólidos de líquidos, con el objetivo de obtener sustancias más limpias, generar subproductos valiosos y reducir la cantidad de residuos. Existen distintos métodos para separar dichas fases, siendo las dos tecnologías más comunes la separación centrífuga y la filtración.

Dentro de las tecnologías centrífugas, se incluyen los decantadores y las separadoras de pila de discos, comúnmente denominadas centrifugadoras. En numerosos procesos, se utilizan decantadores, separadoras de pila de discos y filtros en diferentes etapas, o incluso en serie, para lograr la separación deseada.

Los decantadores centrífugos eliminan partículas grandes de lodos o líquidos con alta concentración de sólidos, y separan dos fases líquidas de densidades variables mediante la fuerza centrífuga. Su funcionamiento se basa en la aceleración de las partículas, que se desplazan hacia el fondo del decantador debido a la fuerza centrífuga, permitiendo así que se forme un sedimento que puede ser fácilmente retirado. Son útiles para líquidos que contienen 15 % o más de sólidos, con partículas superiores a 10 micras.

Las centrifugadoras verticales de discos utilizan la fuerza centrífuga para separar líquidos con una menor concentración de sólidos y partículas más pequeñas. En este tipo de dispositivo, los discos apilados dentro del tambor crean una superficie de sedimentación que mejora la separación de las fases. Son ideales para separar dos fases líquidas y una fase sólida, y son eficaces para líquidos que contienen menos del 25% de sólidos y partículas 0,1 micras y 150 micras.

Los filtros de membrana están diseñados para tratar líquidos con bajas concentraciones de sólidos, son capaces de retener partículas de hasta 1 micra en líquidos con un contenido inferior al 5%. Su funcionamiento se basa en la aplicación de presión que impulsa el líquido

a través de una membrana semipermeable, lo que permite el paso de las moléculas líquidas y la retención de las partículas sólidas.

4.3. Procesos de destilación utilizados a escala industrial

La destilación es una técnica de separación que aprovecha las diferencias en las presiones de vapor de los componentes de una mezcla. Para lograr una separación eficiente de estos componentes, es fundamental que, en condiciones teóricas, sus puntos de ebullición presenten una diferencia significativa. Esto garantiza que el proceso siga siendo viable en la práctica, incluso ante posibles desviaciones en los puntos de ebullición debido a efectos como la presencia de impurezas, variaciones en la presión o interacciones entre los compuestos.

Existen diferentes tipos de destilación que aseguran la separación de los componentes de una mezcla líquida. Por un lado, se encuentra la destilación simple que no emplea reflujo, y por otro, la destilación fraccionada o rectificación, que sí lo hace. La destilación simple incluye métodos como la destilación de equilibrio o flash, en la cual una mezcla se vaporiza súbitamente para separar las fases de vapor y líquido en equilibrio. Este proceso puede ser continuo o discontinuo y requiere un control preciso de la presión para mantener la mezcla líquida antes de la vaporización, permitiendo una evaporación parcial al reducir la presión. También incluye la destilación diferencial y la destilación por arrastre de vapor. La primera consiste en un calentamiento gradual del líquido, con condensación inmediata de los vapores, lo que provoca que la composición cambie a lo largo del tiempo. Mientras que, la destilación por arrastre de vapor se utiliza para compuestos con altos puntos de ebullición, donde el vapor de agua permite la vaporización a temperaturas más bajas, evitando la descomposición térmica.

4.3.1. Destilación flash

La destilación flash es un proceso de separación que ocurre en una sola etapa y se caracteriza por la rápida evaporación de una corriente de alimentación al ingresar en una torre operando a baja presión. Este método es común en la industria para separar componentes con diferentes volatilidades.

En los separadores flash se evapora parcialmente de forma instantánea una mezcla líquida, permitiendo que el vapor alcance el equilibrio con el líquido residual. Luego, ambas fases se separan y se extraen del equipo. Para esto, la mezcla líquida puede ser sometida a una caída de presión mediante una válvula expansora, o a un calentamiento. Cabe destacar que al reducir la presión del fluido, ocurre una disminución de la temperatura debido al efecto Joule - Thomson.

El calentamiento de la alimentación no siempre es necesario, pero cuando se utiliza, su función es proporcionar la energía suficiente para alcanzar el equilibrio líquido - vapor. Este equilibrio es fundamental para que los componentes más volátiles se concentren en la fase vapor, mientras que los componentes menos volátiles queden en la fase líquida.

Al finalizar el proceso de destilación flash, el vapor se enriquece con los componentes más volátiles, mientras que el líquido retiene los componentes menos volátiles, logrando así una eficiente separación de la mezcla.

4.3.2. Destilación con reflujo o rectificación

La destilación con reflujo, también conocida como rectificación, es un proceso que mejora la separación de los componentes de una mezcla mediante la recirculación de parte del destilado hacia la columna. Este proceso es esencial para obtener productos de alta pureza. La rectificación se basa en la interacción en contracorriente entre el vapor ascendente y el líquido condensado.

Existen distintos tipos de rectificación que varían según la naturaleza de la mezcla a separar:

- Rectificación binaria: utilizada para separar mezclas de dos componentes.
- Rectificación multicomponente: empleada para mezclas más complejas con varios componentes.
- Rectificación extractiva o azeotrópica: se emplea cuando los componentes de la mezcla tienen puntos de ebullición muy similares o forman azeótropos, y se añade un tercer componente para facilitar la separación.

El reflujo es un factor clave en este proceso, ya que consiste en recircular una parte del destilado hacia la columna, lo que mejora la separación de los componentes. Esto incrementa la concentración del componente más volátil en el vapor ascendente, mientras que reduce su concentración en el líquido descendente. Así se establece un gradiente de temperatura que optimiza la transferencia de energía calorífica necesaria para la destilación.

Una columna de rectificación se compone de varias partes esenciales:

- La columna: donde ocurre el contacto íntimo entre el líquido y el vapor para facilitar el intercambio de materia entre las fases.
- El calderín: ubicado en la base de la columna, es donde se calienta la mezcla a separar.
- El condensador de reflujo: ubicado en la cúspide de la columna, se encarga de condensar el vapor, generando el líquido que descenderá en contracorriente.

Para lograr un contacto efectivo entre las fases líquida y vapor, es necesario disponer de suficiente superficie y tiempo de contacto. Este intercambio se lleva a cabo mediante dos tipos de dispositivos: los platos y los cuerpos de relleno.

4.3.2.1. Torres empacadas

Las torres empacadas, o columnas de relleno, están llenas de cuerpos de relleno que facilitan el contacto entre el líquido y el vapor. El líquido fluye hacia abajo a través del relleno, mientras que el vapor asciende en contracorriente. Este contacto continuo entre fases a lo largo de toda la columna permite una transferencia eficiente de masa, lo que mejora la separación de los componentes.

En comparación con las torres de platos, las torres empacadas ofrecen una variación continua en la concentración de los componentes a lo largo de la columna, lo que puede ser beneficioso en ciertos procesos. Además, suelen ser más competitivas en términos de costo y se prefieren cuando se requiere una baja caída de presión.

4.3.2.2. Torres de platos

Las torres de platos, por otro lado, operan con una serie de platos ubicados a diferentes niveles dentro de la columna. En cada plato, el líquido se acumula y el vapor asciende a través de él, generando un contacto íntimo entre las fases. A diferencia de las torres

empacadas, en las torres de platos la concentración de los componentes varía de manera discontinua en cada nivel o platos.

Estas torres son eficaces para procesos que requieren una separación altamente controlada y son especialmente útiles cuando se busca obtener fracciones definidas a lo largo de la columna.

4.3.2.3. Torre de platos vs torres empacadas

Para facilitar la elección del diseño más adecuado según los requisitos operativos, en la Tabla 4.1 se presentan las principales diferencias entre ambos tipos de torres, basadas en información extraída de Treybal (1968).

Tabla 4.1. Comparación de las características principales torres empacadas vs torres de platos (Treybal, 1968).

Criterio	Torre de platos	Torre empacada
Menor caída de presión del gas		✓
Menor retención del líquido		✓
Relación líquido/gas	Muy bajos	Altos
Enfriamiento del líquido	✓	
Posible corriente lateral	✓	
Sistemas espumantes		✓
Corrosión		✓
Presencia de sólidos	✓	
Limpieza	✓	
Fluctuaciones grandes de temperatura	✓	Empaques de cerámica o grafito tienden a quebrarse
Costo	Si no hay otras consideraciones importantes, es el factor principal que debe tomarse en cuenta.	

En términos de caída de presión, las columnas con material empacado presentan una menor resistencia al flujo de gas debido a su diseño continuo, lo que las hace ideales para operaciones al vacío o para optimizar el consumo energético. En contraste, las configuraciones con platos generan una mayor caída de presión debido a la interrupción del flujo en cada nivel. Aunque esto las hace menos eficientes en términos energéticos, resultan más adecuadas en procesos con presencia de sólidos o riesgo de ensuciamiento.

Respecto a la retención de líquido, los sistemas empacados permiten un flujo continuo a través del material de empaque, minimizando el tiempo de residencia y mejorando la respuesta dinámica del sistema. En cambio, las estructuras con platos retienen mayor cantidad de líquido en cada etapa, lo que resulta beneficioso en procesos que requieren un mayor tiempo de contacto entre fases, aunque menos eficiente en sistemas donde el tiempo de residencia debe ser reducido.

La relación líquido/gas también influye en la selección del equipo más adecuado. Mientras que los diseños con platos son más apropiados para condiciones de baja carga, ya que permiten un control preciso del flujo en estos escenarios, las columnas con empaque resultan más eficientes en relaciones líquido/gas altas, debido a que su estructura facilita un contacto más efectivo entre fases cuando los caudales son elevados.

Otro aspecto relevante es el control térmico dentro del sistema. Las columnas de platos permiten enfriar directamente el líquido en cada nivel, lo que es crucial en procesos donde la temperatura debe mantenerse bajo estrictos parámetros. En contraste, las empacadas no están diseñadas para enfriar el líquido directamente, lo que puede limitar su aplicación en procesos que requieren un control térmico preciso.

La posibilidad de extraer corrientes laterales también varía entre ambas configuraciones. Mientras que las columnas con platos facilitan la extracción de corrientes intermedias, permitiendo la separación de productos en distintos puntos del proceso, las empacadas no ofrecen esta opción debido a su diseño continuo, lo que restringe su uso en aplicaciones que requieren esta funcionalidad.

En cuanto al manejo de sistemas espumantes, las columnas empacadas presentan una ventaja, ya que su configuración minimiza la acumulación de espuma y permite una operación más estable. En cambio, las que emplean platos pueden presentar dificultades, ya que la espuma puede acumularse en los niveles y reducir la eficiencia del proceso.

La resistencia a la corrosión depende en gran medida del material empleado. Los sistemas empacados pueden manejar mejor ambientes corrosivos si se utilizan empaques fabricados con materiales resistentes, como cerámica o aleaciones especiales. En cambio, las columnas con platos pueden ser más susceptibles a la corrosión, especialmente si los materiales utilizados en su construcción no son adecuados para los fluidos presentes en el proceso.

La presencia de sólidos en la corriente de alimentación es otro factor determinante. Mientras que las configuraciones con platos son preferibles en sistemas con sólidos en suspensión, ya que permiten una mejor distribución del líquido y facilitan la limpieza, las empacadas no son recomendables en estas condiciones, pues los sólidos pueden acumularse en el material de empaque, reduciendo la eficiencia y aumentando el riesgo de obstrucción.

En términos de mantenimiento, las columnas con platos presentan una ventaja, ya que su diseño modular permite inspeccionar y limpiar cada nivel de forma individual. En contraste, las empacadas requieren el desmontaje del empaque para su limpieza, lo que puede incrementar los tiempos y costos de mantenimiento.

Las fluctuaciones de temperatura también pueden influir en la selección del sistema. Las columnas con platos son más resistentes a cambios térmicos, lo que las hace adecuadas para procesos donde las variaciones de temperatura son significativas. Por el contrario, los empaques cerámicos o de grafito utilizados en columnas empacadas pueden fracturarse bajo condiciones de temperatura fluctuante, lo que limita su aplicación en procesos con cambios térmicos pronunciados.

Por último, el costo de inversión es un factor clave en la elección del equipo. Las columnas con platos suelen ser más económicas en términos de inversión inicial, lo que las convierte en una opción atractiva cuando el presupuesto es un criterio determinante. Sin embargo, las empacadas, aunque más costosas al inicio, pueden justificar su precio en aplicaciones donde la eficiencia energética y la transferencia de masa sean aspectos críticos para el rendimiento del proceso.

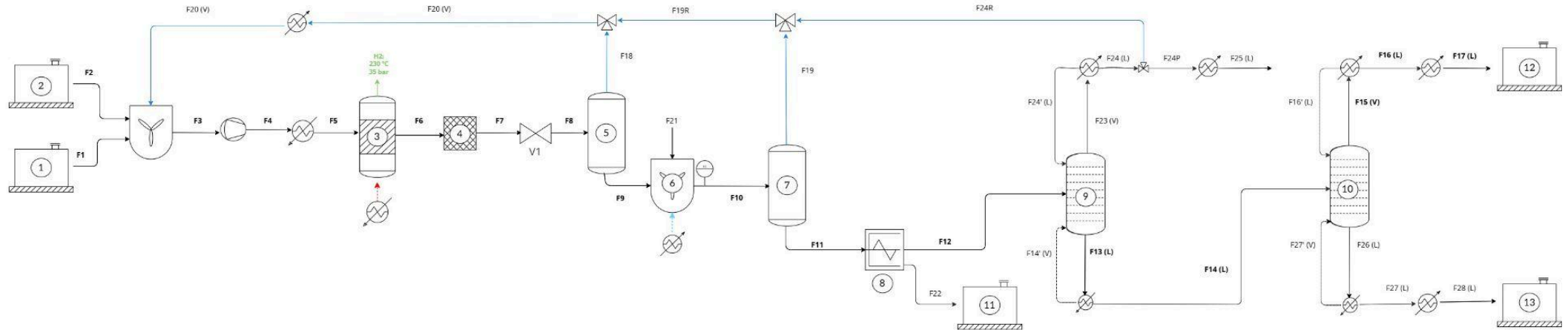
4.4. Diseño de equipos

A continuación, en la Tabla 4.2, se muestran las condiciones y composiciones de la corriente de salida del reactor *slurry* heterogéneo diseñado en el Capítulo 3. La misma será sometida a distintos procesos de purificación con el objetivo de lograr una pureza igual o mayor al 90% de especificación para el ácido láctico.

En la Figura 4.1 se muestra el diagrama tecnológico del proceso propuesto para la obtención de ácido láctico al 90% a partir de glicerina cruda al 50%.

Tabla 4.2. Condiciones y composiciones de la corriente a purificar.

Temperatura	230°C
Presión	3500 kPa
Flujo másico total	34187,53 kg/h
Fracciones másicas	
Agua	0,889
Glicerol	0,017
Lactato de sodio	0,071
Hidróxido de sodio	0,011
Formiato de sodio	0,006
Acetato de sodio	0,003
Oxalato de sodio	0,003



- | | |
|---|--|
| 1 Tanque de almacenamiento glicerol 50% p/p | 8 Separador centrífugo |
| 2 Tanque de almacenamiento NaOH 30% p/p | 9 Columna de destilación N°1 |
| 3 Reactor slurry heterogéneo | 10 Columna de destilación N°2 |
| 4 Filtro de membrana | 11 Tanque de almacenamiento (Na_2SO_4) |
| 5 Separador flash N°1 | 12 Tanque de almacenamiento (Ácido Láctico 90% p/p) |
| 6 Tanque de neutralización | 13 Tanque de almacenamiento (Glicerol 88% p/p) |
| 7 Separador flash N°2 | V1 Placa orificio |

Figura 4.1. Diagrama tecnológico de la planta de obtención de ácido láctico.

4.4.1. Filtro de catalizador

4.4.1.1. Justificación para la selección del filtro de membrana en la separación de catalizador

Dado que la cantidad de catalizador sólido Cu(16)/HAP constituye una pequeña fracción del flujo total de la corriente, se propuso utilizar un filtro de membrana para separarlo del fluido en el reactor *slurry*. La corriente a purificar presenta condiciones operativas de 230 °C y 3500 kPa, con un flujo másico total de 34187,53 kg/h, en el cual las partículas de catalizador poseen un tamaño promedio de 1 mm. El uso de un filtro de membrana se consideró adecuado debido a la capacidad de este sistema para manejar partículas de tamaño considerable y separar de manera eficiente sólidos de líquidos en flujos de operación continuos.

4.4.1.2. Descripción del material y especificaciones de la membrana

Para el sistema en cuestión, se propuso el uso de una membrana fabricada en politetrafluoroetileno (PTFE) o cerámica. Estos materiales fueron seleccionados debido a su resistencia térmica y química, especialmente bajo las condiciones de alta temperatura y presión del proceso. El PTFE, en particular, es ideal para operar a temperaturas de hasta 260 °C y tiene excelente resistencia a los agentes químicos presentes en la mezcla, incluyendo glicerol y compuestos alcalinos como el hidróxido de sodio.

Se determinó que el tamaño de poro de la membrana debe oscilar entre 10 - 20 micrones para permitir el paso del fluido y evitar el arrastre de las partículas del catalizador. La porosidad de la membrana debe ser lo suficientemente pequeña para retener las partículas del catalizador (1 mm), pero lo suficientemente grande como para no generar una caída de presión excesiva que afecte la eficiencia del proceso.

4.4.1.3. Configuración e integración del filtro de membrana en el sistema

El filtro de membrana se propuso como parte de una línea de recirculación posterior al reactor *slurry*, de forma que se asegure la recuperación continua del catalizador sin interrumpir el flujo del proceso. El flujo cruzado (*cross-flow filtration*) se consideró la opción más adecuada, debido a su capacidad para minimizar la acumulación de sólidos en la superficie de la membrana y evitar taponamientos. En este tipo de configuración, el fluido se desplaza tangencialmente a lo largo de la membrana, lo que permite que el fluido pase a través del filtro como permeado mientras que las partículas de catalizador se concentran en la corriente retenida.

El concentrado se recirculará nuevamente al reactor *slurry* mediante un sistema de tuberías diseñado para mantener la continuidad del proceso sin generar tiempos de parada. El sistema debe contar con válvulas de purga automatizadas que permitan la eliminación controlada del catalizador acumulado sin detener la operación. Esto garantizará que el mismo pueda recuperarse y reutilizarse continuamente.

4.4.1.4. Aspectos geométricos y conexión al sistema

Se determinó que el filtro de membrana debe integrarse directamente en la tubería de salida del reactor *slurry*. La geometría de la conexión se definió de forma que minimice las pérdidas de carga y garantice un flujo continuo. Se propuso un diseño de conexión en "Y" invertida, donde una rama se dirige al filtro de membrana y la otra permite el *bypass* en

caso de mantenimiento o limpieza del sistema. Este diseño, junto con un sistema de válvulas automáticas, permitirá desviar el flujo hacia el filtro o directamente al proceso sin detener el reactor.

El empalme entre el filtro de membrana y la tubería se debe realizar mediante conexiones con bridas de acero inoxidable resistentes a altas temperaturas, para asegurar la integridad del sistema bajo las condiciones de operación. Asimismo, el filtro debe estar ubicado en una plataforma accesible para facilitar el mantenimiento y la limpieza, garantizando así un ciclo continuo de operación.

4.4.2. Destilador flash N° 1

Dado que el agua constituye aproximadamente el 90% del flujo másico total de la corriente de alimentación, se propuso utilizar un evaporador flash con el objetivo de eliminar gran parte de ella, lo que permitirá su reutilización en el proceso. Con esta separación se busca evitar el transporte de grandes volúmenes de agua a lo largo del proceso y, en consecuencia, el sobredimensionamiento de los equipos.

Considerando que la siguiente etapa consiste de una neutralización en un tanque agitado continuo (TAC), se impone que el flash opere a presión atmosférica. En este caso, la corriente F7 (Figura 4.1), que inicialmente tiene una presión de 3500 kPa y una temperatura de 230 °C, se despresuriza mediante la válvula V1 hasta condiciones de 100 kPa, llegando a una temperatura de equilibrio L-V de la mezcla de 100,7 °C. Tras su paso por V1, la corriente F8 fluye hacia el flash (Equipo N°5), dando lugar a la corriente líquida F9 y a la corriente vapor F18.

La Figura 4.2 muestra un diagrama cualitativo del tanque flash N° 1, con sus correspondientes corrientes de entrada y salida.

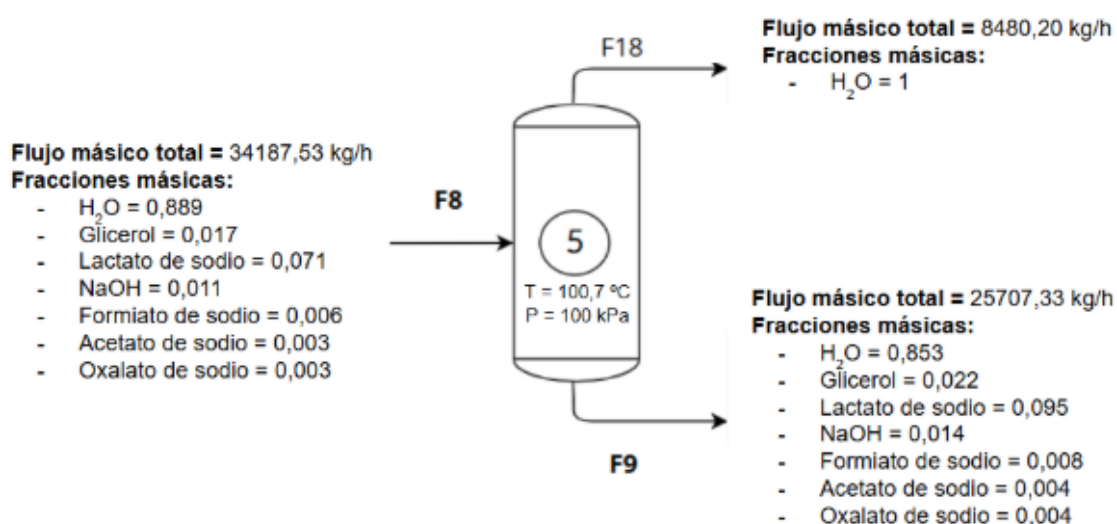


Figura 4.2. Diagrama cualitativo del tanque flash n°1 con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de entrada y salida.

4.4.2.1. Dimensionamiento del flash

Se propuso diseñar un separador flash con forma cilíndrica y orientación vertical. Para su dimensionamiento se utilizó la función 'Start Sizing' del simulador *Unisim*. Esta herramienta recomendó una torre de 2,3 metros de diámetro y 2,1 metros de altura, resultando en un volumen de 8,725 m³.

4.4.2.2. Estructura del equipo

El equipo está diseñado con un cuerpo principal de acero inoxidable 316L, que garantiza resistencia a la corrosión y durabilidad en condiciones exigentes. La válvula expansora (V1) también está fabricada en acero inoxidable 316L, con un recubrimiento de PTFE (Teflón) en las superficies de contacto para mejorar la resistencia a productos químicos y reducir el desgaste.

El sistema cuenta con aislamiento térmico compuesto de lana de roca o fibra de vidrio, lo que asegura una retención eficiente del calor y optimiza el proceso de separación de fases. Su orientación vertical facilita la separación de las fases vapor - líquido, favoreciendo una operación más efectiva.

Las bridas y conexiones cumplen con las normas ASME, y se utilizan bridas del tipo RF (*Raised Face*), que aseguran un sellado eficiente incluso bajo condiciones de alta presión y temperatura.

En su interior, el equipo incorpora deflectores o placas de separación, cuya función es mejorar el contacto entre las fases líquido y vapor, optimizando el proceso de evaporación.

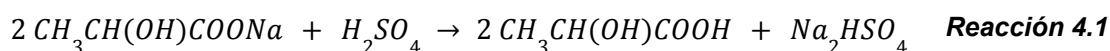
La instrumentación del sistema incluye indicadores de presión y temperatura estratégicamente ubicados en la entrada y salida del sistema de flash, lo que es esencial para controlar las condiciones operativas. Además, se ha integrado un sistema de control de nivel que regula la cantidad de líquido remanente en el equipo, evitando riesgos de inundación o vacíos que puedan comprometer la seguridad o eficiencia del proceso.

4.4.3. Tanque de neutralización

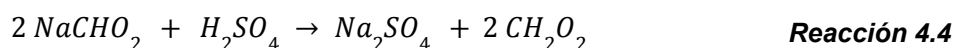
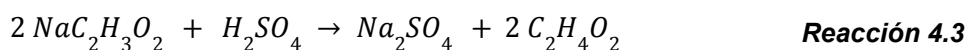
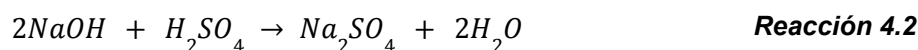
La corriente F9, proveniente del fondo del reactor flash, ingresa a un tanque agitado donde se lleva a cabo la etapa de neutralización. En esta etapa, el objetivo es obtener ácido láctico a partir del lactato de sodio mediante su reacción con ácido sulfúrico. El diseño de este equipo requiere la determinación de su volumen óptimo, la potencia de agitación necesaria y la evaluación de la necesidad de un sistema de calefacción o enfriamiento y aislamiento térmico, a fin de garantizar un control adecuado del proceso.

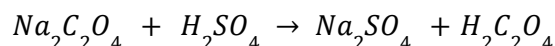
4.4.3.1. Reacción de neutralización

La reacción principal en el tanque agitado se describe en la Reacción 4.1, donde el lactato de sodio reacciona con ácido sulfúrico para generar ácido láctico y sulfato ácido de sodio. El control preciso de la dosificación de ácido sulfúrico es fundamental para maximizar la conversión del lactato de sodio y evitar la presencia de exceso de reactivo, asegurando así la eficiencia del proceso.



Cabe destacar que la corriente de entrada contiene tanto hidróxido de sodio como otras sales de sodio que también deben ser neutralizadas, de esta forma las Reacciones 4.2 a 4.5, se consideran reacciones secundarias en el TAC.



**Reacción 4.5**

La corriente F9 tiene un flujo másico total de 25707,33 kg/h y contiene agua (85,3%), glicerol (2,2%), lactato de sodio (9,5%), NaOH (1,4%) y subproductos (1,6%), en los cuales se incluyen formiato, acetato y oxalato de sodio. Esta se mezcla con una corriente de ácido sulfúrico (F21) de 1998,43 kg/h al 90% p/p a 25 °C. El tanque opera a una temperatura de 100,7°C y una presión de 100 kPa.

En la Figura 4.3 se ilustra un diagrama simplificado del tanque agitado con sus condiciones de operación y corrientes de entrada y salida.

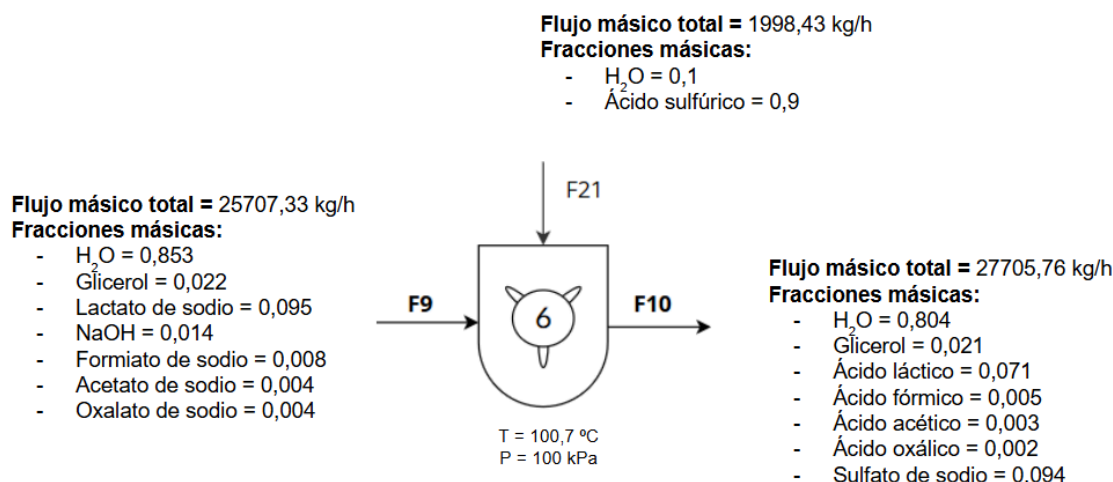


Figura 4.3. Diagrama cualitativo del tanque de neutralización con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de entrada y salida.

4.4.3.2. Dimensionamiento del tanque

4.4.3.2.1. Volumen del tanque.

El volumen del tanque de neutralización se determinó con base en el tiempo de residencia necesario para alcanzar la conversión deseada, aplicando la Ecuación 4.1. Este tiempo, característico para procesos de esta naturaleza, oscila entre 5 y 15 minutos. Se asumió un valor promedio de 10 minutos, junto con un flujo másico total de salida de 27705,76 kg/h y una densidad promedio de la mezcla de 1230 kg/m³ (obtenida a partir de la simulación de la muestra en las condiciones de operación). De esta forma, se llegó a un volumen de 3,75 m³. Aún así, se decidió sobredimensionarlo un 20% resultando en 4,5 m³.

$$VOLUMEN = \frac{\text{Flujo másico TOTAL} * \text{Tiempo de Residencia}}{\text{Densidad}} \quad \text{Ec. 4.1}$$

$$VOLUMEN = \frac{27705,76 \text{ kg/hr} * (\frac{10}{60}) \text{ hr}}{1230 \text{ kg/m}^3} = 3,75 \text{ m}^3 \quad \text{Ec. 4.1}$$

Este sobredimensionamiento proporciona un margen de seguridad adecuado para prevenir el desbordamiento debido a la formación de espuma y al incremento del nivel del fluido durante la reacción química. Este aumento se debe principalmente a la generación de calor, que intensifica la agitación y favorece la dispersión de gases disueltos, contribuyendo a la expansión del volumen aparente del líquido. Si este fenómeno no se

contempla en el diseño, pueden presentarse sobrecargas operativas, esfuerzos no previstos en la estructura y riesgo de desbordamiento, lo que afectaría la integridad y eficiencia del equipo. Para mitigar estos efectos, se ha considerado un espacio libre adicional en la parte superior y un diseño estructural reforzado, garantizando la estabilidad y seguridad del sistema ante variaciones térmicas y dinámicas del proceso.

4.4.3.2.2. Potencia de agitación

La agitación en el tanque es importante para asegurar una distribución uniforme de los reactivos y productos, evitando la formación de zonas muertas. La potencia de agitación se puede estimar utilizando la Ecuación 4.2.

$$\text{Potencia del agitador} = P_o \cdot N^3 \cdot d_i^5 \cdot \rho L \quad \text{Ec. 4.2}$$

Donde:

- P_o es el número de potencia del agitador, que depende del tipo de impulsor utilizado. En este caso, se determinó un valor de P_o de 7 a partir de la interpolación de la curva A de la Figura A.3.2 del Anexo III con el número de Reynolds ($Re = 3 \cdot 10^5$), calculado para un impulsor de turbina de 6 palas con 4 placas deflectoras.
- ρL es la densidad del fluido, que se estimó en 1230 kg/m^3 .
- N es la velocidad de agitación en rev/s. Se consideró $N = 1 \text{ rev/s}$, valor típico según fuentes bibliográficas.
- d_i es el diámetro del impulsor, comúnmente definido como un tercio del diámetro del tanque. Dado que este último resultó de 1,8 m, el diámetro del impulsor es de 0,60 m.

De esta forma, la potencia necesaria resultó de 669,5 W. Sin embargo, debe validarse en pruebas experimentales y ajustarse según sea necesario para asegurar un mezclado efectivo.

4.4.3.2.3. Sistema de intercambio térmico

En primer lugar, fue necesario determinar la naturaleza del proceso, ya sea exotérmico o endotérmico. Para ello, se analizaron todas las reacciones de neutralización que ocurren dentro del tanque (Reacción 4.1 a 4.5). A partir de este análisis, se estimaron los valores de ΔH de reacción a la temperatura de operación ($100,7^\circ\text{C}$), siguiendo el cálculo general descrito en la Ecuación 4.3.

Como resultado, se concluyó que la reacción es exotérmica y que el calor total a extraer para mantener la temperatura constante es de 2309,25 kW. Esta medida se adoptó para evitar un calentamiento adicional de la solución en el siguiente proceso de separación flash

$$\Delta H^0 = \sum(\alpha \cdot H_{\text{Productos}}^0) - \sum(\alpha \cdot H_{\text{Reactivos}}^0) \quad \text{Ec. 4.3 (a)}$$

$$\Delta H(T) = \Delta H^0 + \int_{T^0}^T \sum(\alpha \cdot C_{p_{\text{Productos}}}) - \sum(\alpha \cdot C_{p_{\text{Reactivos}}}) \quad \text{Ec. 4.3 (b)}$$

Dado que la reacción es exotérmica, es necesario implementar un sistema de refrigeración, como una camisa térmica externa o un serpentín interno. Este debe ser capaz de disipar el calor generado durante la reacción y contar con un control eficiente que corrija cualquier perturbación térmica, asegurando condiciones operativas estables.

Para el diseño del sistema de enfriamiento, se calculó el área de intercambio térmico utilizando la Ecuación 4.4, considerando agua fría como fluido refrigerante, con una temperatura de entrada de 32 °C y salida de 55 °C. A partir de estas condiciones, se adoptó un coeficiente global de transferencia de calor (U) de 1600 W/m²·K, obtenido de la bibliografía (Cao, 1983). El área calculada fue de 25,58 m², sin embargo aplicando un margen de seguridad del 10%, se definió un área total de 28,14 m² para el sistema de refrigeración.

$$Q = \text{Área} * U * \Delta T_{ml} \quad \text{Ec. 4.4}$$

Dado que este área es mayor al área superficial del reactor, el uso de una camisa de enfriamiento resultaría insuficiente. Por esta razón, se implementa una configuración de serpentín helicoidal, con un tubo de 4" de diámetro externo, y un largo total de 88,16 metros, obtenidos según Ecuación 4.5. Esto permite alcanzar el área de intercambio requerida y garantizar una disipación térmica eficiente dentro del sistema.

$$L = \frac{\text{Área}}{\pi * D_o} \quad \text{Ec. 4.5}$$

Por último, para minimizar las pérdidas de calor al ambiente, el tanque debe estar aislado térmicamente. Se recomienda un aislamiento de lana mineral o fibra de vidrio con un espesor mínimo de 50 mm. Esto no solo mantendrá la temperatura del proceso, sino que también reducirá los costos energéticos al minimizar el uso de sistemas de calefacción.

4.4.3.3. Características de diseño y componentes del tanque de neutralización

El tanque de neutralización ha sido diseñado para cumplir con las especificaciones industriales más exigentes, tanto en términos de eficiencia como de seguridad.

En cuanto a los materiales de construcción, el cuerpo principal está fabricado en acero inoxidable 316L, con un espesor de 4 mm, lo que le otorga gran resistencia mecánica y protección contra la corrosión. Además, el interior del tanque cuenta con un revestimiento de PTFE (teflón) o FRP (fibra reforzada con polímeros), diseñado específicamente para soportar la acción corrosiva del ácido sulfúrico. Externamente, el tanque está recubierto en acero inoxidable pulido, lo que facilita su limpieza y asegura el cumplimiento de normativas sanitarias vigentes.

Desde el punto de vista estructural, el tanque cuenta con una base de acero inoxidable con soportes mecánicamente reforzados y antivibratorios, lo que minimiza el impacto de las vibraciones generadas durante la agitación, asegurando estabilidad mecánica. La tapa está reforzada internamente, permitiendo soportar la presión y facilitando la instalación de agitadores y sensores de control de proceso.

El sistema de agitación es uno de los componentes clave de este diseño. Se ha incorporado un agitador de tipo turbina de 6 palas planas, con una velocidad de agitación de 60 revoluciones por minuto, controlada por un variador de frecuencia (VFD). La potencia consumida por el agitador es de 669,5 W y es suministrada por un motor eléctrico trifásico y el eje del agitador está hecho de acero inoxidable 316L.

La instrumentación del tanque incluye sensores de temperatura tipo termocupla K, ubicados tanto en el fondo como en la parte superior, para monitorear de manera precisa las condiciones de operación. También se han instalado dos electrodos de pH, uno en la entrada de reactivos y otro en el punto de salida, lo que permite controlar el proceso de

neutralización. Todo el sistema está automatizado mediante un controlador lógico programable (PLC).

El tanque ha sido diseñado para garantizar una operación segura y eficiente, por lo que su estructura cuenta con diversas medidas de seguridad, entre ellas una válvula de alivio de presión ubicada en la tapa superior, la cual permite la liberación de presión excesiva cuando esta supera los 150 kPa, protegiendo la integridad del equipo.

Para garantizar un mantenimiento eficaz, el sistema incorpora puertos de limpieza in situ (CIP) con boquillas giratorias, que aseguran una distribución homogénea del agente de limpieza en toda la superficie interna, eliminando residuos sin necesidad de desmontar el equipo.

Además, el diseño cumple con normativas internacionales de seguridad y calidad, incluyendo las certificaciones ASME para recipientes a presión, API 650 para el almacenamiento de líquidos y los estándares ISO 9001, asegurando su conformidad con las regulaciones ambientales y operacionales aplicables.

4.4.4. Destilador flash N° 2

Al finalizar el proceso de neutralización, se genera una gran cantidad de agua proveniente de tres fuentes: el agua contenida en el ácido sulfúrico utilizado (90 % p/p), el agua de la corriente de entrada al tanque y el agua producida por la reacción con el hidróxido de sodio.

Para eliminar el exceso de agua, se propone el uso de un destilador flash. En este equipo, la corriente F10, que sale a presión atmosférica y 101 °C, ingresa directamente al separador. Dado que estas condiciones son adecuadas para una separación eficiente, no se requiere modificar la temperatura ni la presión. El proceso da lugar a una corriente de vapor (F19), compuesta principalmente por agua, y una corriente líquida (F11). El diagrama de esta etapa, que incluye los flujos de entrada y salida, se presenta en la Figura 4.4.

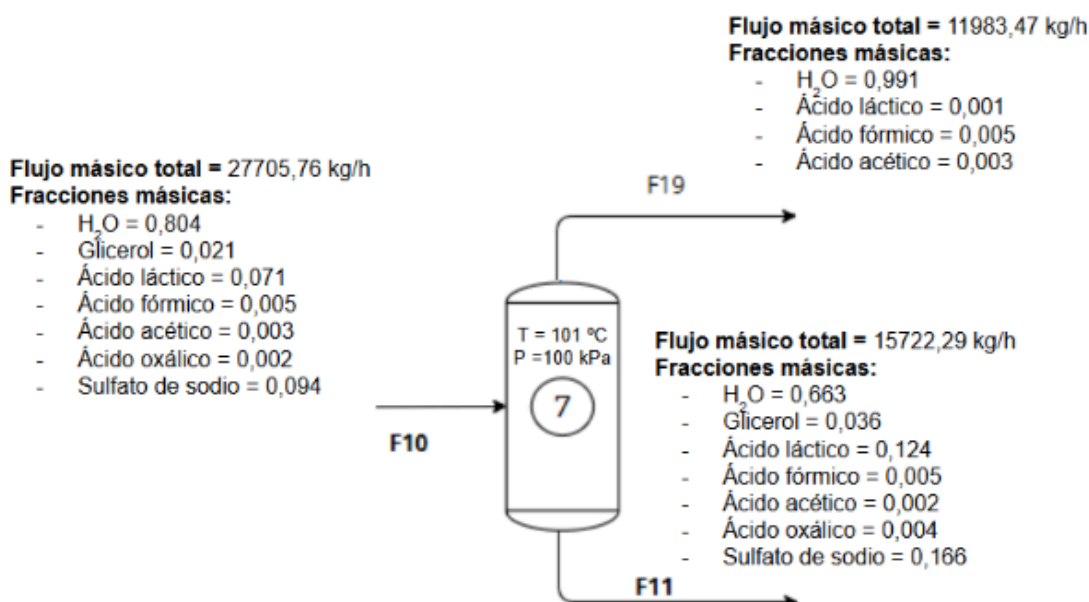


Figura 4.4. Diagrama cualitativo del tanque flash N° 2 con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de entrada y salida.

4.4.4.1. Dimensionamiento del flash

Se planteó diseñar un separador flash cilíndrico con orientación vertical. Para dimensionarlo, se empleó la función 'start sizing' del simulador *Unisim*. Esta herramienta recomendó una torre de 2,7 metros de diámetro y una altura de 2,2 metros, resultando en un volumen de 12,6 m³.

4.4.4.2. Estructura del equipo

Dado que las condiciones operativas son similares a las del equipo Flash N°1, se requiere emplear las mismas especificaciones estructurales. (Véase sección 4.4.2.2. Estructura del equipo).

4.4.5. Separador centrífugo

En este análisis, se estableció como hipótesis que la separación llevada a cabo en esta etapa corresponde al sulfato de sodio anhidro y no al sulfato de sodio decahidratado, a pesar de la gran cantidad de agua presente en el sistema. Esto se debe a que, a temperaturas superiores a 32,4°C, el sulfato de sodio decahidratado pierde su agua de cristalización, transformándose en su forma anhidra. Dado que el flujo alcanzó una temperatura aproximada de 101°C, muy por encima de este límite, se asumió que el sulfato de sodio permaneció en su forma anhidra.

Además, se contempló la condición más desfavorable desde el punto de vista operativo, en la cual la corriente de salida de la centrífuga contiene la totalidad del agua. Este enfoque permitió realizar un análisis más riguroso de los balances de materia y energía, asegurando que el diseño del proceso considere condiciones críticas y evalúe su impacto en la operación global.

Para llevar a cabo la separación del sulfato de sodio (Na₂SO₄) de la fase líquida, se eligió utilizar una centrífuga de discos. La selección del modelo adecuado para este equipo depende principalmente del caudal a procesar, así como de factores como la potencia consumida y el tamaño del equipo.

En este análisis, se evaluaron tres modelos de centrífugas para determinar cuál es el más adecuado para incorporarse al sistema. Los criterios de evaluación incluyeron las especificaciones técnicas de cada modelo en cuanto a eficiencia energética y dimensiones, garantizando así que el equipo elegido se ajuste a los requisitos operativos y espaciales del sistema. La Tabla 4.3 presenta las características de estos tres separadores, permitiendo una decisión sobre cuál equipo integrar en el proceso productivo.

Tabla 4.3. Especificaciones técnicas de los modelos de centrífugas evaluados.

	Alfa Laval CH 300	Flottweg AC1200	Flottweg AC1500
Q (L/h)	30000	17000	22000
Potencia máxima (kW)	25	7,5 - 11	15 - 22
Dimensiones (m)	2,43 x 4,93 x 2,62	1,20 x 0,90 x 1,30	1,60 x 1,10 x 1,60

Tras analizar las especificaciones técnicas de los equipos, se ha decidido optar por el Flottweg AC1200 para la separación. Esta elección se basa principalmente en su eficiencia energética, ya que su consumo máximo es de solo 11 kW, considerablemente menor que

los otros modelos evaluados. Esta diferencia representa una ventaja significativa en términos de ahorro energético, contribuyendo a la sostenibilidad y a la reducción de costos operativos a largo plazo.

Otro factor determinante es su diseño compacto, que permite minimizar tanto los costos de instalación como los tiempos de implementación. Si bien las otras alternativas cuentan con capacidades de procesamiento mayores, se determinó que el equipo seleccionado es suficiente para satisfacer el caudal requerido sin comprometer la continuidad de las operaciones.

En conclusión, la decisión se fundamenta en el menor consumo energético, la optimización del espacio y una capacidad de procesamiento adecuada para las necesidades del proceso.

4.4.6. Columna de destilación

Una vez eliminado parte del caudal de agua, se diseñó el proceso de separación por destilación con el objetivo de alcanzar la especificación del producto. En principio, se definió el tipo de columna a utilizar. Dado que la operación se planteó a presión atmosférica, se decidió llevar a cabo el diseño de torres de platos. Además de las características detalladas en la Tabla 4.1, este tipo de equipo resultó adecuado para trabajar a presiones iguales o superiores a la atmosférica, ya que la pérdida de carga en la fase vapor, ocasionada por la presencia de platos, limita su aplicación en condiciones de vacío.

Para llevar adelante la separación, se consideraron las temperaturas de evaporación de los compuestos involucrados, estos valores se muestran ordenados de forma creciente en la Tabla 4.4. Dado que el producto de interés posee una temperatura intermedia, se propuso, como primera aproximación el diseño de dos torres de destilación. En la primera, el objetivo fue obtener el ácido láctico junto con los compuestos menos volátiles en el fondo. En la segunda, se buscó separar el ácido láctico con la mayor pureza en la parte superior, mientras que los demás compuestos se separaron por el fondo.

En una destilación multicomponente, los términos clave liviano y clave pesado se refieren a los compuestos seleccionados para representar el comportamiento de la separación en la columna de destilación. El clave liviano es el compuesto más volátil dentro del par clave, es decir, aquel con menor temperatura de ebullición, y tiende a concentrarse en la corriente de tope de la columna. Por otro lado, el clave pesado es el compuesto menos volátil, con mayor temperatura de ebullición, y se concentra en la corriente de fondo. La elección de estos componentes resultó fundamental para el diseño y optimización de la columna, ya que permitió establecer los criterios de separación y definir variables como la relación de reflujo y el número de platos necesarios.

Tabla 4.4. Temperaturas de evaporación de los compuestos

Compuesto	Temperatura de evaporación a 1 bar (°C)
Agua	100,0
Ácido fórmico	100,6
Ácido acético	118,0
Ácido láctico	181,9
Glicerol	288,9
Ácido oxálico	295,9

El diseño de los equipos se realizó mediante el método riguroso utilizando el simulador *UNISIM*. Para ello, fue necesario fijar dos condiciones que permitieran cubrir los grados de libertad del sistema. Se determinó que los criterios de diseño incluyeron la relación de reflujo y la recuperación del componente de interés en cada torre.

La relación de reflujo utilizada en el sistema se estableció como 1,2 veces la relación de reflujo mínima. Este parámetro se determinó mediante un proceso iterativo, identificando el valor mínimo en el que el método converge satisfactoriamente.

En la mayoría de las plantas industriales, es común operar con relaciones de reflujo 1,2 y 2,0 veces la relación de reflujo mínima. Dentro de este rango, el costo total del proceso no se ve muy afectado por cambios en la relación de reflujo, y valores más altos ofrecen mayor flexibilidad operativa.

Según Treybal, el reflujo óptimo está asociado con el menor costo total posible, el cual se compone de dos factores: el costo de instalación del equipo y el costo de operación. A medida que se incrementa la relación de reflujo externo, como se observa en la Figura 4.5, disminuye el número de platos teóricos requeridos y, en consecuencia, la altura del equipo. No obstante, este incremento también conlleva un aumento significativo en los costos energéticos asociados a la operación del rehervidor y el condensador de la torre. Por tanto, es esencial encontrar un equilibrio entre el tamaño del equipo y los costos energéticos para optimizar la operación del sistema. Además, a mayor relación de reflujo y por tanto mayores caudales, mayor debe ser el diámetro de la torre a fin de evitar la inundación al trabajar con mayores caudales, por lo que el costo fijo también aumenta.

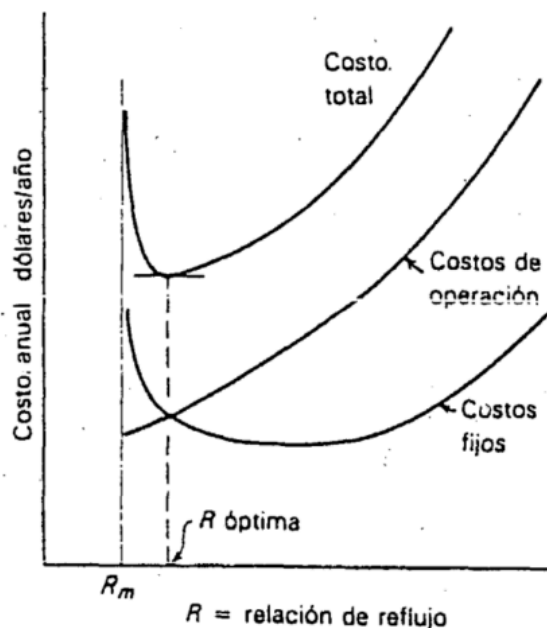


Figura 4.5. Relación de reflujo más económica (óptima). (Treybal, 1968, p. 429)

Otra variable crítica en el diseño de una torre de destilación es el número de etapas teóricas (platos ideales). Cuanto menor sea esta cantidad menor será la altura de la torre, implicando así un menor costo fijo requerido para la construcción de la misma.

4.4.5.1. Torre de destilación N° 1

El propósito de la torre de destilación N°1 fue lograr una separación eficiente del agua contenida en la corriente de alimentación, asegurando una fracción másica de al menos 0,99 en la corriente de tope. Esta corriente de agua se destinó al reciclo propuesto en el Capítulo 2 para la dilución de las corrientes de alimentación. Además, se buscó garantizar la recuperación total del ácido láctico en la corriente de fondo, evitando pérdidas por tope.

Se fijó la presión de operación en 100 kPa, lo que permitió mantener condiciones cercanas a la presión atmosférica.

La selección de los componentes clave se realizó en función de las temperaturas de ebullición de los compuestos presentes en la mezcla. De esta manera, se determinó el ácido acético como el clave liviano, con un punto de ebullición de 118 °C, y el ácido láctico como el clave pesado con un punto de ebullición de 181,9 °C.

El análisis de la Figura 4.6 mostró que, al aumentar el número de platos, la pérdida de ácido láctico en la corriente de tope disminuyó significativamente entre 3 y 4 platos, estabilizándose posteriormente. Esto indicó que, a partir de 4 platos, la separación mejoró notablemente sin generar grandes variaciones en la cantidad de agua que abandonó la torre por el fondo. Este comportamiento confirmó que el número de platos seleccionado fue adecuado, ya que un incremento adicional no ofrece una mejora sustancial en la recuperación del ácido láctico, pero sí implicaría un aumento innecesario en los costos operativos y de construcción.

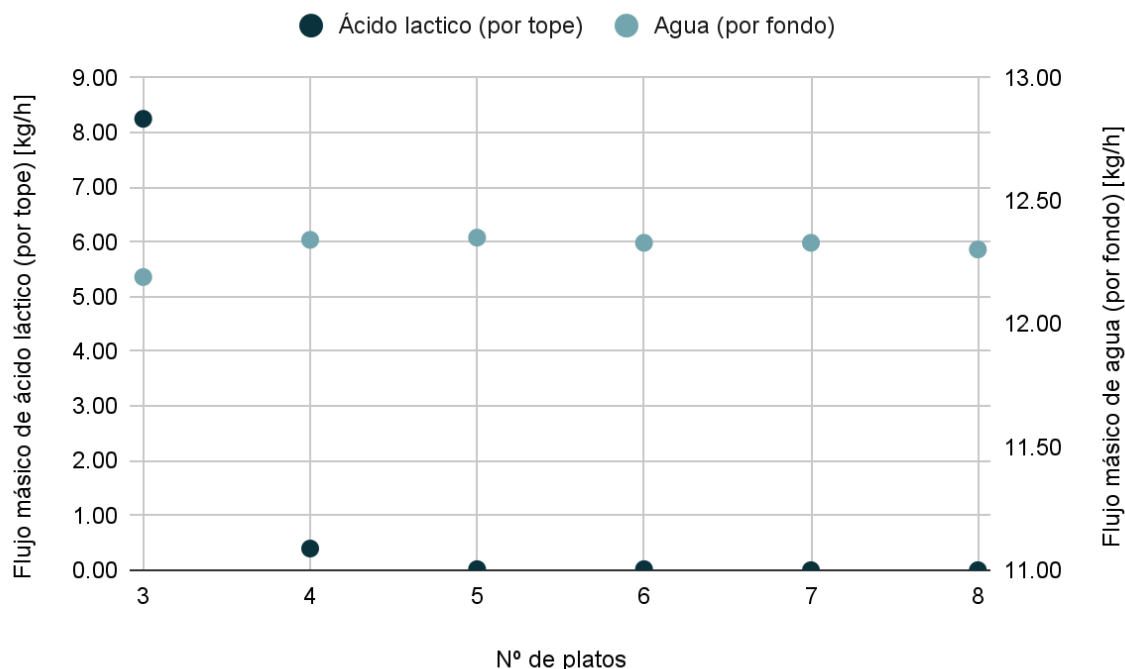


Figura 4.6. Influencia del número de platos en la pérdida de ácido láctico por tope y en la cantidad de agua remanente por fondo.

La relación mínima de reflujo calculada fue de 0,08, mientras que la relación de reflujo efectiva seleccionada fue de 0,1, logrando un equilibrio entre eficiencia y costos operativos. Se determinó que el mínimo número de platos requerido era 4, lo que permitió evitar pérdidas de ácido láctico en la corriente de tope.

Finalmente, los grados de libertad definidos para el sistema fueron la temperatura en el rehervidor, fijada en 165°C, y la relación de reflujo, establecida en 0,1. Las condiciones operativas y estructurales finales de la torre se resumen en las Tablas 4.5.A. y 4.5.B., correspondiendo su configuración a una torre de platos tipo válvula.

Tabla 4.5.A. Características operativas de la torre de destilación N° 1.

Relación de reflujo	Presión condensador (kPa)	Temperatura condensador (°C)	Presión rehervidor (kPa)	Temperatura rehervidor (°C)	Calor condensador (kJ/h)	Calor rehervidor (kJ/h)
0,1	100	99,6	100	165,0	$2,54 \times 10^7$	$2,58 \times 10^7$

Tabla 4.5.B. Características constructivas de la torre de destilación N° 1.

Altura de los platos	Altura de torre (m)	Diámetro torre (m)	Número de platos	Plato de entrada	Volumen (m³)	Caida de presión admisible (kPa)
0,61	2,44	1,68	4	2	5,38	3,01

Dado que la composición del destilado estaba fijada y la alimentación presentaba una composición conocida, una vez definida la relación de reflujo, la composición del residuo

quedó determinada. En consecuencia, la temperatura en el condensador y en el rehovidor se ajustó automáticamente según el equilibrio líquido-vapor, mientras que los balances de masa global y de cada compuesto en estado estacionario se cumplieron de manera precisa.

En conclusión, el diseño de la torre de destilación N°1 permitió alcanzar una separación eficiente del agua y la completa recuperación del ácido láctico en la corriente de fondo, asegurando un funcionamiento óptimo del proceso sin comprometer la estabilidad térmica del sistema.

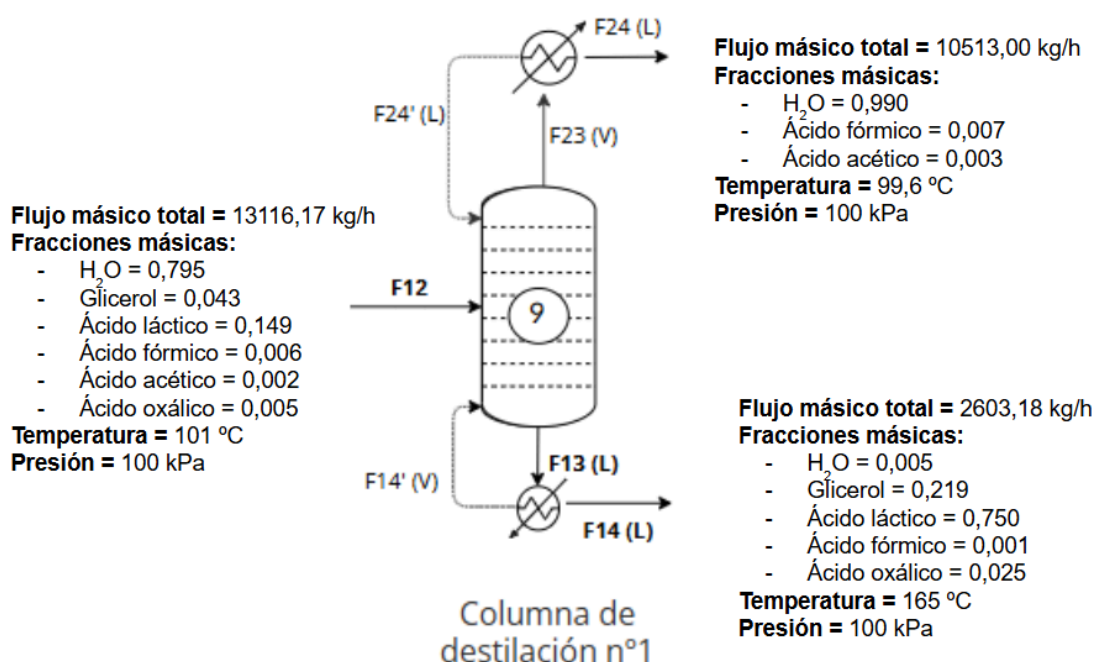


Figura 4.7. Diagrama cualitativo de la torre de destilación N° 1 con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de entrada y salida.

4.4.5.2. Torre de destilación N° 2

La torre de destilación N° 2 se utilizó para llevar a cabo una última etapa de separación que permitió lograr la purificación del ácido láctico, alcanzando una fracción másica superior al 90% p/p en la corriente de tope final.

La alimentación de esta torre proviene de la corriente de fondo de la torre de destilación N° 1, la cual está compuesta principalmente por ácido láctico, con glicerol y ácido oxálico. El propósito es maximizar la recuperación de ácido láctico en la corriente de tope, asegurando su pureza mediante la separación de los componentes menos volátiles en la corriente de fondo.

Para determinar el diseño óptimo, se realizó un análisis de sensibilidad variando el número de platos y la relación de reflujo. Se estableció que la configuración más eficiente fue una torre de 5 platos, con alimentación en el plato 2. El análisis mostró que la separación mejoró significativamente al pasar de 4 a 5 platos, estabilizándose posteriormente, lo que confirma que aumentar el número de platos más allá de este punto no mejoró la pureza objetivo del ácido láctico, como se ilustra en la Figura 4.8.

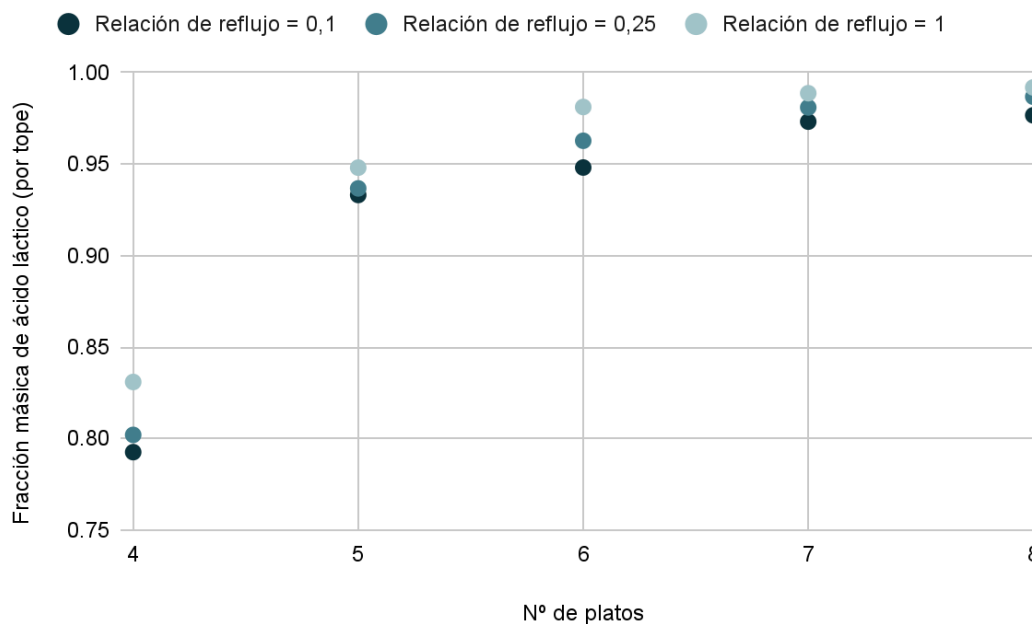


Figura 4.8. Influencia en la fracción másica de ácido láctico al variar número de platos y relación de reflujo.

Se verificó que variaciones en la relación de reflujo entre 0,1 y 1 no producían mejoras significativas en la separación una vez alcanzados 5 platos. Por lo tanto, se seleccionó una relación de reflujo de 0,1, ya que resultó ser la opción más eficiente en términos de costos operativos.

Los grados de libertad definidos para garantizar la estabilidad y convergencia del simulador fueron la recuperación del 99,99% de ácido láctico en la corriente de tope y una relación de reflujo de 0,1.

Las condiciones operativas y estructurales finales de la torre se resumen en las Tablas 4.6.A y 4.6.B, donde se detallan los valores de presión, temperatura, calor intercambiado y características constructivas. La configuración corresponde a una torre de platos tipo válvula. La Figura 4.9 presenta un diagrama cualitativo de la torre mostrando las corrientes de entrada y salida.

Tabla 4.6.A. Características operativas de la torre de destilación N° 2.

Relación de reflujo	Presión condensador (kPa)	Temperatura condensador (°C)	Presión rehovidor (kPa)	Temperatura rehovidor (°C)	Calor condensador (kJ/h)	Calor rehovidor (kJ/h)
0,1	100	195,1	100	288,1	$1,624 \times 10^6$	$1,991 \times 10^6$

Tabla 4.6.B. Características constructivas de la torre de destilación N° 2.

Altura de los platos	Altura de torre (m)	Diámetro torre (m)	Número de platos	Plato de entrada	Volumen (m³)	Caida de presión admisible (kPa)
0,61	3,05	0,61	5	1	0,89	3,94

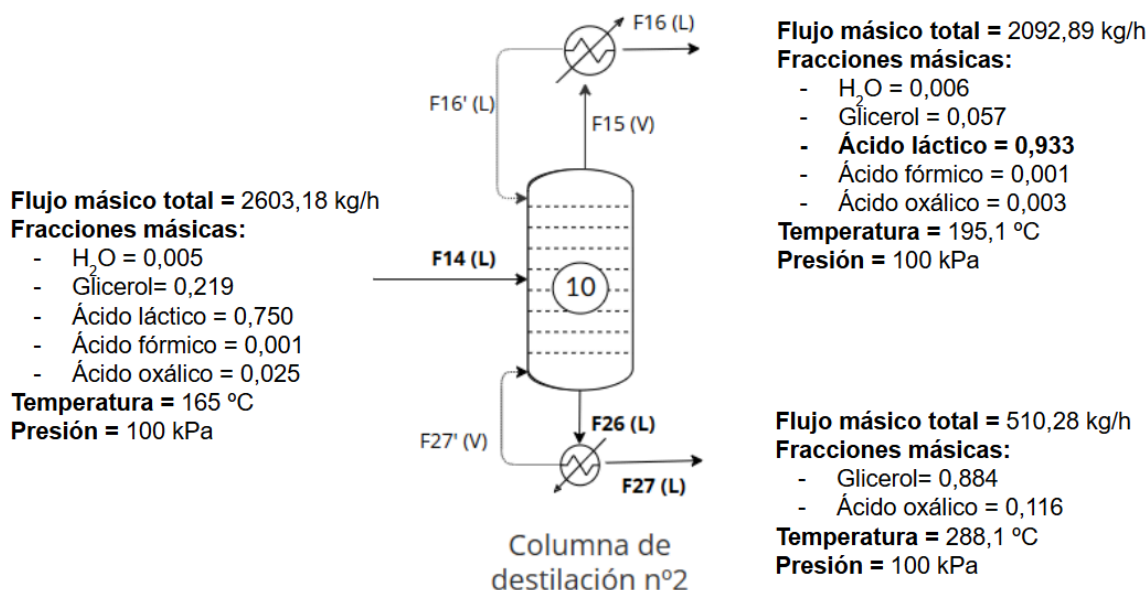


Figura 4.9. Diagrama cualitativo de la torre de destilación N° 2 con sus correspondientes condiciones de operación y corrientes de entrada y salida.

Debe aclararse que como alternativa para este equipo se consideró la opción de utilizar un destilador flash a 100 kPa, se concluyó que este sería ineficiente en términos de recuperación del compuesto deseado. Aunque un flash permitiría obtener una alta fracción másica de ácido láctico en la corriente de tope, incluso superando el valor objetivo de 0,90 mediante un leve aumento de temperatura en la alimentación, su desempeño en la retención del ácido láctico sería deficiente. Esto resultaría en una gran pérdida del compuesto en la corriente de fondo, lo que reduciría significativamente la eficiencia de la recuperación. Para compensar esta limitación, sería necesario incorporar más separadores en serie, lo que incrementaría el costo de instalación.

Por esta razón, se optó por el diseño de una torre de destilación, que asegura un equilibrio adecuado entre la pureza en la corriente de tope y la máxima recuperación de ácido láctico en el proceso.

4.4.5.1.1. Estructura del equipo

La torre de destilación será construida con materiales altamente resistentes, destacándose el uso de acero inoxidable 316L en el cuerpo principal, reboiler, condensador y platos internos. Para aumentar la durabilidad en áreas expuestas a ácidos orgánicos, los platos contarán con recubrimientos adicionales, además de estar reforzados y anclados, lo que garantizará su estabilidad frente a las fluctuaciones de presión del gas y permitirá la expansión térmica sin afectar la integridad estructural.

Con el fin de mejorar la eficiencia energética, se aplicará aislamiento térmico con lana de fibra de vidrio en el reboiler y el condensador, reduciendo las pérdidas de calor.

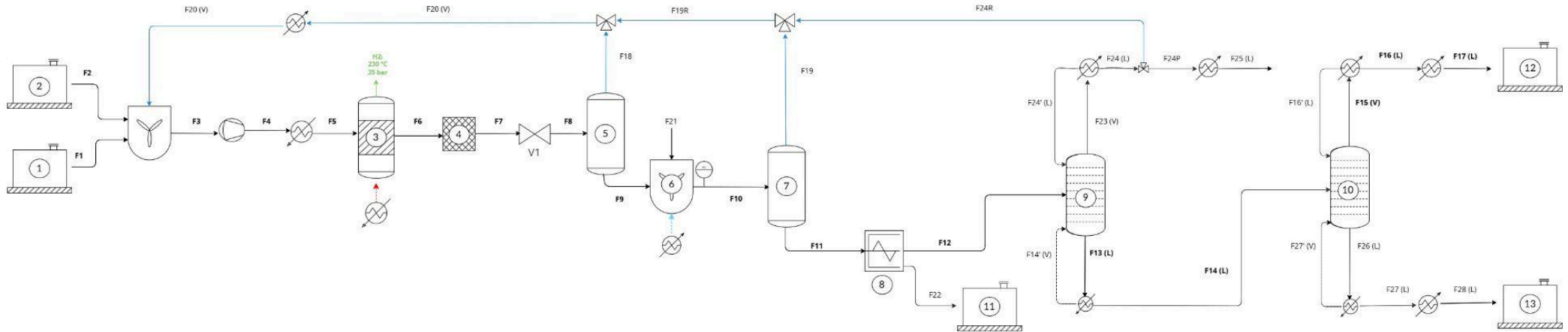
En cuanto a los requisitos estructurales, la torre tendrá una orientación vertical y contará con refuerzos internos y placas de soporte para los platos, diseñadas para soportar las diferencias de presión en las distintas secciones. Las conexiones y bridas serán del tipo RF (*Raised Face*) y estarán instaladas conforme a las normas ASME, garantizando un sellado eficaz bajo condiciones de alta presión y temperatura. Para facilitar el

mantenimiento y la inspección, se incluirán accesos y registros en áreas estratégicas de la torre.

La instrumentación estará compuesta por sensores de presión y temperatura ubicados en la parte superior, donde se encuentra el condensador, y en la parte inferior, en el reboiler, permitiendo un monitoreo continuo de las condiciones de operación. Además, se incorporarán medidores de flujo y nivel en la entrada de la torre y en las corrientes de salida, proporcionando un control preciso del flujo másico y del nivel de líquido en las diferentes etapas del proceso.

Finalmente, se implementará un sistema de control automático que gestionará la relación de reflujo, garantizando un rendimiento óptimo y eficiente durante el proceso de destilación.

ANEXO IV: Diagrama de flujo



- 1 Tanque de almacenamiento glicerol 50% p/p
- 2 Tanque de almacenamiento NaOH 30% p/p
- 3 Reactor slurry heterogéneo
- 4 Filtro de membrana
- 5 Separador Flash N°1
- 6 Tanque de neutralización
- 7 Separador Flash N°2

- 8 Separador centrífugo
- 9 Columna de destilación N°1
- 10 Columna de destilación N°2
- 11 Tanque de almacenamiento (Na_2SO_4)
- 12 Tanque de almacenamiento (Ácido Láctico 90% p/p)
- 13 Tanque de almacenamiento (Glicerol 88% p/p)
- V1 Válvula de expansión

Figura A.4.1. Diagrama de flujo del proceso.

Bibliografía

Cao, E (1983). Intercambiadores de calor.

Cheremisinoff, N. P. (1999). *Handbook of Industrial Toxicology and Hazardous Materials*. CRC Press.

DC Fine Chemicals. (s.f.). *111950-SDS-ES: Hoja de seguridad* [PDF]. Recuperado el 22 de septiembre de 2024, de <https://www.dcfinechemicals.com/catalogo/Hojas%20de%20seguridad/111950-SDS-ES.pdf>.

Fundamentos y Tipos de Destilación. *Algor Cards | Cerca e trova mappe, flashcards e riassunti*. Recuperado el 15 septiembre de 2024 de <https://cards.algoreducation.com/es/content/mVHOAZA0/fundamentos-destilacion-s-imple-rectificacion>.

Kutz, M. (2015). *Handbook of Environmental Engineering (6th ed.)*. Wiley.

Pall Corporation | *Filtration, Separation, Purification*. Pall. Recuperado el 15 septiembre de 2024 de <https://www.pall.com/>

Perry, R. H., & Green, D. W. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook (Chemical Engineers Handbook)* (8ª ed.). McGraw-Hill Professional.

Sartorius. *Sartorius | Biopharma, Laboratory, Applied & Life Sciences*. Recuperado el 15 septiembre de 2024 de <https://www.sartorius.com/en>.

Smith, J. C., & McCabe, W. L. (1993). *Unit Operations in Chemical Engineering* (5ª ed.). McGraw-Hill Education.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2005). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. McGraw-Hill.

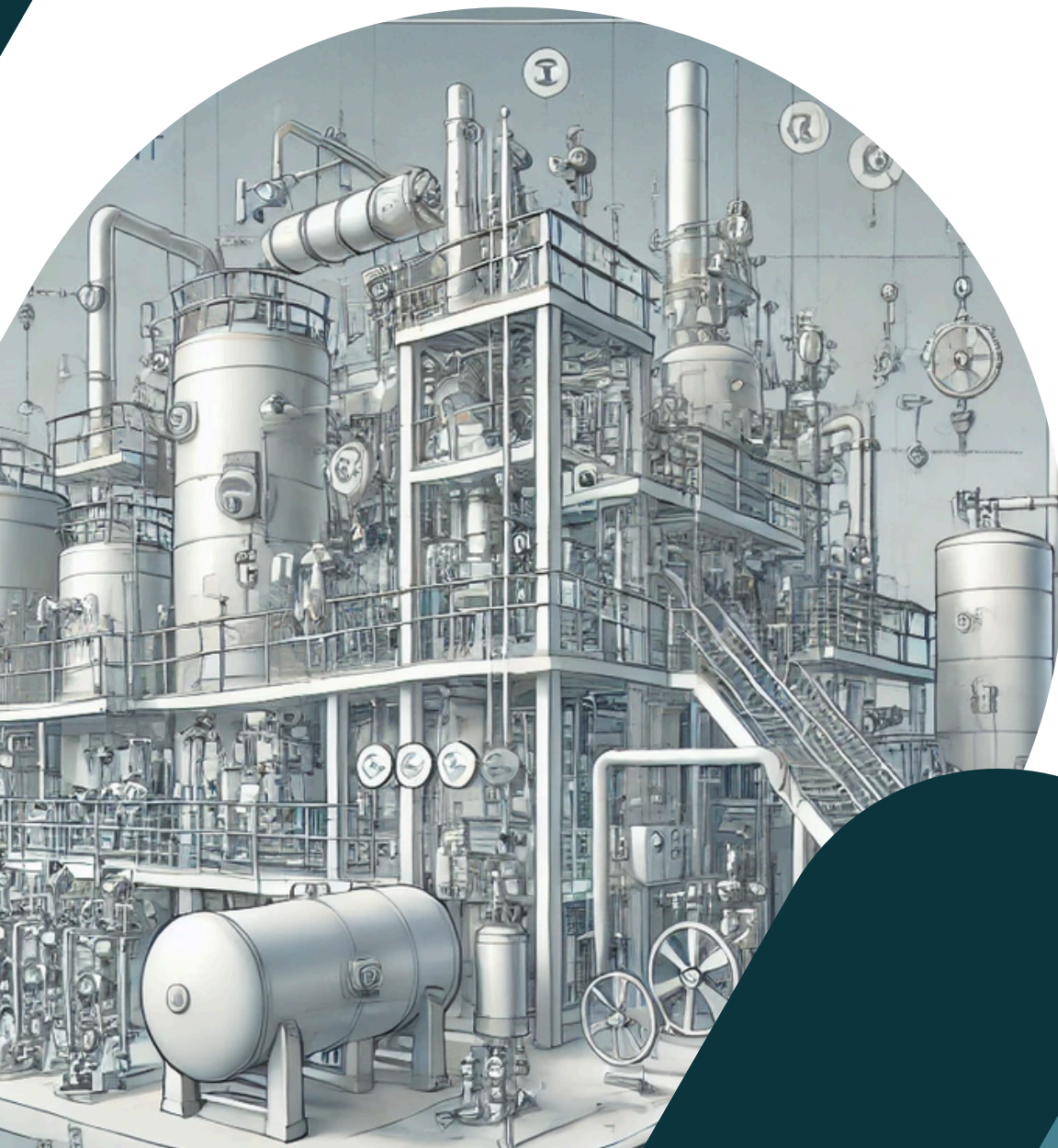
Treybal, R. (1968). *Mass-Transfer Operations - Second Edition*. McGraw.

Quimicaly. (s.f.). *Na₂SO₄: sulfato de sodio*. Recuperado el 22 de septiembre de 2024, de <https://quimicaly.com/na2so4-sulfato-de-sodio/>

Capítulo V

Diseño y selección de equipos auxiliares e integración energética

Trabajo final de Ingeniería
Química



2024

Resumen ejecutivo

Este capítulo se centra en el diseño y selección de equipos auxiliares, así como en la integración energética de una planta de producción de ácido láctico. La integración energética es clave para optimizar el uso de la energía y reducir la dependencia de recursos externos. Para ello, se empleó el análisis Pinch, una metodología basada en principios termodinámicos que permite maximizar el intercambio de calor entre las corrientes del proceso, minimizando así la necesidad de servicios externos de calentamiento y enfriamiento.

El análisis Pinch permitió identificar los requerimientos mínimos de energía para el proceso, determinando que se necesitan 22133,7 kW para calentamiento auxiliar y 13638,3 kW para enfriamiento auxiliar. A través de este método, se diseñó una red de intercambiadores de calor apuntando a una posible optimización energética, logrando recuperar 930,4 kW de calor. Esta red incluye 14 intercambiadores, de los cuales 3 están destinados a procesos y 11 a servicios.

En cuanto a los equipos auxiliares, se realizó una selección detallada para garantizar un funcionamiento óptimo y eficiente. La torre de enfriamiento se dimensionó para manejar un caudal de 1023,6 m³/h, con una temperatura de entrada de 55°C y una salida de 32°C. Se eligió el modelo MESAN MSX-R-1050A-15-2, la cual consume 30 kW en total, debido a su eficiencia energética y capacidad para operar en condiciones climáticas exigentes. Para la caldera, se seleccionó un modelo de fluido térmico ATTSU FT14000, con una capacidad de 760 m³/h y una potencia térmica de 16,3 kW, adecuado para el rango de temperaturas requerido en el proceso.

Las bombas centrífugas Grundfos CR/CRN/CRNE fueron seleccionadas para manejar los flujos del proceso, con una potencia total de 196,1 kW. Estas bombas ofrecen una solución económica y flexible para las necesidades de la planta.

Para la reducción de presión en el sistema, se seleccionó un sistema de placas orificio en serie, complementado con un bypass y una válvula de control automático. Esta configuración no solo optimiza los costos de inversión y mantenimiento, sino que también garantiza un desempeño técnico robusto y confiable.

En cuanto a los agitadores, se seleccionaron motores trifásicos WEG W22 para el reactor y el tanque de neutralización, con potencias de 220 kW y 1,1 kW, respectivamente. Estos motores son adecuados para ambientes industriales y ofrecen una buena relación entre costo y eficiencia. Finalmente, el separador centrífugo Flottweg AC1200 posee un consumo 11 kW.

La potencia total consumida por los equipos de la planta se estimó en 520,6 kW, incluyendo un margen de seguridad del 10% para cubrir posibles variaciones en las condiciones operativas. Este margen adicional asegura que el sistema pueda manejar fluctuaciones en la demanda de energía sin comprometer su eficiencia.

5.1. Introducción

En este capítulo se analizarán los sistemas auxiliares de la planta y se estudiará la posibilidad de integrar energéticamente dichos sistemas. Además, se evaluará el consumo energético, factor clave para determinar la viabilidad del proceso, considerando tanto los requerimientos de calefacción y enfriamiento de las corrientes como el uso de energía en los equipos auxiliares más importantes.

En primera instancia, se optimizará el intercambio de calor entre las corrientes del proceso con el objetivo de reducir la necesidad de servicios externos. Para ello, se establecerá la configuración de la red de intercambiadores de calor y se calcularán las áreas necesarias para la transferencia de calor.

Posteriormente, se procederá al dimensionamiento de los equipos auxiliares más relevantes de la planta, tales como bombas de fluidos, tanques agitados, torre de enfriamiento, entre otros. Se determinará su función en el proceso y se calculará el consumo energético requerido para su operación.

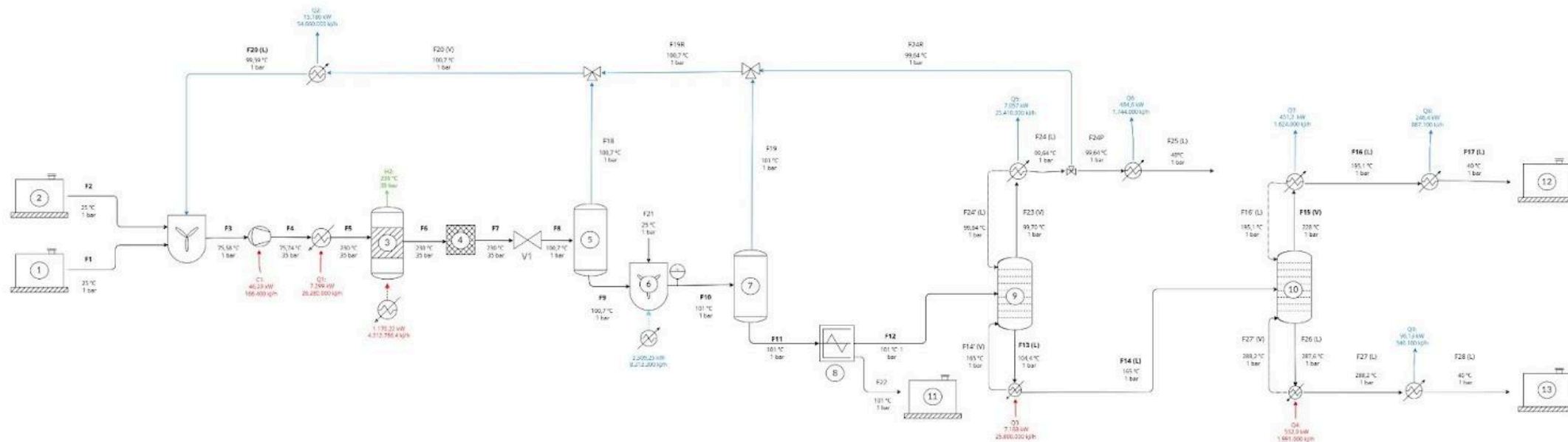
5.2. Integración energética

El proceso de producción de ácido láctico puede beneficiarse de la integración energética, cuyo propósito es maximizar la eficiencia del sistema productivo al reducir el uso de energía externa. A través de este proceso, se optimiza el intercambio térmico dentro del propio sistema, lo que no solo contribuye a la reducción de costos operativos, sino también al impacto ambiental, al disminuir la huella de carbono.

Uno de los beneficios principales de este enfoque es la reutilización del calor generado en distintas etapas del proceso, lo que facilita el intercambio de energía entre corrientes frías y calientes. Esto reduce la necesidad de recurrir a servicios auxiliares externos, como la refrigeración o la generación de calor, mejorando la sostenibilidad del sistema.

Aunque la puesta en marcha de una integración energética puede requerir una inversión inicial significativa, como la instalación de equipos especializados, los ahorros en el consumo energético a lo largo del tiempo pueden compensar ampliamente esos costos. Un diseño estratégico y eficiente es fundamental para garantizar que los beneficios superen la inversión realizada.

Una metodología esencial para la integración térmica en procesos industriales es el análisis Pinch, desarrollado por Linnhoff y Vredevelt en la década de 1970. Este método, basado en principios de la termodinámica, identifica oportunidades para maximizar el intercambio de calor dentro del proceso y reducir al mínimo el uso de energía externa. En las siguientes secciones, se analizará más a fondo el enfoque Pinch y cómo se aplica al sistema de producción de ácido láctico en particular Figura 5.1.



- 1 Tanque de almacenamiento glicerol 50% p/p
- 2 Tanque de almacenamiento NaOH 30% p/p
- 3 Reactor slurry heterogéneo
- 4 Filtro de membrana
- 5 Separador Flash N°1
- 6 Tanque de neutralización
- 7 Separador Flash N°2

- 8 Separador centrífugo
- 9 Columna de destilación N°1
- 10 Columna de destilación N°2
- 11 Tanque de almacenamiento (Na_2SO_4)
- 12 Tanque de almacenamiento (Ácido Láctico 90% p/p)
- 13 Tanque de almacenamiento (Glicerol 88% p/p)
- V1 Válvula de expansión

Figura 5.1. Diagrama tecnológico de la planta de obtención de ácido láctico.

5.2.1. Método Pinch

En un sistema industrial, cubrir las necesidades energéticas de un proceso puede lograrse mediante el intercambio de calor entre corrientes de proceso o el uso de servicios auxiliares, como vapor, circuitos de aceite caliente, refrigeración a distintos niveles, o gases de combustión.

El análisis Pinch tiene su base en las dos primeras leyes de la termodinámica y se utiliza para organizar estratégicamente los flujos de energía y masa dentro de un proceso industrial. Uno de sus principios clave es identificar los puntos donde hay excedentes de energía en ciertas corrientes, que pueden ser aprovechados por otras que demandan energía. Esto permite tratar el proceso como un sistema integrado y encontrar oportunidades para intercambiar calor de manera eficiente.

El concepto del “pinch”, o punto crítico, representa la restricción energética del sistema. Es en este punto donde el intercambio de calor es más limitado y donde se pueden hacer mejoras significativas en la recuperación de energía. La identificación del punto pinch es crucial para comenzar a analizar las oportunidades de integración energética y optimizar el uso del calor disponible, minimizando así la necesidad de fuentes externas de energía.

Una de las herramientas visuales más importantes en esta metodología es el diagrama de rejilla, que permite a los diseñadores crear redes de transferencia de calor de manera eficiente, facilitando así el desarrollo de sistemas energéticamente integrados. Esto se debe a que representa cómo se distribuyen y conectan las corrientes en la red de intercambio térmico, incluyendo la identificación de intercambiadores de calor y las condiciones de operación de cada uno. Para esto, el método divide el sistema en dos zonas independientes, por lo que requiere del desarrollo de redes específicas tanto para la región superior como la inferior al punto pinch. Esta separación permite explorar diversas alternativas para el intercambio térmico entre las corrientes del proceso. Gracias a su simplicidad, esta herramienta es perfecta para aplicar criterios ingenieriles claros durante el proceso de diseño.

Complementariamente, las curvas compuestas, que son representaciones gráficas de los perfiles de temperatura (T) y entalpía (H), son fundamentales para visualizar la distribución de energía en el proceso. La curva compuesta caliente (roja) indica la cantidad de calor disponible, mientras que la curva compuesta fría (azul) refleja la energía que el sistema requiere. Para garantizar un intercambio eficiente de calor, es crucial que la curva caliente se mantenga siempre por encima de la curva fría, lo que asegura una diferencia de temperatura adecuada.

Al analizar estas curvas, se puede observar que las secciones donde la curva compuesta fría se extiende más allá de la curva caliente indican la necesidad de recurrir a servicios auxiliares para agregar calor (QC). Por otro lado, en las áreas donde la curva caliente se prolonga más allá de la fría, se hace necesario utilizar servicios de enfriamiento (QF). En la Figura 5.2 se presenta un ejemplo de una curva compuesta, en la que las corrientes con capacidad calorífica constante (C_p) se representan como líneas rectas en un diagrama T-H, conectando las temperaturas de entrada y salida; la pendiente de estas líneas refleja el cambio de temperatura y entalpía que experimentan las corrientes.

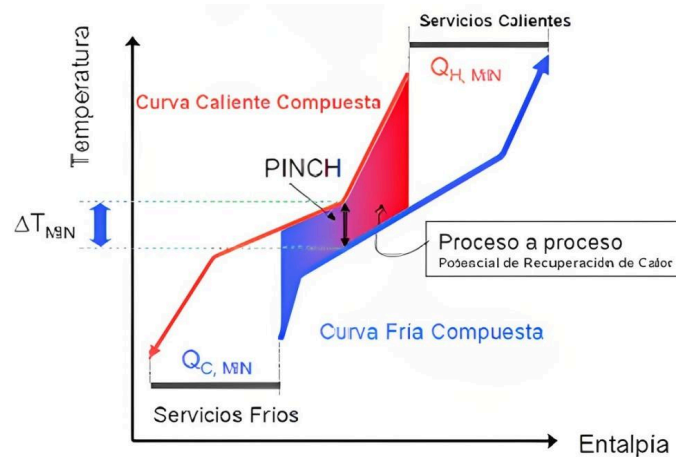


Figura 5.2. Análisis Pinch

5.3. Aplicación del análisis Pinch

5.3.1. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento

El proceso de integración energética a través del análisis Pinch comienza con la evaluación de los requerimientos térmicos mínimos necesarios para establecer una red de intercambio de calor eficiente, la cual implica una cuidadosa identificación de las corrientes térmicas en el sistema, que se dividen en dos categorías principales: corrientes calientes y corrientes frías. Esta clasificación es fundamental, ya que cada tipo de corriente tiene un papel específico en el proceso de transferencia de energía.

En los procesos industriales, las corrientes calientes liberan calor y requieren enfriamiento, mientras que las corrientes frías absorben calor para aumentar su temperatura. Identificar correctamente estas corrientes es esencial para optimizar la recuperación y el aprovechamiento de la energía térmica. Para ello, es clave definir la temperatura de entrada, que indica el nivel térmico inicial de una corriente y su capacidad para el intercambio de calor, y la temperatura de salida, que representa el objetivo térmico a alcanzar y permite evaluar la efectividad del proceso y sus requerimientos energéticos. La Tabla 5.1 presenta el conjunto de corrientes que fueron consideradas para la integración energética.

Cabe destacar que la inyección directa de la corriente en fase vapor (F20) al mezclador generaría una mezcla con un título de vapor de 0,7, lo que resulta inadecuado para el proceso ya que el vapor no puede ser bombeado. Por este motivo, se prioriza la condensación de esta corriente antes del mezclado, asegurando así un control adecuado sobre las condiciones del sistema.

Tabla 5.1. Corrientes para análisis Pinch

Nº	Corriente	Tipo de calor	Tipo	T entrada (°C)	T salida (°C)	F (kg/hr)	H (kW)
1	F4 (L) → F5 (L)	Sensible	Fría	75,7	230	34231,16	7299
2	F20 (V) → F20 (L)	Latente	Caliente	100,7	99,6	23978,37	15180
3	F23 (V)	Sensible	Caliente	99,7	96,6	11564,74	0,37
4	F23 (V) → F24 (L)	Latente	Caliente	96,6	96,6	11564,74	7056,33
5	F24P (L) → F25 (L)	Sensible	Caliente	99,6	40	6998,70	484,60
6	F13 (L) → F14 (L)	Sensible	Fría	104,4	165	17158,80	997,65
7	F14 (L) → F14' (V)	Latente	Fría	165	165	14556,10	6170,35
8	F15 (V)	Sensible	Caliente	228,0	195,1	2301,54	34,81
9	F15 (V) → F16 (L)	Latente	Caliente	195,1	195,1	2301,54	416,39
10	F16 (L) → F17 (L)	Sensible	Caliente	195,1	40	2092,34	246,40
11	F26 (L) → F27 (L)	Sensible	Fría	287,6	288,2	3529,57	1,86
12	F27 (L) → F27' (V)	Latente	Fría	288,2	288,2	3019,08	551,04
13	F27 (L) → F28 (L)	Sensible	Caliente	288,2	40	510,44	96,13

Un parámetro clave en este tipo de análisis es la selección del ΔT mínimo, que establece la menor diferencia de temperatura aceptable entre las corrientes calientes y frías para que se produzca una transferencia de calor efectiva. Este valor influye tanto en la eficiencia energética del proceso como en los costos de inversión en equipos de intercambio térmico. Por ejemplo, optar por un ΔT mínimo elevado como 20 °C, permite reducir el área de los intercambiadores de calor, lo que puede disminuir los costos de instalación. No obstante, esta elección también limita la capacidad de recuperación de energía, lo que podría resultar en un aumento de los costos operativos a largo plazo al depender más de servicios externos. En contraposición, un ΔT mínimo reducido, como 5 °C, maximiza la cantidad de energía recuperable y disminuye la necesidad de recurrir a servicios auxiliares, tales como vapor o refrigeración externa. Sin embargo, esta estrategia conlleva la construcción de intercambiadores de calor de mayor tamaño, lo que puede incrementar significativamente los costos iniciales de inversión debido a la mayor superficie requerida para el equipo.

En el análisis realizado, se optó por un ΔT mínimo de 10 °C, que representa una solución equilibrada entre los gastos de capital y los costos operativos. Este valor es frecuentemente utilizado en la industria, ya que facilita una recuperación de calor adecuada sin la necesidad de diseñar equipos innecesariamente grandes o costosos, manteniendo al mismo tiempo los costos operativos en niveles razonables.

A partir de esta información, se generó la curva compuesta, herramienta gráfica que representa la disponibilidad y demanda de calor en el proceso. En este estudio, dichas curvas fueron obtenidas mediante el *software* HINT, donde la curva roja representa las corrientes calientes y la azul las corrientes frías. La Figura 5.3 muestra los resultados de este análisis, destacando las demandas energéticas y las oportunidades para la integración de calor dentro del sistema.

Luego, se determinó que el requerimiento mínimo de energía para el calentamiento auxiliar ($Q_{\text{Cold}_{\min}}$) fue de 22133,7 kW, mientras que el mínimo necesario para el enfriamiento auxiliar ($Q_{\text{Hot}_{\min}}$) alcanzó los 13638,3 kW. Estos valores representan la cantidad mínima de energía auxiliar requerida para satisfacer las necesidades de calentamiento y enfriamiento del sistema.

Asimismo, se calculó un valor teórico de calor recuperado (Q_{rec}) mediante la integración energética, obteniéndose un resultado de 1369 kW.

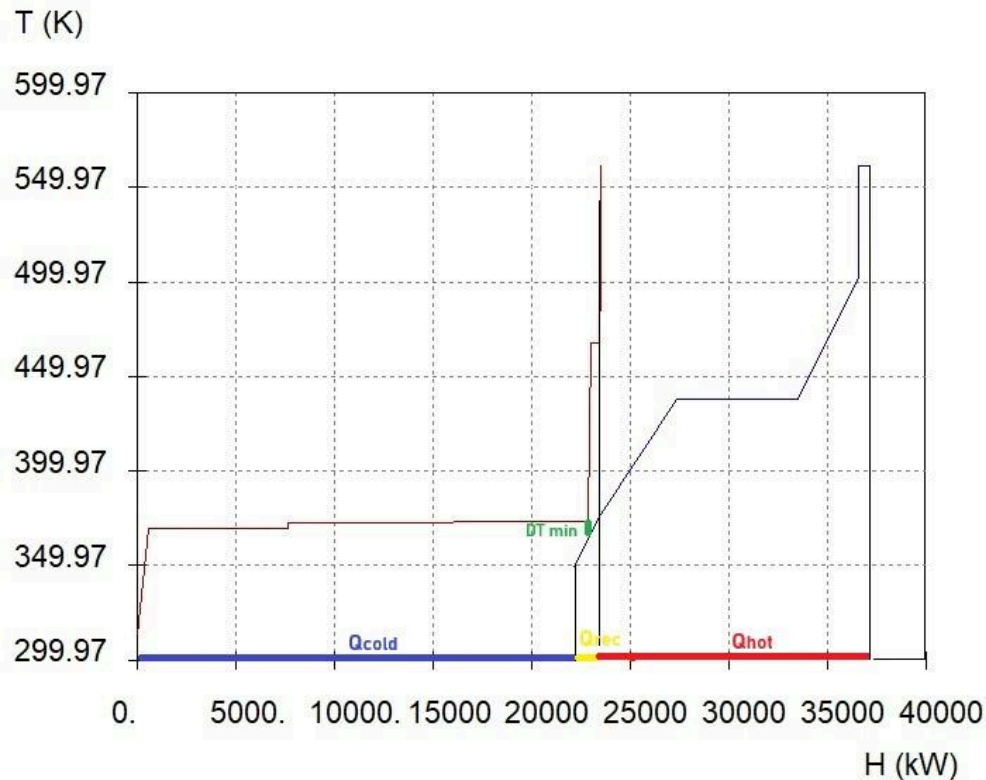


Figura 5.3. Curva compuesta obtenida con el análisis Pinch.

5.3.2. Intercambiadores de calor

La aplicación del método Pinch de manera sistemática permite crear una red que optimiza la eficiencia energética de los intercambiadores de calor, respetando las limitaciones operativas establecidas. Este método expone el proceso de transferencia de calor entre las corrientes calientes y frías, lo que permite definir las temperaturas finales de las corrientes implicadas.

El diagrama de red o rejilla constituye una representación gráfica de las corrientes y sus interconexiones. Las corrientes de alta y baja temperatura se ilustran mediante líneas horizontales, donde se indican los valores de entrada y salida en sus extremos. Una línea punteada vertical central señala el punto Pinch. Los intercambiadores de calor se simbolizan con círculos, y en cada uno se detalla la cantidad de calor transferido, así como las temperaturas de entrada y salida de las corrientes implicadas. La Figura 5.4 representa el diagrama de red generado, el cual puede ser visualizado también en la Figura A.5.1 del Anexo V. Asimismo, la Figura A.5.2 del Anexo V muestra el diagrama tecnológico que representa la disposición de estos intercambiadores.

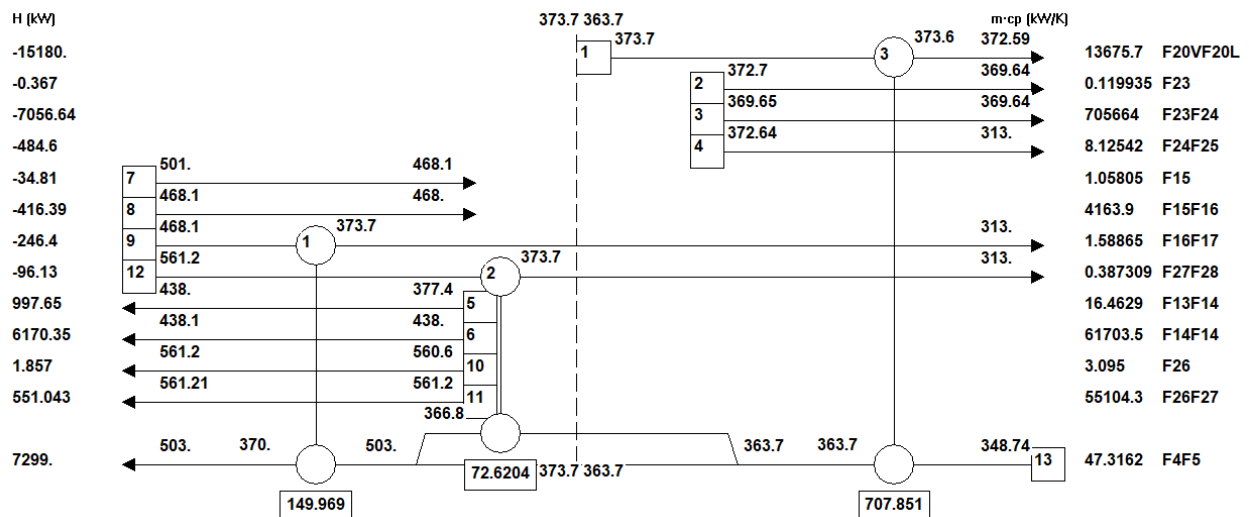


Figura 5.4. Diagrama de red obtenido.

5.3.2.1. Dimensionamiento de los intercambiadores de calor

De acuerdo con el método Pinch, el sistema requerirá 14 intercambiadores, de los cuales 3 estarán destinados a procesos y 11 a servicios. La asignación numérica de los intercambiadores se muestra en la Figura A.5.2 del Anexo V.

El área de intercambio térmico para los equipos de procesos se estableció mediante este método. En la Tabla 5.2 se especifican los valores de entalpía, temperaturas de entrada y salida, y el área de intercambio correspondiente a estos. Con el fin de mitigar riesgos por resistencia de ensuciamiento, se incrementó el área mínima calculada en un 10%.

El calor total recuperado o integrado fue de 930,44 kW, un valor que concuerda con la configuración de rejilla, ya que es menor al teórico de 1369 kW.

Tabla 5.2. Intercambiadores de calor de proceso como resultado del método Pinch.

H.E	Corriente caliente		Corriente fría		Área (m ²)	Calor intercambiado (kW)
	T _{in} (K)	T _{out} (K)	T _{in} (K)	T _{out} (K)		
1	468,1	373,7	363,7	370,0	3,89	149,97
2	561,2	373,7	363,7	366,8	1,17	72,62
3	373,7	373,6	348,7	363,7	43,33	707,85
Total						930,44

Por otra parte, el área necesaria para cada uno de los intercambiadores de servicio se determinó a partir de la ecuación de diseño pertinente (Ec. 5.1), considerando que los fluidos circulan en contracorriente. Esto permite que la temperatura del fluido frío se aproxime considerablemente a la del fluido caliente, optimizando así el gradiente térmico y la transferencia de calor.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \quad \text{Ec. 5.1}$$

donde:

- Q : calor intercambiado (kW)
- U : coeficiente global de transferencia de calor (kJ/s.m².K)
- A : área de intercambio de calor
- ΔT_{ML} : diferencia de temperatura media logarítmica (°C), que se define según la Ecuación 5.2.

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{h_{in}} - T_{c_{out}}) - (T_{h_{out}} - T_{c_{in}})}{\ln \left(\frac{T_{h_{in}} - T_{c_{out}}}{T_{h_{out}} - T_{c_{in}}} \right)} \quad \text{Ec. 5.2}$$

donde:

- $T_{c_{in}}$: temperatura de entrada de la corriente fría (°C)
- $T_{c_{out}}$: temperatura de salida de la corriente fría (°C)
- $T_{h_{in}}$: temperatura de entrada de la corriente caliente (°C)
- $T_{h_{out}}$: temperatura de salida de la corriente caliente (°C)

El agua de torre, a una temperatura de 32 °C, fue seleccionada como la corriente de servicio fría, dado que las corrientes de proceso a enfriar no descienden por debajo de los 40 °C. Esta elección garantiza una diferencia de temperatura adecuada para el intercambio térmico. En consecuencia, la diferencia térmica entre la corriente de proceso y el agua de entrada es suficiente para facilitar una transferencia de calor eficiente.

Los coeficientes globales de transferencia de calor utilizados en estos intercambiadores fueron extraídos del libro *Intercambiadores de Calor* de Eduardo Cao y se determinaron en función de las características de cada corriente involucrada, como se muestra en la Figura 5.5.

CONDENSACION		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² K)
Vapor a presión	agua	2000-4000
Vapor en vacío	agua	1500-3000
Solventes orgánicos saturados a presión atmosférica	agua	550-1100
Solventes orgánicos saturados en vacío con algo de no condensables	agua-salmuera	250-700
Solventes orgánicos a p. atmosférica con gran contenido de no condensables	agua	100-450
Vapores aromáticos atmosféricos con no condensables	agua	30-150
Solventes orgánicos en vacío con alto contenido de no condensables	agua-salmuera	50-300
Hidrocarburos livianos p. atmosf.	agua	450-1200
Hidrocarburos pesados en vacío	agua	50-150
INTERCAMBIADORES		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² K)
Agua	agua	800-1600
Solventes orgánicos	agua	250-750
Gases	agua	15-250
Aceites livianos	agua	350-900
Aceites pesados	agua	60-250
Solventes orgánicos	aceites livianos	120-400
Agua	salmuera	600-1200
Solventes orgánicos	salmuera	150-500
Gases	salmuera	15-250
Solventes orgánicos	solventes orgánicos	120-350
Aceites pesados	aceites pesados	45-250

Figura 5.5. Coeficientes globales de transferencia de calor (Cao, 1995).

En los intercambiadores diseñados para calentar la corriente de proceso, inicialmente se evaluó el uso de vapor de agua. Sin embargo, las temperaturas requeridas implican operar a presiones superiores a 67 bares. Por esta razón, se optó por un fluido térmico más adecuado para el rango de operación. Considerando la amplia variación de temperatura en el proceso, se seleccionó *Dowtherm A*, un fluido capaz de alcanzar hasta 400 °C, como se ilustra en la Figura 5.6.

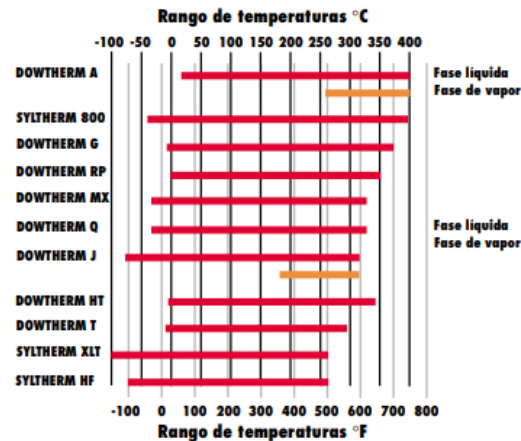


Figura 5.6. Intervalo de temperaturas adecuado para el uso de diferentes fluidos térmicos.

En la Tabla 5.3 se resumen los parámetros clave de cada uno de los intercambiadores auxiliares. El número 13 corresponde al serpentín del reactor, cuyo área de transferencia fue determinada en el capítulo 3, siendo de 32,51 m². Mientras que, el intercambiador 14 forma parte del sistema de refrigeración del tanque de neutralización.

Tabla 5.3. Intercambiadores de calor de servicio.

H.E	U (J/s.m ² .K)	Corriente caliente		Corriente fría		Área (m ²)	Calor intercambiado (kW)
		T _{in} (K)	T _{out} (K)	T _{in} (K)	T _{out} (K)		
4	900	653,0	613,0	368,4	503,0	40,71	6441
5	4000	372,7	372,6	305,0	328,0	35,04	7057
6	1600	372,6	313,0	305,0	328,0	15,63	484,61
7	900	653,0	613,0	377,4	438,0	38,91	7168
8	4000	501,1	468,1	305,0	328,0	0,74	451,21
9	900	653,0	613,0	560,6	561,2	9,62	552,92
10	750	373,7	313,0	305,0	328,0	1,46	21,57
11	750	373,7	313,0	305,0	328,0	6,22	91,75
12	4000	373,6	372,6	305,0	328,0	71,15	14472,15
13	900	653,0	613,0	503,0	503,0	32,51	1170,22
14	1600	374,0	374,0	305,0	328,0	28,14	2309,25
Total							40219,67

5.4. Equipos auxiliares

Para garantizar el adecuado desempeño de un proceso industrial, es crucial tener en cuenta también los equipos auxiliares. Estos desempeñan una función indispensable, ya que su operación es fundamental para la obtención de los productos finales. Los principales son:

- Torres de enfriamiento de agua
- Calderas
- Bombas
- Válvulas reguladoras de presión
- Agitadores
- Separador centrífugo

5.4.1. Torre de enfriamiento

En el ámbito industrial, la torre de enfriamiento es uno de los equipos más utilizados para la refrigeración de corrientes, cuyo funcionamiento se basa en el principio de enfriamiento evaporativo. Durante este proceso, el agua caliente desciende sobre un material de relleno, donde se enfría debido a una corriente de aire que circula en dirección opuesta. La entrada del mismo puede darse de forma natural o ser forzada desde la parte inferior de la torre.

El objetivo de la pulverización del agua es maximizar la superficie de contacto con el aire, facilitando así la evaporación parcial de una pequeña fracción de esta. Este efecto reduce la temperatura del agua restante, mientras que el aire incrementa su humedad y temperatura. El agua enfriada se recoge en la base de la torre y se recircula para su uso en otros equipos. Para contrarrestar las pérdidas ocasionadas por la evaporación y el arrastre, se introduce agua de reposición en el sistema.

Estos equipos están compuestos principalmente por una superficie de intercambio de calor y masa, sistemas de distribución de agua, un sistema de ventilación y varios componentes auxiliares. Existen distintos tipos de torres de enfriamiento, según su diseño y método de circulación del aire:

- Tiro natural: El flujo de aire se genera por la diferencia de densidad entre el aire frío exterior y el húmedo del interior. Para facilitar este flujo, las torres suelen contar con chimeneas de gran altura.
- Tiro inducido: En este caso, un ventilador ubicado en la parte superior impulsa el flujo de aire a través de la torre. Este tipo es uno de los más utilizados.
- Tiro forzado: El aire es empujado hacia el interior de la torre mediante un ventilador situado en su base.

5.4.1.1. Dimensionamiento de la torre

➤ Temperaturas de ingreso y egreso del agua

Su diseño y funcionamiento dependen considerablemente de las condiciones climáticas del lugar en el que se encuentran instaladas, ya que factores como la temperatura y la humedad afectan directamente su eficiencia. Para esta planta, cuya instalación está prevista en la provincia de Santa Fe, es esencial analizar los registros meteorológicos locales. La Figura 5.7 presenta los valores de temperaturas máximas y mínimas mensuales, mientras que la Figura 5.8 muestra los niveles de humedad relativa promedio para cada mes, ambos correspondientes al año 2023.

Para calcular la temperatura de bulbo húmedo, se seleccionaron las condiciones climáticas más desfavorables, ya que estas representan los escenarios de mayor desafío para el sistema de enfriamiento. En el caso de Santa Fe, dichas condiciones se registraron en el mes de enero, cuando se alcanzaron temperaturas promedio de hasta 33,5 °C junto a una humedad relativa del 51%. A partir de estos datos, y utilizando la carta psicrométrica, se obtuvo una temperatura de bulbo húmedo de 26,5 °C.

Esta temperatura es clave para el diseño y dimensionamiento de la torre, ya que representa el límite teórico de enfriamiento del agua. Durante las temporadas cálidas, cuando la demanda de enfriamiento es más alta, estos datos permiten a los ingenieros establecer los requerimientos operativos de la torre, eligiendo un diseño que garantice una adecuada disipación de calor incluso bajo las condiciones ambientales más demandantes. Además, la elección de componentes como ventiladores y materiales de relleno se ve influenciada por estas condiciones, con el fin de maximizar la capacidad de la torre para adaptarse a las variaciones climáticas a lo largo del año.

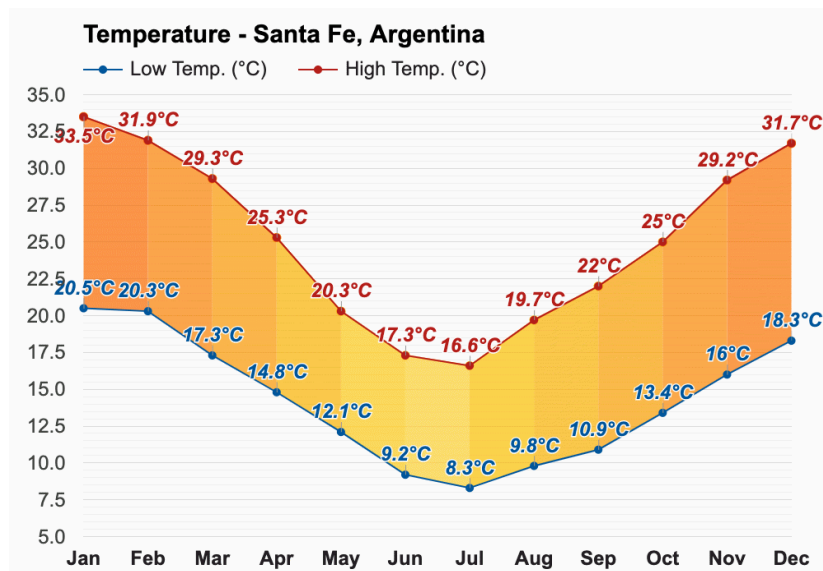


Figura 5.7. Registro de temperaturas en la provincia de Santa Fe (Elaborado por Weather Atlas).

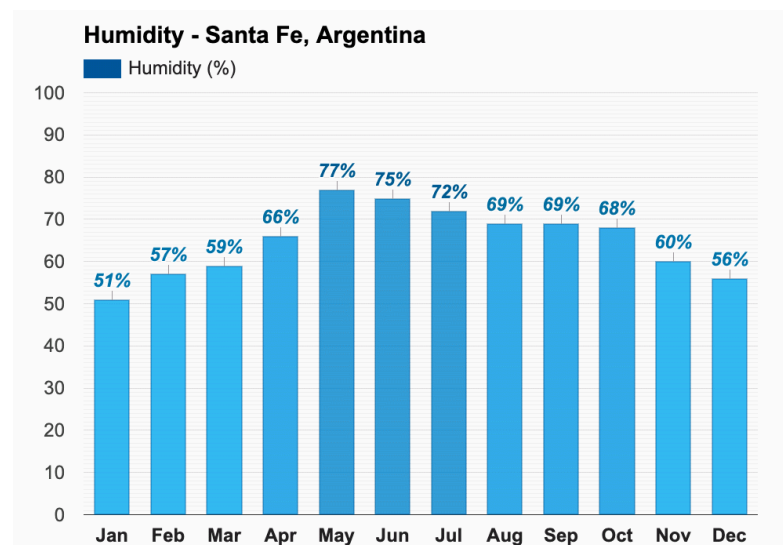


Figura 5.8. Registro de humedades en la provincia de Santa Fe (Elaborado por Weather Atlas).

Dado que, una torre de enfriamiento capaz reducir la temperatura del agua hasta la de bulbo húmedo requeriría una longitud infinita, se utiliza una aproximación práctica conocida como "aproximación al bulbo húmedo". Esta estrategia consiste en agregar 5 °C a la temperatura de bulbo húmedo, lo que permite estimar una temperatura de salida del agua en condiciones más realistas. Así, bajo esta aproximación, se establece que el agua salga a aproximadamente 32 °C.

Este enfoque permite equilibrar la eficiencia de enfriamiento con los costos de operación y construcción de la torre. En sistemas industriales, las condiciones ambientales, la humedad y el tipo de relleno también influyen en la selección de esta aproximación. Además, el uso de esta temperatura de referencia facilita el diseño de sistemas de control, al permitir predicciones más consistentes de rendimiento frente a variaciones de temperatura y flujo del aire.

La temperatura de ingreso del agua a la torre de enfriamiento, proveniente de los intercambiadores de calor especificados en la sección 5.3.2, se estableció en 55 °C. Este valor permite un intercambio térmico eficiente en dichos equipos, ya que una mayor diferencia de temperatura entre el agua de servicio y la corriente de proceso optimiza la transferencia de calor, reduciendo así las áreas requeridas para el intercambio térmico. Esto representa una ventaja en el diseño, al minimizar su tamaño y optimizar los costos de construcción y operación.

Además, mantener la temperatura de ingreso a la torre en 55 °C contribuye a controlar las pérdidas de agua por evaporación. A temperaturas más elevadas, dichas pérdidas aumentan significativamente, lo que implicaría una mayor demanda de agua de reposición. Al regular la temperatura de ingreso, se logra un equilibrio óptimo entre la eficiencia del enfriamiento y la reducción de costos operativos y de mantenimiento, garantizando así la sostenibilidad y confiabilidad del sistema a largo plazo.

Este enfoque también facilita la operación del sistema, ya que el flujo de agua y el rendimiento del proceso son más predecibles a esta temperatura. Esto resulta beneficioso para optimizar el consumo energético de la torre y asegurar un enfriamiento consistente, incluso ante variaciones estacionales que puedan afectar su capacidad de enfriamiento natural.

➤ Caudal de agua requerido

En función del calor transferido en los intercambiadores de servicio, calculado previamente en la sección 5.3.2.1, se determinaron los caudales de agua necesarios para cada uno utilizando la Ecuación 5.3. Esta establece una relación entre el calor intercambiado y el caudal de agua requerido, teniendo en cuenta la capacidad de enfriamiento necesaria para mantener la eficiencia del sistema.

Al aplicar esta ecuación, se asegura que cada intercambiador reciba el flujo de agua óptimo para disipar el calor generado en los procesos. Este cálculo es esencial para dimensionar adecuadamente el sistema de distribución de agua, asegurando un rendimiento estable y un enfriamiento uniforme en todos los equipos. Además, al conocer los caudales específicos, es posible ajustar los sistemas de control y las válvulas reguladoras para optimizar el uso de agua y energía en toda la instalación.

$$Q(kW) = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot \Delta T \quad \text{Ec. 5.3}$$

donde;

- m_{agua} : caudal másico de agua.
- $Cp_{\text{agua}}: 4186 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C}$
- ΔT : diferencia de temperatura del agua entre la entrada y la salida.

En la Tabla 5.4 se resume el calor intercambiado y el caudal volumétrico de agua determinado para cada intercambiador.

Tabla 5.4. Caudal volumétrico y calor intercambiado requerido para los intercambiadores de servicio

H.E	Calor intercambiado (kW)	Caudal másico (kg/h)	Caudal volumétrico (m³/h)
5	7057	263873,4	263,9
6	484,6	18120,0	18,1
8	451,2	16871,1	16,9
10	21,6	806,5	0,8
11	91,8	3430,7	3,4
12	14472,2	541138,6	541,1
14	2309,3	86346,8	86,3
Total	24887,5	930587,1	930,5

Desde una perspectiva conservadora, y considerando que en una torre de enfriamiento pueden ocurrir pérdidas de agua por evaporación, se decidió agregar un margen de seguridad del 10%. Este aumento permite compensar las pérdidas inevitables y asegurar que el sistema pueda mantener un flujo de agua adecuado sin comprometer el rendimiento del enfriamiento. Así, el caudal de agua ajustado resultó en 1023,6 m³/h.

Este margen adicional no solo cubre las pérdidas por evaporación, sino que también considera posibles pérdidas por arrastre, pequeñas fugas y la variabilidad de las condiciones climáticas. En sistemas de enfriamiento industrial, este tipo de ajuste es esencial para mantener la estabilidad operativa, ya que permite una reposición continua sin afectar la eficiencia del proceso de enfriamiento ni los equipos conectados. Además, este incremento ayuda a mantener una reserva en caso de aumentos inesperados en la demanda de enfriamiento, reduciendo el riesgo de que el sistema funcione por debajo de su capacidad óptima.

➤ Determinación del equipo

Posteriormente, se utilizó el *software* MESAN para seleccionar la torre de enfriamiento más adecuada, lo que permitió definir el equipo óptimo considerando una configuración con tiro mecánico inducido. Para la simulación, se establecieron los parámetros de operación clave: temperatura de entrada de agua de 55 °C, temperatura de salida de 32 °C y temperatura de bulbo húmedo de 27 °C. El caudal total de agua se fijó en 1023,6 m³/h, acorde con las necesidades del sistema.

Dado el significativo caudal que se requiere manejar, se realizó un análisis de dos configuraciones operativas de la torre de enfriamiento: contraflujo y flujo cruzado. Este

estudio comparativo evaluó tanto la capacidad del soplador como las dimensiones necesarias de la torre en cada configuración, con el objetivo de seleccionar el diseño que mejor se adapte a los requerimientos específicos de la planta. En la configuración de contraflujo, el aire y el agua fluyen en direcciones opuestas, lo que generalmente permite un enfriamiento más eficiente y es adecuado para situaciones en las que se requiere un gradiente térmico pronunciado. En la configuración de flujo cruzado, el aire fluye perpendicularmente al flujo de agua, lo que facilita el diseño compacto de la torre y suele resultar en un menor consumo de energía para el ventilador.

El análisis de estas configuraciones busca determinar no solo la eficiencia de enfriamiento, sino también optimizar el consumo energético, el espacio requerido para la torre y la estabilidad operativa bajo distintas condiciones de trabajo. En la Tabla 5.5 se presentan diversos parámetros clave de las posibles torres de enfriamiento evaluadas, como potencia requerida, dimensiones y diámetro del ventilador. Estos permiten comparar las opciones disponibles y así seleccionar la torre de enfriamiento más adecuada según las necesidades del sistema y las especificaciones técnicas del proyecto.

Tabla 5.5. *Parámetros clave de las torres de enfriamiento.*

	MSX - R - 1500 - 55	MKT - 800 - 2	MSX - R - 1050A - 15 - 2
Configuración	Inducido cruzado	Inducido contracorriente	Inducido cruzado
Nº de celdas	1	2	2
Potencia por celda (kW)	55	22	15
Dimensiones por celda (m)	6,62 * 9,47 * 6,23	8,10 * 6,15	9,044 * 7,405 * 7,180
Diámetro forzador (m)	6	4,20	3,96
Pérdida por evaporación (%)	3,833	3,833	3,833
Caudal de aire máximo por celda (m³/h)	663120	427500	313560

El modelo MSX-R-1500-55 destaca por su capacidad de flujo de aire de 663120 m³/h, siendo este el valor más alto entre las opciones evaluadas. Su elevado caudal permite procesar un volumen significativo de aire, optimizando la transferencia de calor y asegurando que el agua de refrigeración alcance la temperatura deseada, incluso en condiciones de alta demanda térmica. Contar con una mayor capacidad de flujo de aire no solo garantiza que la torre opere bajo condiciones óptimas en situaciones normales, sino que también proporciona un margen adicional para cambios bruscos en las condiciones operativas, ofreciendo mayor robustez y fiabilidad a largo plazo. Estas variaciones pueden deberse a factores externos, como temperaturas ambientales elevadas, o internos, como aumentos repentinos en la generación de calor de los equipos.

Por otro lado, el modelo MKT-800-2, con un motor de 22 kW por celda, ofrece una solución intermedia en términos de consumo energético y rendimiento. Su configuración de tiro inducido contracorriente permite un enfriamiento eficiente, manteniendo una operación estable incluso en condiciones ambientales exigentes. Aunque su caudal de aire de 427500 m³/h es inferior al de la MSX-R-1500-55, sigue siendo una opción viable para procesos que

requieren una capacidad moderada de enfriamiento con un consumo energético más reducido.

Finalmente, el modelo seleccionado, MSX-R-1050A-15-2, destaca por su eficiencia energética, ya que cada celda consume solo 15 kW, resultando en un total de 30 kW, el valor más bajo entre las opciones analizadas. Su configuración de inducido cruzado favorece una distribución eficiente del aire y el agua, asegurando un enfriamiento adecuado con un menor consumo energético. Además, cabe destacar que su caudal de aire máximo de 313560 m³/h por celda (627120 m³/h total) es levemente menor en comparación con las otras torres, por lo que este modelo sigue siendo la alternativa óptima. Su diseño permite mantener un rendimiento estable en condiciones normales de operación, asegurando que la temperatura del agua de refrigeración se mantenga dentro de los parámetros requeridos.

Además, con una pérdida por evaporación del 3,833% y una pérdida por deriva³ menor al 0,005%, la MSX-R-1050A-15-2 mantiene un equilibrio eficiente entre el uso de agua y la capacidad de enfriamiento. Estas características reducen la necesidad de reposición de agua tratada, minimizando costos asociados al bombeo y tratamiento, y promoviendo una operación más sostenible.

5.4.2. Caldera

Como se ha mencionado previamente, en los intercambiadores de calor donde es necesario incrementar la temperatura de la corriente de proceso, se empleará un fluido térmico específico y adecuado al rango de operación previsto.

Por lo tanto, en esta sección se procederá a la selección de una caldera de fluido térmico, diseñada para operar de manera eficiente dentro del rango de temperaturas requeridas y garantizar una transferencia de calor óptima.

Las calderas con fluidos térmicos están diseñadas para transferir calor de manera eficiente utilizando un fluido que circula a través de un sistema cerrado. A diferencia de las calderas de vapor, donde el calor se transfiere mediante la generación de vapor a alta presión, las de fluido térmico utilizan aceites o fluidos especializados que pueden calentarse a temperaturas elevadas sin alcanzar presiones altas. Esto permite alcanzar temperaturas de operación entre 150 °C y 400 °C en algunos sistemas, evitando los riesgos asociados a la alta presión.

El principio de funcionamiento de las calderas de aceite térmico implica un ciclo en el que el fluido se calienta a altas temperaturas en su intercambiador de calor. La superficie interna de la misma está revestida con materiales capaces de resistir estas altas temperaturas. En la parte inferior se encuentran la fuente de combustible o los elementos calefactores, que calientan el aceite, permitiendo que ascienda. Una vez que el fluido alcanza un nivel de temperatura específico, se bombea a través de un circuito cerrado hacia los equipos o áreas que requieren calor. Tras ceder su energía térmica en el punto de aplicación, el fluido regresa para ser recalentado. Este proceso cíclico no solo permite un control continuo de la temperatura, sino que también evita pérdidas significativas de calor, por la capacidad del sistema cerrado para mantener el aislamiento térmico.

Los tiempos de respuesta para alcanzar la temperatura deseada en las calderas de fluido térmico suelen ser más rápidos y precisos que en los sistemas de vapor debido a la

³ La "pérdida por deriva" se refiere a la cantidad de agua que se pierde en forma de gotas finas o vapor durante el proceso de enfriamiento en torres de refrigeración. Esto puede ocurrir debido a factores como el viento o la turbulencia generada por los ventiladores de la torre, que pueden arrastrar pequeñas cantidades de agua hacia el exterior.

capacidad del fluido para mantener un flujo constante y homogéneo. Además, los sistemas de control automático regulan la potencia de calefacción, manteniendo la temperatura del fluido térmico en los niveles requeridos sin cambios bruscos, lo que es clave en procesos que demandan estabilidad térmica.

Los fluidos térmicos más empleados en la industria incluyen aceites minerales, compuestos sintéticos y los de silicona. Los primeros se utilizan con mayor frecuencia en sistemas que operan a temperaturas bajas y medias. Si bien presentan una estabilidad térmica aceptable, su descomposición ocurre con mayor rapidez en condiciones de alta temperatura, lo que restringe su aplicación en determinados procesos. En contraste, los sintéticos pueden soportar temperaturas de hasta 400 °C sin experimentar una degradación significativa.

Por su parte, los fluidos de silicona, aunque representan una opción más costosa, se recomiendan para aplicaciones que exigen temperaturas elevadas y una estabilidad prolongada en el tiempo. Su naturaleza química permite conservar sus propiedades térmicas incluso en condiciones de alta exigencia.

En consecuencia, la elección del medio térmico más adecuado dependerá de la temperatura de operación y del nivel de estabilidad requerido en cada caso. Este análisis resulta clave para optimizar la eficiencia del sistema y extender la vida útil de los equipos involucrados en la transferencia de calor.

5.4.2.1. Selección de la caldera

A partir del cálculo realizado en la sección 5.3.2.1, del calor intercambiado en los intercambiadores de servicio que utilizan *Dowtherm A* como fluido calefactor, se determinaron los caudales necesarios para cada uno. Para esto, se utilizaron datos inherentes del fluido como su capacidad calorífica con un valor de 2373 kJ/kg°C y su densidad de 813 kg/m³. La temperatura de entrada al intercambiador se fijó en 380 °C y la de salida en 340 °C. En la Tabla 5.6 se presentan las características de cada corriente de fluido térmico.

Para garantizar un funcionamiento seguro y eficiente de la caldera de fluido térmico, se estableció un límite de variación de 40 °C en la temperatura del fluido, lo que permite equilibrar adecuadamente la demanda de energía entre la caldera y su sistema de bombeo. Este control es vital para evitar sobrecargas en el sistema y asegurar una operación estable. Adicionalmente, se mantuvo una diferencia de al menos 30 °C con respecto a la temperatura máxima de la corriente de proceso. Esta diferencia proporciona la fuerza impulsora para mejorar la eficiencia en la transferencia de calor y asegurar que el sistema opere dentro de parámetros óptimos.

Tabla 5.6. Parámetros operativos de los intercambiadores de servicio que utilizan *dowtherm A*.

H.E	Calor intercambiado (kW)	Caudal másico (kg/h)	Caudal volumétrico (m ³ /h)
4	6441,0	244285,7	300,5
7	7168,0	271858,0	334,4
9	552,9	20969,7	25,8
13	1170,2	44382,5	54,6
Total		581495,9	715,3

Se seleccionó la caldera de fluido térmico de la marca ATTSU, específicamente de la línea FT, debido a su alta eficiencia y a las limitaciones en la importación de equipos especializados en el país. ATTSU es una de las empresas de fabricación e instalación de calderas más relevante en cuanto a importación Argentina, lo cual ha sido un factor determinante en la elección.

La caldera FT es un generador de fluido térmico de diseño vertical, que opera utilizando combustibles líquidos y gaseosos (gas natural, GLP, gasóleo o fuelóleo) mediante un sistema de tres pasos de humos, optimizando así la transferencia de calor y la eficiencia energética. Este tipo de caldera, de concepción acuotubular, está orientada a garantizar un alto rendimiento con un bajo nivel de contaminación y costos de mantenimiento reducidos, características esenciales para un proyecto sostenible y económico.

Además, su diseño se centra en maximizar la absorción de calor, asegurando que las temperaturas de película permanezcan por debajo de los niveles admisibles para el fluido térmico utilizado. Para lograr este objetivo, está equipada con dos serpentines helicoidales concéntricos, montados de forma que los gases de combustión circulan a contracorriente. También ofrece un aislamiento térmico eficaz, compuesto por una capa densa de material de baja conductividad, recubierto por una envoltura de acero inoxidable. Esta característica contribuye a la eficiencia energética y a la durabilidad del equipo en el tiempo. Este modelo puede adaptarse a condiciones de trabajo exigentes, permitiendo alcanzar temperaturas de hasta 400°C o trabajar con fluidos térmicos en fase vapor.

Para su integración en sistemas industriales, estas calderas pueden incorporar un PLC (Controlador Lógico Programable) con varios protocolos de comunicación, facilitando su conexión y control en el contexto de un proceso automatizado. Esto agrega flexibilidad y control a las operaciones industriales, favoreciendo una adaptación óptima a las necesidades del proyecto (ATTSU, s. f.).

En conclusión, la elección de este modelo no solo responde a la necesidad de un equipo altamente eficiente y seguro, sino también a las restricciones de importación en Argentina, siendo una de las pocas opciones viables en el mercado local para satisfacer las demandas de este proyecto.

Después de analizar las opciones disponibles en el mercado, se seleccionó la caldera modelo FT14000 debido a su capacidad de 760 m³/h, la cual se ajusta adecuadamente a la demanda de 715,3 m³/h sin generar un sobredimensionamiento considerable. Optar por un modelo con un caudal significativamente mayor al requerido podría derivar en un consumo energético innecesario y aumentar los costos operativos. Asimismo, este modelo opera con una potencia de 16269 kW, la más baja entre las opciones evaluadas. Esta característica proporciona una ventaja en términos de eficiencia energética y costos de operación, ya que emplear una de mayor potencia solo incrementaría el consumo de energía sin aportar beneficios adicionales para el caudal necesario.

Esta alternativa es la más compacta en cuanto a dimensiones, lo cual representa un beneficio si se dispone de un espacio reducido. Finalmente, cabe señalar que los equipos con mayor capacidad suelen implicar un costo inicial más elevado y un mantenimiento más costoso. Esta selección permite reducir el consumo energético, como así también los costos de adquisición y mantenimiento, lo cual resulta ideal para una demanda que no excede significativamente los 760 m³/h.

En la Tabla 5.7 se resumen las características principales del modelo elegido de caldera que cuenta con un caudal de operación superior al requerido. En la Figura 5.9, se ilustra la estructura de la caldera FT14000.

Tabla 5.7. Modelo de caldera ATTSU.

Modelo	Caudal (m³/h)	Potencia térmica (kW)	Dimensiones (m)		
			Ancho	Diámetro	Altura
FT14000	760	16269	4,35	3,65	12,25

Como propuesta base se estableció el uso de una bomba de 15 kW para la impulsión del fluido térmico. La Figura 5.10 (a) muestra la disposición de las bombas en la estructura del equipo, mientras que la Figura 5.10 (b) presenta las especificaciones técnicas del motor .



Figura 5.9. Estructura de caldera FT14000.



De serie se instala una bomba de circulación que impulsa contra la caldera, con cierre mecánico y temperatura de diseño de 350 °C.
Como opción puede suministrarse una segunda bomba o una batería de tres o más bombas para alimentar dos o más calderas.

(a)

CARACTERÍSTICAS ELÉCTRICAS / ELECTRICAL CHARACTERISTICS					
III	400 V	50	230 V	15 kW	30
010.988			090069000		
LA MÁQUINA DEBE SER CONECTADA A TIERRA. LAS PROTECCIONES ANTERIORES A LA MÁQUINA, LA SECCIÓN DE LOS CABLES Y LA CORRIENTE DE LOS CABLES, SE ADAPTAN A LA NORMATIVA LOCAL. ANTES DE LA PUESTA EN SERVIDO, DEBESE TOMAR LAS CONEXIONES Y VERIFICAR EL SENTIDO DE GIRE DE LOS MOTORES.					
THE MACHINE WILL HAVE TO BE EARTHED. THE PROTECTORS BEFORE THE MACHINE, THE CROSS SECTION OF CABLES AND CONNECTION TO NEUTRAL WILL HAVE TO BE ADAPTED TO LOCAL STANDARDS. BEFORE STARTING THE MACHINE, BE THOROUGH ALL THE CONNECTIONS AND MAKE SURE THE MOTORS ARE TURNING IN THE RIGHT DIRECTION.					

Identificación que permite en cualquier momento obtener duplicados del protocolo de fabricación y listado de componentes.

(b)

Figura 5.10. (a) Ubicación de las bombas en la estructura de la caldera (b) Especificaciones técnicas de la bomba de la caldera. (ATTSU, s.f., p. 10)

5.4.3. Bombas

El transporte de fluidos, ya sean líquidos, gases o incluso mezclas con sólidos en suspensión, se realiza comúnmente en sistemas de flujo que pueden ser extensos y complejos. Estos sistemas incluyen tramos rectos de tuberías interconectados mediante accesorios como codos, curvaturas y válvulas. Un fluido sólo se desplaza de manera espontánea a través de estos sistemas si su energía total disminuye en la dirección del flujo. De lo contrario, es necesario agregar energía desde una fuente externa. En el caso de líquidos, esto se logra mediante el uso de bombas; para gases, se emplean compresores, soplantes o ventiladores.

La incorporación de energía al fluido tiene como objetivo principal aumentar su velocidad, elevarlo a una mayor altura o incrementar su presión, según las exigencias del proceso en cuestión. La cantidad de energía requerida para mover un fluido dentro de un sistema específico estará determinada por el caudal del fluido, la altura a la que se debe elevar, la presión final deseada; así como por las longitudes y diámetros de las secciones rectas de la tubería, los accesorios (codos, válvulas y estrechamientos) y las características físicas del fluido, incluyendo su viscosidad y densidad.

En muchos casos, no se dispone de toda la información necesaria para realizar un dimensionamiento preciso de las bombas. Por esta razón, es común recurrir a una estimación de la altura manométrica, la cual se determina a partir de datos accesibles, como las variaciones de presión y la altura de impulsión. Usualmente, este parámetro se incrementa en un 20 % para compensar incertidumbres y asegurar el adecuado funcionamiento del sistema.

5.4.3.1. Tipos de bombas

Existen varios tipos de bombas, clasificadas según su principio de funcionamiento. A continuación, se presentan las más utilizadas:

➤ Bombas de desplazamiento positivo

Este grupo incluye distintos subtipos, como las de pistón (alternativas) y las de lóbulos (rotativas). Suelen operar con capacidades reducidas, pero tienen la ventaja de generar presiones elevadas en relación con su tamaño y costo. Se emplean en aplicaciones que requieren presiones considerablemente altas, caudales bajos o velocidades de operación moderadas.

Resultan adecuadas para condiciones de succión variables o para la extracción de fluidos desde profundidades significativas, como pozos. Sin embargo, presentan ciertas limitaciones: la presencia de múltiples partes móviles incrementa los requerimientos de mantenimiento, y el costo asociado al volumen de fluido bombeado tiende a ser mayor. Su eficiencia energética también puede ser menor en comparación con otros tipos de bombas, especialmente en el manejo de grandes volúmenes.

A pesar de estas desventajas, son indispensables en aplicaciones donde es fundamental mantener un caudal constante independientemente de la presión. Esto las hace especialmente útiles en el bombeo de líquidos viscosos, mezclas sensibles o productos químicos que requieren un control preciso del flujo. También son recomendadas para medios con sólidos en suspensión o fluidos de alta viscosidad, en los que las bombas centrífugas no presentan un desempeño eficiente.

➤ Bombas centrífugas

Las bombas centrífugas son las más utilizadas en el ámbito industrial debido a su versatilidad y amplio rango de aplicaciones. Son adecuadas para líquidos de baja viscosidad, aunque presentan limitaciones cuando el fluido contiene una cantidad significativa de aire. Su uso generalizado se debe a que, bajo condiciones favorables, representan una alternativa de bajo costo tanto en inversión inicial como en operación y mantenimiento.

El diseño simple de estos equipos permite su adaptación a distintos tipos de líquidos y procesos, lo que las hace adecuadas para industrias como la química, alimentaria y farmacéutica. Además, su capacidad para operar de manera continua durante largos periodos resulta ventajosa en aplicaciones que requieren un flujo estable y uniforme. También destacan por su facilidad de instalación y compatibilidad con sistemas automatizados, facilitando su integración en procesos industriales complejos.

No obstante, para garantizar un desempeño eficiente, es fundamental un dimensionamiento adecuado y una selección acorde a las propiedades del fluido y las condiciones de operación.

5.4.3.2. Selección de bombas

Tras analizar las características del proceso, se optó por el uso de bombas centrífugas debido a su capacidad para manejar eficientemente los flujos, temperaturas y presiones en las distintas líneas de trabajo. Esta elección se justificó por su bajo costo, su capacidad para adaptarse a diversas condiciones operativas y su aptitud para mover grandes volúmenes de líquidos de baja viscosidad. Además, su flexibilidad operativa las convierte en una opción ventajosa frente a otras tecnologías disponibles.

En cuanto a las bombas seleccionadas, la bomba de aumento de presión (F3) fue elegida debido a su capacidad para incrementar la presión de 1 bar a 35 bar, lo cual es esencial para alimentar los sistemas de alta presión, como los reactores que requieren mantener presiones elevadas durante el proceso. Por otro lado, las bombas de alimentación a destiladores (F12 y F14) cumplen la función de asegurar el suministro continuo de fluido a las columnas de destilación, estando dimensionadas para superar las alturas estructurales de las columnas y las pérdidas de presión generadas por los sistemas de transferencia de calor, garantizando así un flujo constante y eficiente. Finalmente, la bomba de alimentación a la torre de enfriamiento (Ftorre) fue seleccionada por su capacidad para mantener el flujo constante de agua al sistema de enfriamiento, superando la altura de la torre y asegurando que el sistema opere dentro de los rangos óptimos para una disipación de calor eficiente.

Cada una de estas bombas fue seleccionada para asegurar el desempeño adecuado en las áreas clave del proceso, garantizando una operación continua y eficiente del sistema. La Tabla 5.8 resume los aspectos más relevantes a considerar al seleccionar los modelos de las bombas principales, destacando los factores clave relacionados con su función y desempeño.

Tabla 5.8. Resumen de bombas principales

Bomba	Función en el proceso	Altura de bombeo requerida
F3	Aumento de presión (1 a 35 bar)	Altura de alta presión (371,84 m)
F12	Alimentación a destilador	Altura de columnas de destilación (2,44 m)
F14	Alimentación a destilador	Altura de columnas de destilación (3,05 m)
Ftorre	Alimentación a torre de enfriamiento	Altura de torre de enfriamiento (7,18 m)

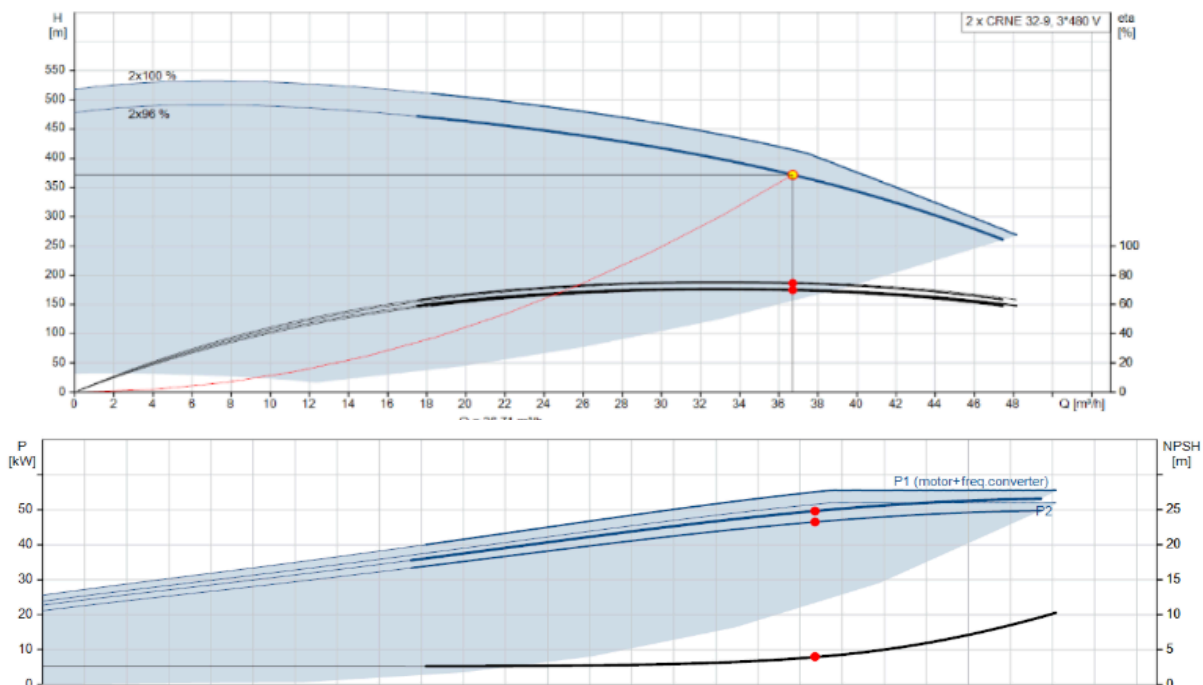
Para este proyecto, se seleccionaron bombas Grundfos del tipo CRN y CR, según las características del fluido y las condiciones del proceso. Se optó por las bombas CRN en las corrientes donde se manejan componentes químicos corrosivos, como ácido fórmico, acético, oxálico y láctico. Debido a su fabricación en acero inoxidable AISI 316, presentan una mayor resistencia a la corrosión en comparación con el acero AISI 304 de las CR. Estas últimas se utilizaron en corrientes que no presentan una alta agresividad química, lo que permite una opción más rentable y adecuada para esas aplicaciones.

La selección entre modelos CRNE o CRN estándar para configuraciones en paralelo o en serie se basó en criterios de optimización, siguiendo las recomendaciones del proveedor para disposiciones de bombas múltiples. Esta elección permite una regulación eficiente del rendimiento del sistema, maximizando su eficacia y asegurando un funcionamiento adecuado conforme a las especificaciones técnicas establecidas.

La Tabla 5.9 presenta las características relevantes de las bombas junto con los datos específicos de los modelos a implementar. Las curvas características de altura desarrollada y potencia requerida de cada modelo seleccionado se muestran en los gráficos de las Figuras 5.11 a 5.14, siguiendo el orden de numeración correspondiente en la Tabla 5.9.

Tabla 5.9. Características de las corrientes y las bombas seleccionadas.

Corriente	Fluido	Condiciones del fluido			H diseño / H desarrollada (m)	Potencia (kW)	Bomba Grundfos
		T (°C)	Q (m³/h)	ρ (kg/m³)			
F3	Agua + NaOH + glicerol	75,58	36,71	932,4	371,84 (186 c/u)	49,630	Arreglo en serie de 2 bombas: CRNE 32-9 A-F-A-E-HQQE
F12	Ác. fórmico, acético, oxálico y láctico + agua + glicerol	101,00	13,73	955,1	2,44 / 4,063	0,317	CR 32-1 A-F-A-E-HQQE
F14	Ác. fórmico, acético, oxálico y láctico + agua + glicerol	165	2,87	905,6	3,05 / 10,69	0,201	CRN 3-2 A-P-A-E-HQQE
F _{torre}	Agua de entrada a la torre de enfriamiento	55,00	1023,60 (4 x 255,9)	984,4	7,18 / 28,75	113,300	Arreglo en paralelo de 4 bombas: CR 255-1-1 A-F-A-E-HQQE
Total + 20%						196,14	

**Figura 5.11.** Curvas del arreglo en serie de 2 bombas Grundfos CRNE 32-9 A-F-A-E-HQQE, para la corriente F3. (a) Altura desarrollada. (b) Potencia requerida. Elaborado por Grundfos.

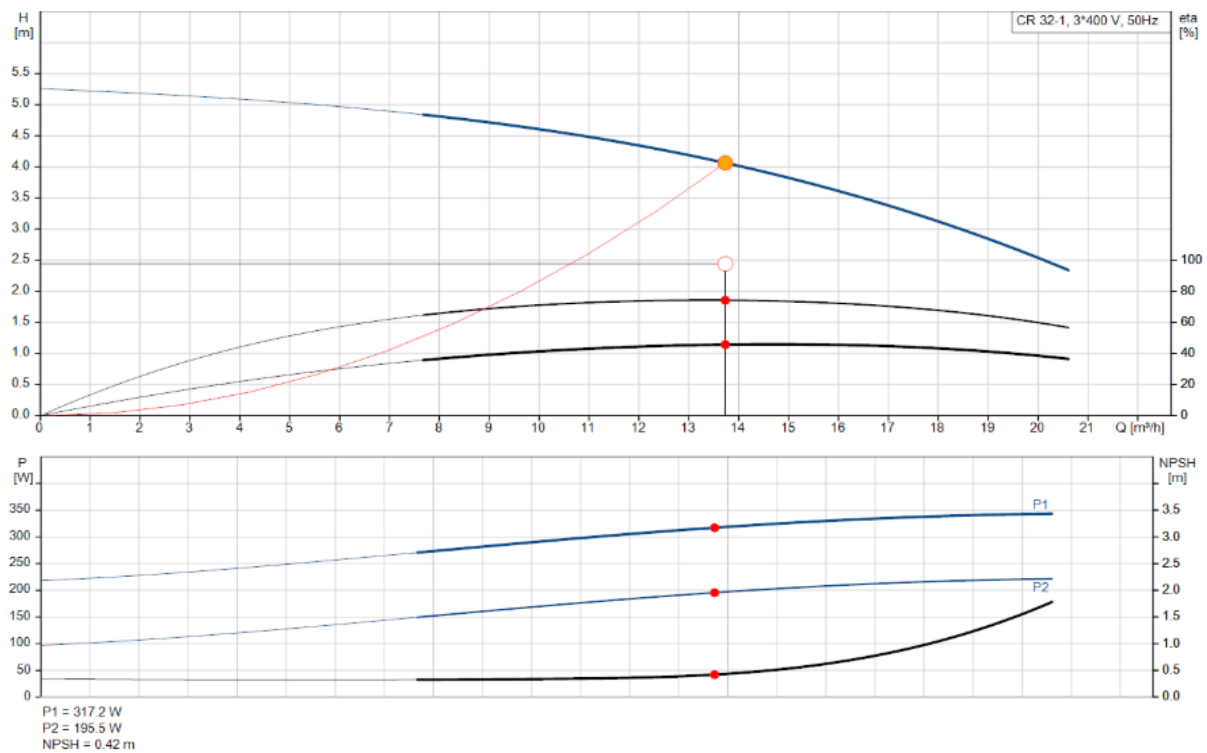


Figura 5.12. Curvas de bomba Grundfos CR 32-1 A-F-A-E-HQQE, para la corriente F12.
(a) Altura desarrollada. (b) Potencia requerida. Elaborado por Grundfos.

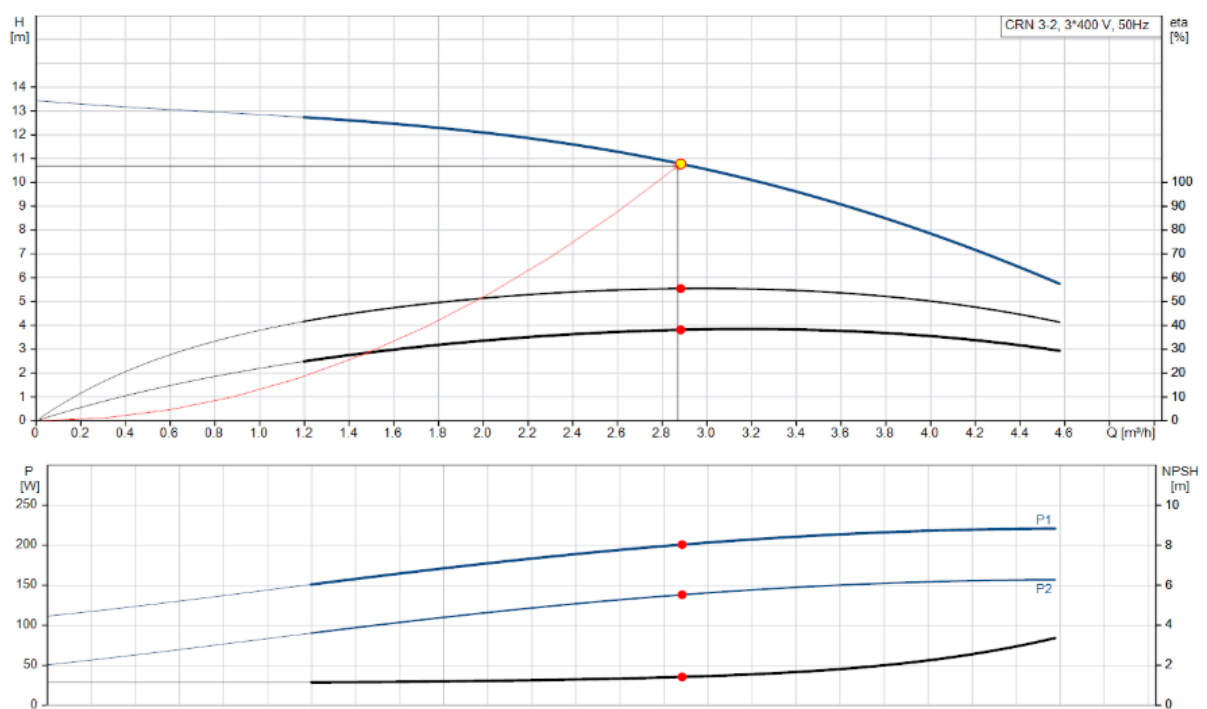


Figura 5.13. Curvas de bomba Grundfos CRN 3-2 A-P-A-E-HQQE, para la corriente F14.
(a) Altura desarrollada. (b) Potencia requerida. Elaborado por Grundfos.

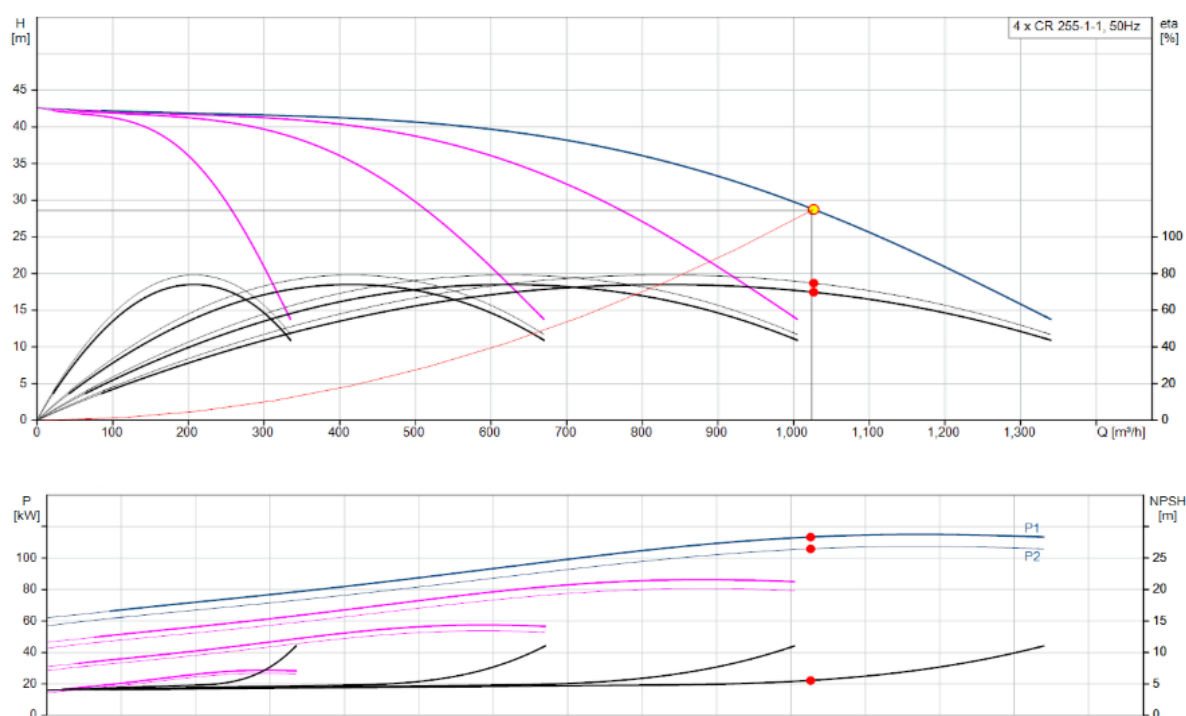


Figura 5.14. Curvas del arreglo en paralelo de 3 bombas Grundfos CR 255-1-1 A-F-A-E-HQQE, para la corriente en entrada a la torre (F_{torre}) (a) Altura desarrollada. (b) Potencia requerida. Elaborado por Grundfos

Al analizar las características operativas de las bombas seleccionadas, es importante señalar que para las corrientes F12, F14 y F_{torre} , las bombas presentan una altura desarrollada superior a la altura operativa requerida ($H_{\text{diseño}}$). Este margen adicional es aceptable, ya que proporciona un factor de seguridad que permite compensar posibles pérdidas de carga adicionales y pequeñas variaciones en las condiciones de operación. Cualquier exceso de presión puede gestionarse mediante válvulas de control aguas abajo y otros dispositivos de restricción, distribuyendo la energía adicional de forma controlada conforme a la ecuación de Bernoulli. De este modo, se garantiza una operación estable y segura, con la capacidad de ajustar la presión a los niveles deseados sin comprometer la eficiencia del sistema.

En cuanto a la corriente F3, aunque la altura operativa y de diseño son coincidentes, las bombas seleccionadas incluyen un margen de seguridad inherente. Esto les permite adaptarse a pequeñas variaciones en el caudal y la presión sin afectar su rendimiento ni estabilidad, lo que es esencial para asegurar un funcionamiento ininterrumpido durante todo el año.

➤ Consideraciones en la selección de bombas secundarias

Para las bombas secundarias del proceso, específicamente aquellas encargadas de alimentar el tanque de mezclado, no fue posible realizar una selección detallada debido a la falta de información completa sobre las pérdidas de carga en las cañerías de unión. Estas bombas, que transportan fluidos a las corrientes F1 y F2 para la alimentación principal, así como a F20 para la recuperación de agua, dependen en gran medida de las caídas de presión en el sistema de tuberías.

Dado que no se contaba con datos exactos, cualquier estimación de capacidad resultaría imprecisa, por lo que no se procedió con el dimensionamiento de estas bombas. No

obstante, para asegurar una aproximación conservadora en cuanto al consumo energético total, se incorporó un 20% adicional a la potencia de las principales, teniendo en cuenta las posibles variaciones operativas.

Este enfoque permite garantizar que las bombas primarias estén correctamente dimensionadas para el proceso, mientras que las secundarias serán revisadas y ajustadas una vez que se obtenga información completa sobre las pérdidas de carga en las tuberías.

5.4.4. Válvula reguladora de presión

La selección de la válvula adecuada para conectar la salida (aguas abajo) del reactor *slurry* con la entrada (aguas arriba) del primer equipo flash se centró en la reducción de presión, pasando de 35 bar (a 230 °C) a 1 bar (a 100,7 °C). Para cumplir con este objetivo, se definieron varios criterios clave: una alta capacidad de reducción de presión, resistencia a temperaturas elevadas y a componentes corrosivos, así como la capacidad de manejar flujos elevados de 34,188 kg/h en condiciones multifásicas, que incluyen tanto líquidos como sólidos.

A partir de una búsqueda detallada, se evaluaron válvulas reductoras de presión de marcas como Spirax Sarco, Masoneilan (Baker Hughes), Fisher (Emerson) y Tescom (Emerson), las cuales presentan modelos que en su mayoría cumplen con las especificaciones requeridas.

5.4.4.1. Evaluación de modelos de válvulas.

A continuación, se analizaron diversas válvulas reductoras de presión, con el fin de seleccionar la opción más adecuada para el proceso, considerando sus características técnicas y la aplicación específica.

La serie SPIRA - TROL de Spirax Sarco, diseñada para aplicaciones de alta presión y temperatura, se caracteriza por su flexibilidad en cuanto a configuraciones y actuadores, tanto neumáticos como eléctricos, permitiendo un control preciso. Su construcción modular facilita el mantenimiento, y su amplia gama de materiales, incluidos el acero inoxidable, que la hace adecuada para entornos corrosivos. No obstante, su uso en aplicaciones con fluidos mixtos, como los presentes en el proceso, requeriría una evaluación adicional de la compatibilidad de materiales.

La válvula Masoneilan 41005, con jaula balanceada, es ideal para caídas de presión elevadas y flujos multifase, lo que la hace adecuada para el proceso, dado su control preciso y resistencia a la cavitación. Su construcción en acero inoxidable la hace resistente a los fluidos corrosivos. Aunque es costosa y requiere mantenimiento, su durabilidad la hace adecuada para condiciones exigentes. Por otro lado, el modelo Masoneilan 21000, de menor costo y mantenimiento, no es apropiado para este proceso debido a su incapacidad para manejar flujos multifase y caídas de presión extremas.

La serie Masoneilan 78400, orientada a aplicaciones de alta presión, también es confiable para la reducción de presión, pero la Masoneilan 41005 es preferida por sus ventajas en el manejo de flujos complejos. Finalmente, las válvulas de Fisher, como las series HPD, HPS, HPAS y HPT, son ideales para aplicaciones con caídas de presión severas y alta precisión en el control. Su costo elevado podría ser un factor limitante, pero cumplen con los requisitos de estabilidad y precisión necesarios para el proceso.

También se consideraron las válvulas Tescom (series 54-2000, 54-2100 y 26-1700), diseñadas para aplicaciones de alta presión y fluidos corrosivos. Las series 54-2000 y 54-2100 son adecuadas para presiones altas y fluidos cáusticos, mientras que la serie

26-1700 ofrece control en etapas para prevenir choques mecánicos. Sin embargo, la reducción en etapas de esta última no es necesaria para la caída de presión directa requerida en este proceso.

En la Tabla 5.10 se presentan las características operativas, materiales y otros aspectos relevantes de las válvulas Fisher, que permiten una evaluación comparativa para seleccionar la opción más adecuada según las necesidades específicas de operación.

Tabla 5.10. Especificaciones de válvulas Fisher.

Modelo de válvula	Rango de Presión	Materiales	T máxima	Fluido compatible	Notas
Fisher HPD	Hasta 124 bar	Acero inoxidable 316, WCC, WC9	593°C	Glicerol, NaOH, Agua, Lactato de sodio	Alta capacidad de flujo, ideal para aplicaciones de alta presión
Fisher HPS	Hasta 124 bar	Acero inoxidable 316, WCC, WC9	593°C	Glicerol, NaOH, Agua, Lactato de sodio	Buen rendimiento en aplicaciones de vapor y líquidos
Fisher HPAS	Hasta 124 bar	Acero inoxidable 316, WCC, WC9	593°C	Glicerol, NaOH, Agua, Lactato de sodio	Diseñada para aplicaciones de alta presión y temperatura
Fisher HPT	Hasta 124 bar	Acero inoxidable 316, WCC, WC9	316°C	Glicerol, NaOH, Agua, Lactato de sodio	Ideal para aplicaciones de baja presión

Se presenta a continuación un resumen de las especificaciones y características de diferentes válvulas en la Tabla 5.11, que incluye información clave sobre su rendimiento, compatibilidad y costo. Esta comparación resulta útil para facilitar la selección de la opción más adecuada para aplicaciones específicas.

Tabla 5.11. Resumen de características de válvulas.

Marca / Modelo	Rango de presión (bar)	Material de construcción	T. máxima (°C)	Compatibilidad con multifase	Costo aproximado
Spirax Sarco SPIRA-TROL	0 a 40	Acero inoxidable 316	400	Limitada, evaluación adicional para este proceso	Medio
Masoneilan 41005	41 a 172	Acero inoxidable, Hastelloy	593	Alta, ideal para multifase	Alto
Masoneilan 21000	Hasta 70	Acero inoxidable	200	Limitada, para líquidos limpios	Alto
Fisher HPT / HPS, HPAS, HPD	0 a 124	Acero inoxidable 316, WCC	316 / 593	Alta	Muy alto
Tescom 54-2100	0 a 1035	Acero inoxidable	343	Alta	Alto

5.4.4.2. Selección de válvula

Para la selección de la válvula más adecuada, se consideraron diversas opciones, destacándose la válvula Masoneilan 41005 debido a su jaula balanceada y resistencia a la cavitación, características que la hacen adecuada para manejar flujos multifase y caídas de presión significativas. Su construcción con materiales resistentes a la corrosión la hace compatible con los fluidos presentes en el proceso, como el NaOH.

Sin embargo, debido a su elevado costo de adquisición y mantenimiento, se evaluó una alternativa más económica: las placas orificio. Considerando la caída de presión en el sistema de 34 bares, se descartó la opción de una sola placa, ya que generaría una pérdida de carga abrupta, incrementando el riesgo de cavitación, erosión y ruidos excesivos. Por ello, se propone distribuir la caída de presión en varias etapas, utilizando entre tres y cinco placas de orificio diseñadas para generar reducciones de presión progresivas. Esta configuración permite minimizar los esfuerzos mecánicos sobre los componentes del sistema, reducir el desgaste y mantener una operación estable y confiable.

Para mejorar el control del caudal y garantizar la estabilidad del proceso, se decidió implementar un *bypass* con una válvula de control automático, regulada mediante un transmisor de presión diferencial. Este sistema permitirá ajustar de manera dinámica la cantidad de fluido que atraviesa las placas de orificio en función de las condiciones operativas, compensando variaciones en el flujo y manteniendo la estabilidad del proceso. De esta manera, se logra un equilibrio entre la reducción de costos y la capacidad de control, asegurando una operación más eficiente y confiable.

5.4.5. Agitadores

El análisis realizado en los capítulos 3 y 4 proporcionó los valores de potencia hidráulica requeridos para los agitadores del reactor *slurry* y el tanque de neutralización, siendo estos de 199,70 kW y 0,67 kW, respectivamente.

En la Tabla 5.12, se presenta la selección de motores trifásicos WEG W22, los cuales cumplen con los requisitos para aplicaciones a escala industrial. Este modelo es adecuado

para ambientes con polvo o humedad, ofreciendo una buena relación entre costo y eficiencia para aplicaciones de agitación en general. Los datos de eficiencia y el factor de potencia pueden variar ligeramente según la carga y las condiciones operativas. Para el sistema se requieren 2 motores, uno para cada equipo (WEG, 2017).

Tabla 5.12. Características del motor trifásico WEG W22.

Característica	Agitador del reactor	Agitador del neutralizador
Potencia	220 kW	1,1 kW
Eficiencia	$\geq 95,4\%$ (dependiendo de la serie y el tipo de eficiencia IE)	$\geq 82,5\%$ (dependiendo de la serie y el tipo de eficiencia IE)
$\cos(\varphi)$	0,63 - 0,90	0,60 - 0,84
Polos	2, 4 o 6 polos (según la velocidad requerida)	2, 4 o 6 polos (según la velocidad requerida)
Nivel Sonoro	70 - 81 dB(A) (varía según la serie y aplicación)	51 - 58 dB(A) (varía según la serie y aplicación)
Velocidad Nominal	1780 RPM (4 polos) o 3570 RPM (2 polos)	1755 RPM (4 polos) o 3490 RPM (2 polos)

5.5. Potencia total consumida

En la Tabla 5.13 se presenta la estimación total del consumo energético de la planta, considerando los equipos identificados. Se incluyó un margen de seguridad del 10% sobre la potencia total, con el fin de cubrir posibles incrementos en el consumo debido a equipos auxiliares, variaciones en las condiciones operativas, mantenimiento y reemplazo de equipos, fluctuaciones en la eficiencia energética y posibles ampliaciones de capacidad.

El valor de potencia consumida por el separador centrífugo se definió en el Capítulo 4, Tabla 4.3.

Tabla 5.13. Síntesis de equipos para potencia total a suministrar.

Equipo	Potencia (kW)
Ventilador de la torre de enfriamiento	15,00 (x2)
Bomba de impulsión de fluido térmico en caldera	15,00
Bombas	196,14
Reactor <i>slurry</i> (agitador)	220,00
Neutralizador (agitador)	1,10
Separador centrífugo	11,00
Potencia total (consumida) + 10 %	520,56

Bibliografía

Alfa Laval. (s.f.). *Alfa Laval CH 300: Modularized disc stack separation system for industrial use*. Alfa Laval Corporate AB. Recuperado el 26 de Octubre de 2024 de https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/products/separation/centrifugal-separators/separators/ch-series/product_leaflet_ch_300_system_en.pdf

ATTSU. (s.f.). Catálogo de caldera de aceite térmico FT [PDF]. Recuperado 25 de Octubre de 2024 de <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-ft-vertical-caldera-de-aceite-termico/catalogo-ft-espanol.pdf>

ATTSU. (s. f.). *Generadores de vapor, calderas de fluido térmico y calderas eléctricas industriales*. Recuperado el 2 de noviembre de 2024 de <https://www.attsu.com/>

Cao, E. (1995). *Intercambiadores de calor: Cálculos, diseño y selección*. Marcombo.

Emerson. (2019) . *A World of Regulators, Valves, and Systems*. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://www.emerson.com/documents/automation/brochure-a-world-of-regulators-valves-systems-tescom-en-123208.pdf>

Emerson. (2024). *Product bulletin: Fisher HP series control valves* (Documento No. 123584). Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://www.emerson.com/documents/automation/product-bulletin-fisher-hp-series-control-valves-en-123584.pdf>

Emerson. (2017). *The Industry Standard for Pressure Regulators*. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://www.emerson.com/documents/automation/product-brochure-industrial-regulators-mini-catalog-fisher-en-en-6033160.pdf>

Flottweg SE. (2022). *Flottweg separadores industriales*. Recuperado el 26 de Octubre de 2024 de https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf

Flottweg SE. (s.f.). *Separador de dos fases*. Recuperado el 26 de Octubre de 2024 de <https://www.flottweg.com/es/la-gama-de-productos/centrifuga-de-discos/separador-de-dos-fases/>

Grundfos. Generador catálogo de bombas CR, CRE, CRI, CRIE, CRN, CRNE, CRT, CRTE. Grundfos. Recuperado el 22 de Octubre de 2024 de <https://product-selection.grundfos.com/ar/products/cr-cre-cri-crie-crn-crne-crt-crte/cr?tab=models>

Baker Hughes. (2020). *BHMN-41005-TS-19533J: Technical specifications*. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de

<https://dam.bakerhughes.com/m/7be667106a02087c/original/BHMN-41005-TS-19533J-0820-English-pdf.pdf>

Baker Hughes. (2020). *Masoneilan catálogo condensado* (Edición en español). Baker Hughes. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://dam.bakerhughes.com/m/40c14ff5ee594e18/original/Masoneilan-Condensed-Catalog-Spanish.pdf>

Prime Lines HVAC. (s. f.). *Mesan: Enfriadores de alta eficiencia*. Recuperado el 20 de Octubre de 2024 de <https://primelines-hvac.pe/mesan/>

Rame Valve. (2020). *Masoneilan General Catalog*. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://www.ramevalve.com/wp-content/uploads/2022/08/Masoneilan-General-Catalog.pdf>

Spirax Sarco. (2007). *Válvulas reductoras y limitadoras de presión*. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de https://content.spiraxsarco.com/-/media/spiraxsarco/international/documents/es/sb/valvulas_reductoras_y_limitadoras_de_presion-sb-gch-29-es.ashx?rev=4f0a4617eaad44c68e595c1b680f7eff

The Dow Chemical Company. (2000). *Guía línea de productos: Fluidos de transferencia de calor: DOWTHERM, SYLTHERM, DOWFROST y DOWCAL* (Form No. 176-01509-200AMS). The Dow Chemical Company.

Weather Atlas. (s. f.). *Clima de Santa Fe, Argentina: Promedio anual, temperatura y clima*. Recuperado el 20 de Octubre de 2024 de <https://www.weather-atlas.com/es/argentina/santa-fe-clima#collapse-contents>

WEG. (2017). Motor trifásico W22. WEG. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://static.weg.net/medias/downloadcenter/h60/h24/WEG-w22-motor-trifasico-50044029-brochure-spanish-web.pdf>

WEG. (2024). *Motores eléctricos: Guía de especificación* (Brochure No. 50039910). Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://static.weg.net/medias/downloadcenter/hf9/hcf/WEG-WMO-motores-electricos-guia-de-especificacion-50039910-brochure-spanish-web.pdf>

WEG. (2022). *US100 Standard catalog: Single-phase and three-phase general purpose motors*. Recuperado el 25 de Octubre de 2024 de <https://static.weg.net/medias/downloadcenter/h18/hf1/US100-Standard-Catalog-Single-Phase-and-Three-Phase-General-Purpose-Motors.pdf.pdf.pdf>

Vladimir Castillo Uribe. (2013). *Diseño y cálculo de un agitador de fluidos*. Universidad del Bío - Bío. Recuperado el 28 de Octubre de 2024 de <https://studylib.es/doc/4718551/dise%C3%B1o-y-c%C3%A1lculo-de-un-agitador-de-fluido>.

Anexo V: Diagramas

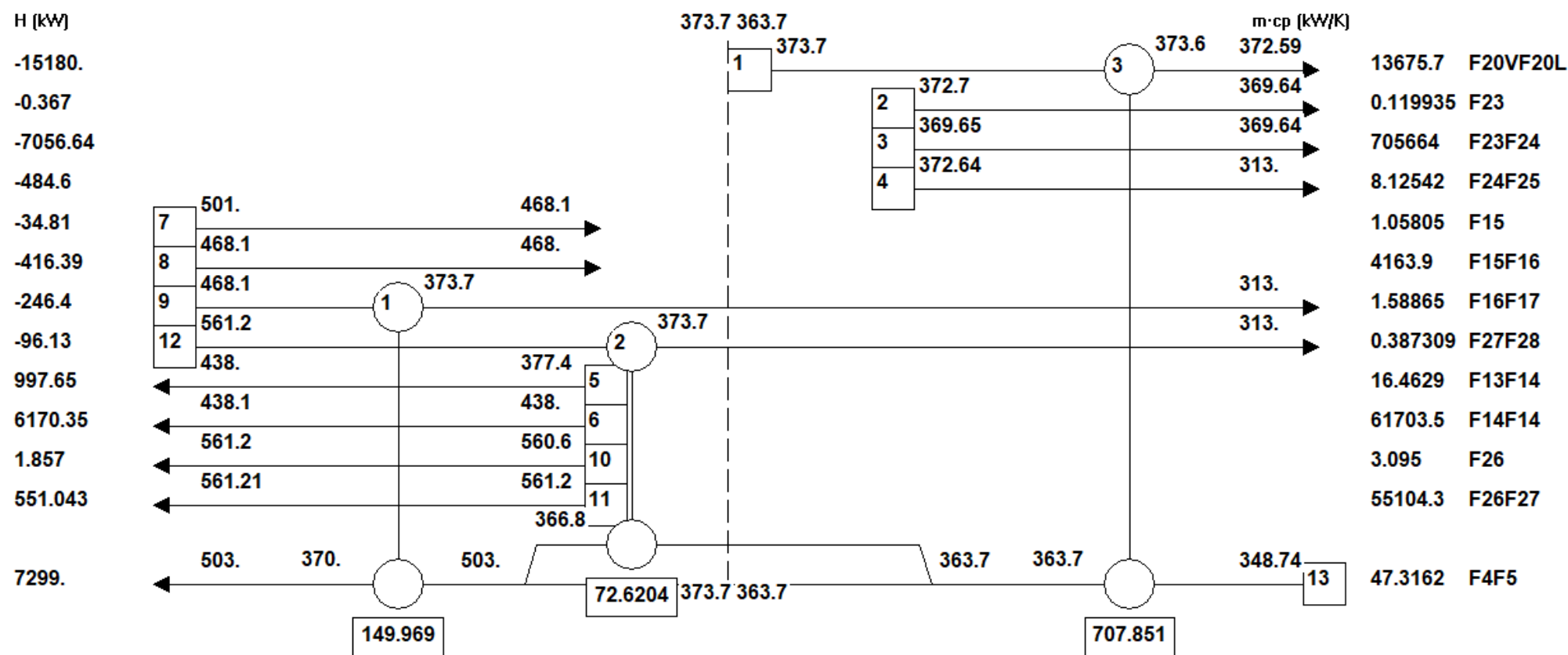


Figura A.5.1. Diagrama de red obtenido en el análisis Pinch mediante el programa Hint.

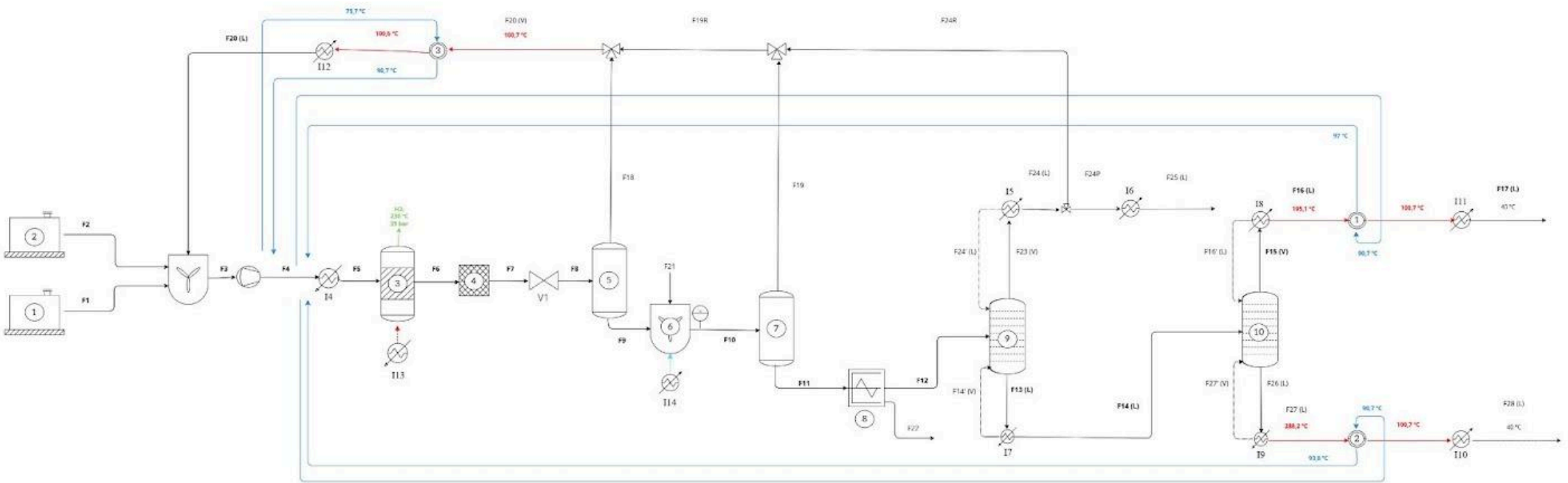


Figura A.5.2. Diagrama tecnológico con la red de intercambiadores.

Capítulo VI

Análisis económico del proyecto

Trabajo final de Ingeniería
Química



2024

Resumen ejecutivo

El presente trabajo tiene como objetivo analizar la viabilidad económica de un proyecto de instalación de una planta de producción de ácido láctico, abarcando desde la estimación de costos hasta la evaluación de rentabilidad. La investigación incluye el desarrollo de un marco integral para calcular los costos de inversión inicial (CapEx), los costos operativos (OpEx), los indicadores clave de rentabilidad y un análisis de sensibilidad para identificar los factores críticos que impactan el desempeño económico del proyecto.

Costos de inversión

Se estimó un monto total de inversión de 54.520.389 USD, incluyendo:

- Inversión fija total (IFT): 49.563.990 USD, calculada utilizando el método de factores de Chilton para desglosar los costos directos e indirectos asociados a los equipos principales, infraestructura y terreno.
- Inversión en capital de trabajo (IW): 4.956.399 USD, equivalente al 10% de la inversión fija total.
- Costo del terreno: se adquirió una parcela de 7000 m² en el Parque Industrial Sauce Viejo, Santa Fe, con un costo total de 700.000 USD.

Costos operativos

Los costos operativos anuales alcanzan los 36.988.880 USD, desglosados en:

- Costos variables: representan el 84,62% del total, destacándose el costo de materias primas en 28.064.138 USD.
- Costos fijos: representan el 15,38% del total, resultando en un total de 5.687.268 USD.

Indicadores de rentabilidad

El análisis de diversos indicadores de rentabilidad permitió concluir que el proyecto no es viable económicamente. Entre los indicadores evaluados se destacan:

- Valor Presente Neto (VPN): este parámetro, obtenido a partir de las proyecciones de flujos de caja y la aplicación de tasas de descuento, mostró un resultado negativo, lo que indica que el proyecto no generará beneficios suficientes para justificar la inversión.
- Tasa Interna de Retorno (TIR): este indicador, que mide la rentabilidad relativa del proyecto, presentó un valor inferior a la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA), reforzando la conclusión de no rentabilidad.
- Tiempo de Repago: aunque este indicador mostró un periodo de recuperación de la inversión inicial mayor a la mitad de la vida útil del proyecto, por lo tanto, confirma que el proyecto no es rentable.

En síntesis, los resultados obtenidos reflejan que el proyecto no cumple con los parámetros financieros necesarios para garantizar su viabilidad económica. Este resultado se debe a factores como los altos costos de materia prima, los requerimientos energéticos significativos y la limitada competitividad frente a otros procesos existentes en el mercado. Se recomienda explorar alternativas para reducir costos, optimizar el proceso productivo o identificar fuentes de financiamiento que mejoren la viabilidad económica del proyecto.

6.1. Introducción

El análisis económico de un proyecto industrial es un pilar fundamental para determinar su viabilidad financiera y su capacidad de generar beneficios sostenibles. Este capítulo se centrará en desarrollar un marco integral que permita comprender los costos involucrados, proyectar los ingresos esperados y evaluar la rentabilidad del proyecto con base en métricas económicas confiables.

Inicialmente, se presentarán los costos de inversión inicial, que abarcan tanto los equipos principales como los costos asociados a la infraestructura y otros elementos esenciales para la puesta en marcha del proyecto. Posteriormente, se analizarán los costos operativos, distinguiendo entre gastos fijos y variables, con el fin de identificar los factores económicos más influyentes en la operación del sistema.

A partir de estos datos, se construirá un flujo de caja proyectado que permite calcular indicadores clave de rentabilidad, como la Tasa Interna de Retorno (TIR), el período de recuperación de la inversión y el punto de equilibrio. Adicionalmente, se realizará un análisis de sensibilidad, donde se examinan los efectos de variaciones en parámetros críticos, como precios de mercado, costos de producción y niveles de demanda.

Para complementar este análisis, se incluirá un cronograma preliminar que detalla las principales etapas del proyecto, estableciendo un esquema claro de su implementación en el tiempo. Este capítulo tiene como finalidad ofrecer un panorama económico robusto y bien fundamentado, que facilite la toma de decisiones estratégicas y promueva un diseño que equilibre costos, producción y rentabilidad esperada.

6.2. Estimación del monto de inversión (CapEx)

El Capital Expenditure o CAPEX se refiere al gasto total de capital necesario para implementar un proyecto, abarcando los recursos económicos destinados a la construcción, adquisición de equipos e instalaciones, y los fondos para asegurar la operatividad inicial. Este análisis es esencial para estimar las necesidades financieras de un proyecto y asegurar su viabilidad económica. Su cálculo se estructura en los siguientes componentes principales:

- ❖ Inversión Fija Total (IFT): Incluye el costo necesario para adquirir los activos tangibles y ponerlos en funcionamiento. Esto abarca:
 - Costo de los equipos principales (IE): valor de los equipos esenciales para el proceso, con sus respectivos costos de instalación.
 - Infraestructura (edificios, instalaciones auxiliares): gastos en construcción y servicios adicionales.
 - Terreno (Iterreno): costo de adquisición del terreno en el que se desarrollará el proyecto.
- ❖ Inversión en Capital de Trabajo (IW):
Representa los fondos necesarios para cubrir los costos operativos iniciales antes de generar ingresos por ventas, como:
 - Inventarios iniciales de materias primas.
 - Gastos de operación (energía, mantenimiento, personal).
 - Gastos asociados a la producción previa a la entrada en régimen.

Luego, la estructura de cálculo principal para el CapEx se determina de acuerdo con la Ecuación 6.1.

$$I_T = I_{FT} + I_W \quad \text{Ec. 6.1}$$

6.2.1. Inversión fija total (I_{FT})

En esta sección se aborda el análisis de la Inversión Fija Total (I_{FT}), un componente clave del CapEx que engloba todos los costos asociados a la construcción y puesta en marcha del proyecto. La I_{FT} incluye elementos como maquinaria, equipos principales, instalaciones, infraestructura auxiliar y el terreno necesario para el proyecto.

Para calcular este parámetro de manera práctica y confiable, se emplea el método de los factores de Chilton, una técnica ampliamente utilizada en ingeniería económica debido a su capacidad para proporcionar estimaciones rápidas con un margen de error razonable, típicamente entre 10 y 15%. Este método se basa en tomar el costo de los equipos principales instalados (I_E) como referencia y multiplicarlo por factores que representan otros costos directos e indirectos asociados al proyecto.

La inversión fija total se calcula según la Ecuación 6.2.

$$I_{FT} = I_F + I_{Terreno} \quad \text{Ec. 6.2}$$

donde:

- I_F : Inversión fija, se determina mediante la Ecuación 6.3.

$$I_F = I_E * (1 + \sum f_i) * (1 + \sum f_{ii}) \quad \text{Ec. 6.3}$$

- I_E : Costo de los equipos principales instalados.
- f_i : Factores para los costos directos (como montaje, tuberías, materiales auxiliares).
- f_{ii} : Factores para los costos indirectos (como diseño, permisos, costos de ingeniería).
- $I_{Terreno}$: Valor del terreno necesario para el proyecto.

A continuación, se realiza un análisis de la obtención de los factores involucrados en la inversión fija.

6.2.1.1. Inversión fija (I_F)

Para continuar con el cálculo de este parámetros es preciso resaltar que su valor es dependiente directo del costo de los equipos principales instalados (I_E).

6.2.1.1.1. Costo de equipos + instalación (I_E)

La inversión en equipos es una de las secciones más relevantes para determinar la viabilidad económica del proyecto, ya que incluye tanto el costo de adquisición de los equipos principales como su instalación. En este proyecto, la estimación de costos se realizó empleando distintos enfoques: contacto directo con proveedores, *software* de diseño como *Matches*, y correlaciones de bibliografía. Esto permitió ajustar las estimaciones a las características específicas de cada equipo, incluyendo caudales, temperaturas, presiones, materiales y geometrías particulares, detallados en el Capítulo 5.

- ❖ Presupuestos proporcionados por proveedores: los precios de la caldera ATTSU FT14000 y las bombas Grundfos, se obtuvieron actualizados a través de comunicación directa con los proveedores o representantes oficiales en Argentina.

- ❖ Equipos estimados con *Matches*: esta herramienta virtual se utilizó para aquellos equipos en los que no se disponía de información directa de proveedores, como la torre de enfriamiento, el separador centrífugo, el reactor, el neutralizador y los tanques de almacenamiento. *Matches* brinda precios “Libre a bordo” (FOB, por sus siglas en inglés) actualizados hasta el 2014, considerando las características operativas y geométricas de cada equipo.
- ❖ Otros métodos: en el caso de los destiladores, tanto continuos como flash, se emplearon gráficos y tablas de referencia del *U.S. Department of Energy*, ajustando los costos a las especificaciones del proyecto. De manera análoga se hizo uso de correlaciones específicas para los intercambiadores de calor necesarios.

En todos los casos, los valores iniciales se ajustaron para reflejar las condiciones económicas actuales, utilizando índices reconocidos como el *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* y el *Marshall & Swift Equipment Cost Index*. Estos índices son ampliamente usados en la industria para actualizar costos históricos a valores actuales y reflejan factores como materiales, mano de obra y sobrecostos de fabricación.

Intercambiadores de calor

Debido a las diversas características constructivas de los intercambiadores de calor, como los materiales, las dimensiones y las condiciones operativas, especialmente en términos de presión y temperatura, los costos pueden variar considerablemente entre proveedores. Por lo tanto, es común recurrir al uso de correlaciones para estimar el costo de estos equipos en función de su geometría y características operativas.

En primer lugar, es crucial seleccionar el tipo de intercambiador. Aquellos con una superficie de intercambio menor a 15 m², suelen diseñarse como equipos de doble tubo. Para requerimientos mayores, en cambio, se opta por configuraciones de tubo y coraza. Es importante también conocer el material de construcción, ya que afecta directamente al costo. Los equipos destinados a manejar compuestos más corrosivos se construyen en acero inoxidable, mientras que los de uso no corrosivo emplean acero al carbono. En este caso, se optó por equipos de acero inoxidable.

Para calcular los costos de los intercambiadores de tubo y coraza, así como los de doble tubo utilizados en la planta, se utilizaron correlaciones de costo base referenciadas al año 2013. Estas se encuentran detalladas en la Tabla 6.1 (Seider, Seader, Lewin, & Widagdo, 2016, p. 461 - 463).

Tabla 6.1. Correlaciones para el cálculo de F.O.B.

Costo (2013) = $C_B \cdot F_M \cdot F_P$		
Correlación	$C_B(DT) = \exp(7,2718 + 0,16 \cdot \ln(A))$	$C_B(TC) = \exp(12,031 - 0,8709 \cdot \ln(A) + 0,09006 \cdot [\ln(A)]^2)$
Factor material	$F_M = a + (A/100)^b$	
Factor de presión	$FP(DT) = 0,8510 + 0,1292 \cdot (P/600) + 0,0198 \cdot (P/600)^2$	
	$FP(TC) = 0,9803 + 0,018 \cdot (P/100) + 0,0017 \cdot (P/100)^2$	

donde:

- DT: equipo doble tubo
- TC: intercambiador de tubo y coraza
- C_B : factor relacionado con el área de transferencia
- F_P : factor relacionado con la presión de trabajo
- F_M : factor relacionado con el material
- A: área de intercambio (ft²)
- a, b: constantes seleccionadas a partir del material de construcción.

En la Tabla 6.2, se detallan los costos calculados correspondientes a cada uno de los intercambiadores de calor. Es importante señalar que fueron calculados para el año 2013, y posteriormente el valor total fue actualizado al año 2024 aplicando el factor “Índice de coste de plantas de ingeniería química” (CEPCI, por sus siglas en inglés). Siendo el CEPCI (2024) de 800,8 y el CEPCI (2013) de 567,3 (Maxwell, 2020). De esta forma, el costo total sin instalación de los intercambiadores de calor a 2024 resultó de 1.060.056,65 U\$D.

Tabla 6.2. Costos de intercambiadores de calor.

Intercambiador	Área (ft ²)	Tipo	Costo 2013	Intercambiador	Área (ft ²)	Tipo	Costo 2013
1	41,87	DT	8.135,12	8	7,97	DT	6.061,26
2	12,59	DT	6.572,55	9	103,55	DT	9.562,30
3	466,40	TC	89.426,85	10	15,72	DT	6.835,39
4	438,20	TC	88.039,86	11	66,95	DT	8.845,27
5	377,17	TC	85.036,90	12	765,85	TC	103.833,50
6	168,24	TC	75.661,14	13	349,93	TC	95.192,03
7	418,82	TC	87.086,05	14	302,90	TC	81.424,45
Total (Año 2013) = 751.713 U\$D							
Total (Año 2024) = 1.060.057 U\$D							

Tanques de almacenamiento

La selección y estimación de costos para los tanques de almacenamiento se basaron en las necesidades específicas de las materias primas principales del proceso: glicerol al 50% p/p, hidróxido de sodio al 30% p/p y ácido sulfúrico al 90% p/p. Además, se consideraron los requerimientos de acumulación semanal tanto de las materias primas como de los productos clave generados, con el objetivo de garantizar la continuidad de toda la producción durante ese período.

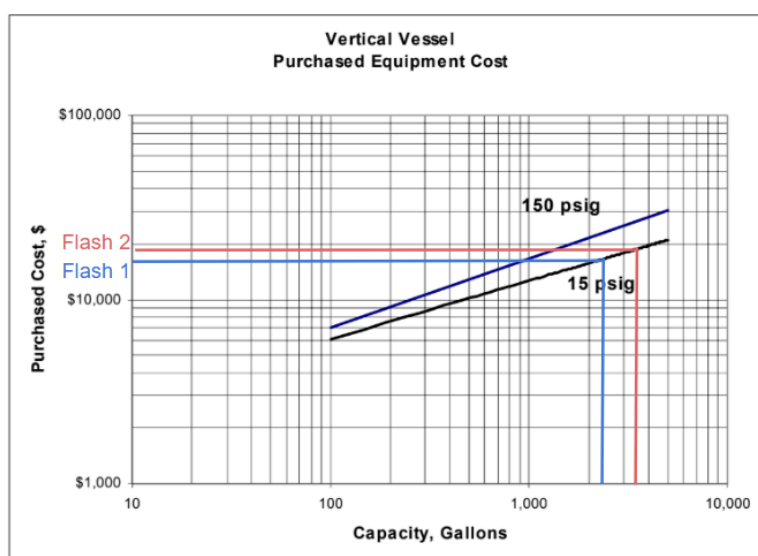
La estimación de costos de los tanques se realizó utilizando el *software Matches*, que permite evaluar factores clave como el volumen de cada tanque para alcanzar la capacidad total requerida, el material de construcción y el tipo de tanque más adecuado. Este enfoque asegura un diseño eficiente y económico, ajustado a las propiedades físicas de cada sustancia y al manejo seguro de los materiales durante una semana completa de operación.

Tabla 6.3. Costos de los tanques de almacenamiento necesarios en el proceso.

Tanques de almacenamiento	Caudal volumétrico (m ³ /hr)	Volumen del tanque (m ³)	Material de tanque	Estilo de tanque	Nº de tanques	Precio total [Matches] (USD)
T.A.1 (Glicerol 50% p/p)	6,10	1025	Al 316	API, techo de cono, tienda Fab	5 x 60.000 galones	\$1.356.000
T. A. 2 (NaOH 30% p/p)	5,05	849	Al 316 / Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio	API, techo de cono, tienda Fab	4 x 60.000 galones	\$1.084.800
T.A.3 (H ₂ SO ₄ 90% p/p)	1,09	183	Inconel o monel	Horiz., extremos redondos	1 x 50.000 galones	\$246.900
T.A.4 (Na ₂ SO ₄ (anhidro))	0,98	164	Al 316	API, techo de cono, tienda Fab	1 x 50.000 galones	\$254.400
T.A.5 (93,3% ácido láctico + 5,7% glicerol)	1,65	277	Al 316	API, techo de cono, tienda Fab	2 x 40.000 galones	\$270.600
T.A.6 (88,4% glicerol + 11,6% ácido oxálico)	0,40	67	Al 316	API, techo de cono, tienda Fab	1 x 20.000 galones	\$184.600
Precio total (2014)						\$3.597.300
Precio total (2024)						\$5.000.378

Destiladores

El cálculo de los costos de los separadores flash se realizó utilizando gráficos proporcionados por el *U.S. Department of Energy* (Figura 6.1), considerando estos equipos como recipientes verticales. Para ello, se definieron la presión de operación en psi y la capacidad del equipo en galones, lo que permitió estimar los costos en dólares correspondientes al año 2002. Del gráfico se obtuvieron valores de 17.000 y 19.000 dólares para los flash 1 y 2, respectivamente. Actualizados a 2024, sus costos ascienden a 34.413 y 38.461 dólares.

**Figura 6.1.** Correlación para equipos flash (Loh, Lyons, & White, 2002, p.5).

Análogamente, los costos asociados a las columnas de destilación se estimaron utilizando los gráficos presentados en la Figura 6.2. En este análisis, se emplearon como variables el diámetro

de las torres y la cantidad de platos, lo que permitió determinar el costo de los equipos en dólares, ajustado al año 2002. A partir del gráfico se estimaron valores de 50.000 y 25.000 dólares para las columnas 1 y 2, respectivamente. Al actualizar dichos valores a 2024, sus costos resultaron de 102.696 y 51.348 dólares.

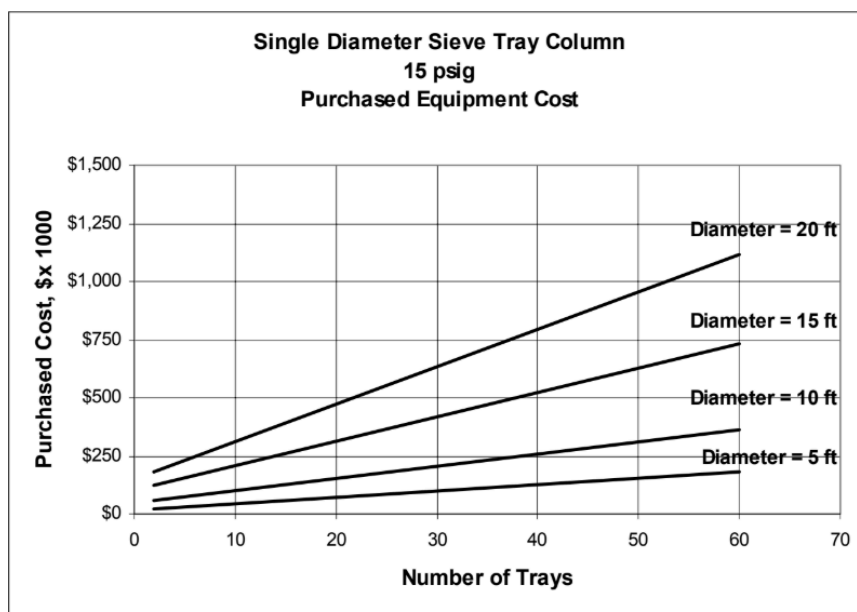


Figura 6.2. Correlación para destiladores (Loh, Lyons, & White, 2002, p.15).

Costos totales de equipos

Para facilitar el análisis, los costos FOB, que representan únicamente el precio base del equipo sin incluir transporte, seguros ni impuestos, fueron ajustados utilizando un factor del 55%. Los costos finales de los equipos estimados al año 2024, junto con el valor total de la inversión en equipos (I_E), se presentan en la Tabla 6.4.

En la Figura 6.3 se representa la estructura de costos asociados a la compra e instalación de los equipos principales (I_E) planificados para 2024. Como se puede observar, los tanques constituyen la mayor proporción del presupuesto total, con un 49,9 %, seguidos por otros componentes clave como la torre de enfriamiento y los intercambiadores. Esta distribución nos permite identificar los elementos de mayor impacto financiero y priorizar el análisis para una gestión más eficiente.

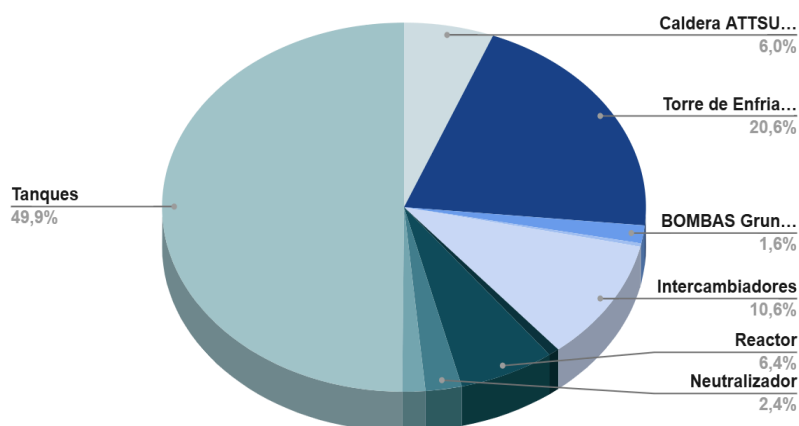


Figura 6.3. Estructura de costos asociados a la compra e instalación de los equipos principales planificados para 2024

Tabla 6.4. Precios de equipos actualizados al 2024.

Fuente de presupuesto	Equipo	Precio de compra a 2024 (U\$D)	Con Instalación (U\$D)
Proveedor ATTSU	Caldera ATTSU FT14000	601.515	932.348
MATCHES	Torre de enfriamiento MESAN MSX-R-1050A-15-2	2.062.420	3.196.751
Proveedor GRUNDFOS	Bombas	156.380	242.389
MATCHES	Separador Centrífugo Flottweg AC1200	28.884	44.770
Seider, Seader, Lewin, & Widagdo, 2016, p. 461 - 463	Intercambiadores	1.060.057	1.643.088
U.S. Department of Energy	Flash1	34.413	53.340
U.S. Department of Energy	Flash 2	38.461	59.615
MATCHES	Reactor	644.471	998.931
MATCHES	Neutralizador	242.875	376.455
U.S. Department of Energy	Destilador 1	102.696	159.178
U.S. Department of Energy	Destilador 2	51.348	79.589
MATCHES - Volumen para 1 semana de producción	Tanque de Alm. 1 (Glicerol 50% p/p)	1.884.889	2.921.579
	Tanque de Alm. 2 (NaOH 30% p/p)	1.507.912	2.337.263
	Tanque de Alm. 3 (H ₂ SO ₄ 90% p/p)	343.200	531.960
	Tanque de Alm. 4 (Na ₂ SO ₄ (Anhidro))	353.625	548.119
	Tanque de Alm. 5 (93,3% Ácido Láctico + 6,7% Glicerol)	654.151	1.013.943
	Tanque de Alm. 6 (88,4% Glicerol + 11,6% Ácido oxálico)	256.601	397.731
Costo total de Equipos (I_E)		10.023.897	15.537.040

6.2.1.1.2. Cálculo de la Inversión fija (I_F)

Para estimar la inversión fija total de un proyecto, se emplea el método de factores de Chilton, el cual proporciona un enfoque sistemático y práctico para desglosar los costos relacionados con la construcción y puesta en marcha de una planta industrial. Este método divide la inversión fija en dos componentes principales:

- Inversión fija directa (I_{FD}): costos relacionados exclusivamente con los equipos principales, como su compra, transporte e instalación.
- Inversión fija indirecta (I_{FI}): costos asociados a la construcción y puesta en marcha de la planta, incluyendo diseño, ingeniería y supervisión.

Como se mencionó previamente, la inversión fija se calculó utilizando la Ecuación 6.3, donde intervienen los factores f_i y f_{ii} . Para establecer sus valores, se consultaron tablas y fuentes que contienen factores típicos ajustados según el tipo de planta, su complejidad y las especificaciones del proyecto. Estos datos aseguran que la estimación refleje condiciones reales.

La Tabla 6.5 presenta los factores utilizados en el cálculo, acompañados de las especificaciones técnicas y operativas del proyecto que influyen en su determinación. Este enfoque integral permite estimar las inversiones requeridas con mayor precisión, estableciendo una base sólida para planificar y ejecutar de manera efectiva el proyecto industrial.

A partir de los rangos establecidos, se seleccionó un valor para cada factor, asegurando que se ajuste a las condiciones específicas del proyecto.

Tabla 6.5. Rango de valores posibles para factores directos e indirectos de la inversión fija (IF).

Inversión Directa (Factores f_i)	
Tuberías de procesos: f_1	
Proceso de sólidos	0,07 – 0,10
Proceso mixto	0,10 – 0,30
Proceso de fluidos	0,30 – 0,60
Instrumentación: f_2	
Control poco automatizado	0,02 – 0,05
Control parcialmente automatizado	0,05 – 0,10
Control complejo, centralizado	0,10 – 0,15
Edificios de fabricación: f_3	
Construcción abierta	0,00 – 0,05
Construcción semiabierta	0,05 – 0,10
Construcción cerrada	0,25 – 1,00
Plantas de servicios: f_4	
Escasa adición a las existentes	0,00 – 0,05
Adición considerable a las existentes	0,05 – 0,25
Plantas de servicio totalmente nuevas	0,25 – 1,00
Conexiones entre unidades: f_5	
Entre las unidades de servicios	0,00 – 0,05
Entre unidades de procesos separada	0,05 – 0,15
Entre unidades de procesos dispersas	0,15 – 0,25
Inversión Indirecta (Factores f_{ii})	
Ingeniería y construcción: f_{i1}	
Ingeniería inmediata	0,20 – 0,35
Ingeniería compleja	0,35 – 0,50
Factores de tamaño: f_{i2}	
Unidad comercial grande	0,00 – 0,05
Unidad comercial pequeña	0,05 – 0,15
Unidad experimental	0,15 – 0,35
Contingencias: f_{i3}	
De la compañía	0,10 – 0,20
Variaciones imprevistas	0,20 – 0,30
Procesos exploratorios	0,30 – 0,50

❖ Inversión directa (Factores f_i)

Tuberías de proceso (f_1): los compuestos involucrados en el proceso abarcan las tres fases posibles: líquida, sólida y gaseosa. Debido a esta diversidad en los estados de las corrientes, las tuberías se clasifican como de **proceso mixto**, permitiendo un diseño que asegure la correcta manipulación, transporte y control de cada tipo de flujo en función de sus propiedades específicas y requisitos operativos. Esta configuración es clave para mantener la integridad del proceso y optimizar su rendimiento.

$$f_1 = 0,2$$

Instrumentación (f_2): se seleccionó un sistema de **control complejo centralizado** debido a la naturaleza continua del proceso, donde es esencial minimizar interrupciones. Este enfoque asegura un control integral de variables críticas, optimiza la respuesta ante perturbaciones y garantiza una operación estable y eficiente, alineada con los requerimientos del sistema.

$$f_2 = 0,125$$

Edificios de fabricación (f_3): la **construcción semiabierta** se considera óptima para la planta, ya que permite balancear funcionalidad y costos. Áreas clave como oficinas, talleres y sectores críticos del proceso estarán protegidas en estructuras cerradas para garantizar seguridad y control ambiental. Por otro lado, los equipos como la torre de enfriamiento y otros dispositivos aptos para operar al aire libre se ubicarán en espacios abiertos, reduciendo significativamente los costos de construcción y mantenimiento sin comprometer la eficiencia operativa.

$$f_3 = 0,4$$

Plantas de servicios (f_4): la planta requiere servicios básicos de agua, electricidad y gas. Al estar ubicada en un parque industrial con infraestructura existente, los servicios actuales son suficientes para cubrir las necesidades operativas de la planta. Por lo tanto, solo será necesaria una **escasa adición a los servicios existentes**, lo que reduce significativamente los costos de instalación y evita la construcción de nuevas plantas de servicio. Este enfoque aprovecha la infraestructura disponible, optimizando los recursos y garantizando la viabilidad técnica y económica del proyecto.

$$f_4 = 0,025$$

Conexiones entre unidades (f_5): la **separación entre unidades de proceso** permite un control preciso, facilita el mantenimiento, reduce riesgos operativos y mejora la seguridad. Además, permite conexiones específicas entre subplantas, optimizando el flujo y el manejo de variables críticas.

$$f_5 = 0,1$$

Luego, la suma de los factores de inversión directa resultó:

$$1 + \sum f_i = 1,85$$

❖ Inversión indirecta (Factores f_{ii})

Ingeniería y construcción (f_{i1}): los gastos de ingeniería y construcción abarcan los servicios técnicos y administrativos necesarios para la gestión integral del proyecto durante su construcción, así como el desarrollo de planos y diseños detallados. Dado que la planta exige un diseño altamente preciso y especializado, se clasifica como un proyecto de **ingeniería compleja**. Esta

categoría se justifica por la necesidad de un enfoque técnico riguroso en todas las fases, desde la planificación hasta la implementación, garantizando así que cada aspecto cumpla con altos estándares de calidad y seguridad.

$$f_{11} = 0,425$$

Factores de tamaño (f_{12}): la planta se clasifica como una **unidad comercial grande** debido a las dimensiones considerables de los equipos principales, que requieren una infraestructura robusta para operar de manera eficiente y segura a gran escala.

$$f_{12} = 0,025$$

Contingencias (f_{13}): la categoría se define como **variaciones imprevistas** debido a la posibilidad de ajustes inesperados en el proyecto. Esto abarca cambios no anticipados en diseño, materiales o tiempos de ejecución, que pueden surgir durante la construcción y puesta en marcha, requiriendo flexibilidad en la planificación y los recursos.

$$f_{13} = 0,25$$

Luego, la suma de los factores de inversión indirecta fue:

$$1 + \sum f_{1i} = 1,7$$

Finalmente se concluye que el costo de la inversión fija resultó en:

$$IF = 48.863.990 \text{ U\$D}$$

6.2.1.2 Inversión para el terreno (I_{Terreno})

La planificación del terreno para la planta productiva requiere un análisis detallado de las áreas necesarias para albergar los equipos, facilitar el trabajo de los operarios y disponer de instalaciones auxiliares. Para este propósito, se aplica el *método de Guerchet*, que establece un cálculo estructurado basado en tres componentes principales:

- Superficie estática (S_s): es el área que ocupa el equipo determinada por sus dimensiones físicas.
- Superficie gravitacional (S_G): espacio adicional necesario para que los operarios realicen tareas en las áreas funcionales del equipo. Se calcula multiplicando la superficie estática por el número de lados operables (n).
- Superficie de evolución (S_E): incluye los espacios destinados a la manipulación de materiales, el desplazamiento seguro de los trabajadores y el almacenamiento temporal. Se calcula según la Ecuación 6.4.

$$S_E = (S_s + S_G) * K \quad \text{Ec. 6.4}$$

Se debe destacar que, en esta expresión el factor K refleja la complejidad y los requerimientos de espacio asociados al manejo de materiales, y depende del tipo de industria de la planta. Para la producción de ácido láctico, clasificada como industria química fina, se recomienda adoptar $K=2,5$, un valor representativo para este sector.

Finalmente, el área total de operación o de ocupación se calcula sumando las superficies anteriores, utilizando la Ecuación 6.5. Este procedimiento se encuentra resumido en la Tabla 6.6.

$$\text{Área de operación (m}^2\text{)} = S_s(\text{m}^2) + S_g(\text{m}^2) + S_e(\text{m}^2)$$

Ec. 6.5**Tabla 6.6 . Cálculo de área de operación por equipos.**

Equipo	Cantidad	Ss (m ²)	n	Sg (m ²)	Se (m ²)	Área de operación (m ²)
Tanque de alm.1 (Glicerol 50% p/p)	5	34,37	1	34,37	171,84	1202,87
Tanque de alm.2 (NaOH 30% p/p)	4	34,37	1	34,37	171,84	962,29
Bombas Grundfos	8	1,20	1	1,20	6,01	8,42
Intercambiadores	12	9,32	1	9,32	46,62	65,27
Reactor	1	2,16	2	4,31	16,17	22,64
Flash 1	1	4,15	1	4,15	20,77	29,08
Tanque de alm.3 (H ₂ SO ₄ 90% p/p)	1	30,43	1	30,43	152,17	213,04
Neutralizador	1	2,54	2	5,09	19,09	26,72
Flash 2	1	5,73	1	5,73	28,63	40,08
Separador centrífugo Flottweg AC1200	1	1,08	1	1,08	5,40	7,56
Destilador 1	1	2,22	1	2,22	11,08	15,52
Destilador 2	1	0,29	1	0,29	1,46	2,05
Tanque de alm. 4 (Na ₂ SO ₄ (anhidro))	1	30,43	1	30,43	152,17	213,04
Tanque de alm. 5 (93,3% ácido láctico + 6,7% glicerol)	2	26,23	1	26,23	131,14	367,18
Tanque de alm. 6 (88,4% glicerol + 11,6% ácido oxálico)	1	16,52	1	16,52	82,61	115,66
Caldera ATTSU FT14000	1	10,46	1	10,46	52,32	73,24
Torre de enfriamiento MESAN MSX - R - 1050A - 15 - 2	2	66,97	1	66,97	334,85	937,59
TOTAL (m²)						4302,25

Una vez determinado el área necesaria para los equipos de la planta, se consideró un sobredimensionamiento del 20% para incluir espacios destinados a oficinas, baños, comedor y zonas de infraestructura proyectadas para futuras ampliaciones, obteniendo un área de 5162,7 m².

La ubicación propuesta para la planta es en la Provincia de Santa Fe, Argentina, específicamente en una zona industrial adecuada. Tras evaluar opciones, se seleccionó el Parque Industrial Sauce Viejo, que ofrece ventajas logísticas, como la proximidad al abastecimiento de glicerina. En este parque, los terrenos tienen un costo promedio de 100 USD/m², permitiendo adquirir una parcela de 7000 m², que cubre ampliamente el área requerida. Asimismo, esta configuración cumple con el requisito de un Factor de Ocupación del Suelo (FOS) mínimo del 80%. Finalmente, se estableció el costo del terreno en:

$$I_{\text{TERRENO}} = 700.000 \text{ U\$D}$$

6.2.1.3 Cálculo de la Inversión fija total (I_{FT})

Por último, se obtuvo la inversión fija total a partir de la Ecuación 6.2, resultando en un valor de:

$$I_{FT} = 49.563.990 \text{ U\$D}$$

6.2.2. Inversión de capital de trabajo (I_w)

El capital de trabajo (I_w), también denominado "capital de giro", representa los recursos financieros necesarios para cubrir los compromisos operativos de corto plazo, particularmente al inicio de la vida útil de la planta. Este concepto abarca partidas como inventarios, caja para pagos operativos y créditos, tanto a compradores como a proveedores.

En este trabajo, se empleó una metodología simplificada para calcular el capital de trabajo, estimándose como el 10% de la inversión fija total (I_{FT}). Este método, ampliamente utilizado en el diseño de industrias químicas y alimenticias ante la falta de datos más específicos, proporciona un valor representativo y adecuado para este tipo de proyectos.

El capital de trabajo resultó:

$$I_w = 4.956.399 \text{ U\$D}$$

6.2.3. Cálculo de la Inversión Total (I_T)

En la Tabla 6.7 se presentan de manera resumida los valores de los parámetros que influyen en la inversión total, junto con el valor correspondiente de esta inversión.

Tabla 6.7. Resumen de los parámetros de inversión total.

Inversión Total (I_T)			
Inversión Fija Total (I_{FT})			Inversión de capital de trabajo (I_w)
Inversión Fija (I_F)		Inversión de Terreno (I_{Terreno})	4.956.399 U\$D
Inversión en equipos (I_E)		700.000 U\$D	
15.537.039 U\$D			
(1+Efi)	1,85		
(1+Efli)	1,70		
48.863.990 U\$D			
\$54.520.389 U\$D			

6.3. Estimación de costos operativos (OpEx)

Los costos operativos (OPEX) representan los gastos necesarios para garantizar el funcionamiento continuo de un proyecto o instalación. Su análisis es fundamental para evaluar la rentabilidad a largo plazo, ya que permite identificar las principales fuentes de gasto y diseñar estrategias para optimizar recursos.

Estos costos se clasifican en dos grandes categorías:

- Costos fijos (C_F): son independientes del nivel de producción y se mantienen constantes durante un periodo determinado, como salarios del personal permanente, mantenimiento programado y servicios básicos.
- Costos variables (C_V): dependen directamente de la producción, como el consumo de materias primas, energía, y otros insumos operativos.

En la Tabla 6.8 se detallan los principales costos que componen a cada uno.

Tabla 6.8. Clasificación por tipo de costos operativos.

Costos Fijos	Costos Variables
Costos de depreciación	Costo de materia prima
Costos de impuestos	Costo de envases
Costos de seguros	Costo de mano de obra directa
Costos de financiación	Costo de supervisión
Costo de ventas y distribución	Costo de servicios
Costo de dirección y administración	Costo de mantenimiento
Costo de investigación y desarrollo	Costo de suministros
	Costo de laboratorio
	Costo de regalías y patentes

Es importante señalar que la principal dificultad en la estimación de estos valores radica en la precisión y el detalle de la información disponible para cada componente. En las secciones siguientes, se procederá a analizar y estimar cada tipo de costo de forma estructurada y detallada.

6.3.1. Costos Variables

En la estructuración inicial, se decidió abordar el análisis de los costos variables, dado que diversos componentes de los costos fijos dependen directamente de los resultados obtenidos en esta sección. Este enfoque resultó ser adecuado, ya que facilita una interpretación más clara y organizada de las metodologías empleadas.

6.3.1.1. Costos de materia prima

El cálculo de las materias primas necesarias para la operación de la planta se realizó bajo el supuesto de un funcionamiento continuo durante 365 días al año, 24 horas al día, asegurando una estimación precisa y representativa de los requerimientos reales del proceso.

La cantidad de cada materia prima se determinó a partir de los balances de masa del sistema planteados en capítulos previos, rendimientos de las reacciones y pérdidas normales asociadas a la operación industrial. Este enfoque garantiza que los valores estimados reflejan las necesidades reales del proceso en condiciones operativas normales.

Para el glicerol al 50%, se utilizó un precio unitario de 350 U\$/ton, conforme a lo establecido previamente. En cuanto a los demás compuestos químicos, sus precios unitarios fueron obtenidos mediante un análisis detallado de diversas fuentes confiables, tales como reportes técnicos, bases de datos especializadas y estudios sectoriales. Para reducir la incertidumbre, se aplicó un enfoque de promedio ponderado que consideró posibles variaciones por diferencias geográficas, escalas de producción y fluctuaciones del mercado.

Es fundamental señalar que las estimaciones realizadas son específicas para los supuestos y condiciones adoptados en este análisis. Esto incluye las características técnicas de los insumos, las tasas de conversión y las condiciones de mercado asumidas, las cuales podrían diferir en otros

contextos o aplicaciones. Por ello, las cifras presentadas deben interpretarse dentro de este marco particular y no extrapolarse sin las adaptaciones correspondientes.

Tabla 6.9 Clasificación por tipo de costos operativos.

Materia prima	Cantidad (kg/h)	Cantidad (ton/año)	Precio (U\$/ton)	Costo (U\$/año)
Glicerol 50% p/p	4.566	40.000	350	14.000.000
NaOH 30% p/p	3.636	31.851	350	11.147.850
H ₂ SO ₄ 90% p/p	1.598	14.006	124	1.736.744
Catalizador	Cantidad (kg/año)	Cantidad (ton/año)	Precio (U\$/100gr)	Costo (U\$/año)
Cu(16)/HAP	497	0,5	238	1.179.544
Costo de materia prima total (U\$/Año)				28.064.138

Para el proceso, se ha determinado un requerimiento base de catalizador de 451,54 kg por año. Sin embargo, con el fin de contemplar posibles pérdidas del catalizador en las corrientes de proceso (por ejemplo, debido a la atrición que dificulta su recuperación mediante centrifugado o filtración), se ha optado por incrementar esta cantidad en un 10%, resultando en una necesidad total anual de 496,67 kg.

Adicionalmente, se consideró un escenario conservador en el cual se asume un reemplazo completo del catalizador cada año debido a su eventual desactivación. Esto implica una compra anual de dicha cantidad para garantizar la continuidad del proceso.

Por otro lado, se plantea la posibilidad de implementar estrategias de recuperación y reactivación del catalizador para extender su vida útil y reducir costos operativos. Dichas estrategias podrían incluir tratamientos de filtración para la separación de impurezas y procedimientos de reactivación para restaurar su actividad catalítica. Este enfoque no solo optimiza el uso del catalizador, sino que también contribuye a la sostenibilidad del proceso al minimizar los desechos y reducir los costos asociados a la reposición de material.

Aún así, cabe destacar que estas estrategias no fueron contempladas al momento de realizar el análisis económico.

A partir del análisis de mercado y la búsqueda bibliográfica, se estimó el costo aproximado del catalizador Cu (16) / hidroxapatita. Debido a la falta de acceso directo a precios específicos, se realizó un cálculo basado en los costos promedio de los componentes principales: hidroxapatita y cobre, obtenidos de catálogos de empresas especializadas en productos químicos de laboratorio y materiales catalíticos. Estas estimaciones indican que el precio promedio del catalizador podría rondar los 238 U\$D por cada 100 g_{cat}, considerando tanto los costos de síntesis, como la pureza del material y su uso en aplicaciones industriales especializadas.

Sin embargo, para obtener precios exactos, sería necesario solicitar un presupuesto a los proveedores, ya que estos reservan dicha información exclusivamente para entidades científicas, académicas o empresariales con respaldo financiero y legal comprobado. Esta restricción limita la obtención de información precisa a través de consultas informales.

6.3.1.2. Costos de envases

Se contempla la producción y comercialización de tres productos: Na₂SO₄ anhidro (sólido), ácido láctico al 93,3% (líquido) y glicerol al 88,4% (líquido). Para optimizar su distribución, se ha optado por la venta a granel, lo que elimina la necesidad de envases primarios, secundarios o materiales de embalaje. Este enfoque no solo reduce costos operativos, sino que también simplifica las operaciones logísticas, mejorando la competitividad y rentabilidad del proyecto.

Como parte de la inversión inicial, se ha implementado infraestructura especializada, incluyendo tanques de acero inoxidable 316 para el almacenamiento seguro de los productos líquidos, garantizando su calidad hasta el momento de la distribución. Estos productos se cargan directamente desde los tanques hacia camiones cisterna. Por otro lado, el Na_2SO_4 anhidro, debido a su naturaleza higroscópica, requiere condiciones de almacenamiento específicas para evitar la absorción de humedad y la formación de aglomeraciones. Para ello, se almacena en contenedores especializados y en ambientes secos, asegurando su integridad durante el transporte a granel.

6.3.1.3. Costos de mano de obra directa

La mano de obra directa constituye uno de los factores clave en la estimación de costos operativos de un proceso productivo. En esta sección se aborda el cálculo del personal requerido para operar los equipos, considerando la cantidad de horas hombre necesarias y los costos asociados.

6.3.1.3.1. Determinación de las Horas Hombre (HH)

El cálculo de las necesidades de mano de obra directa se llevó a cabo utilizando el método desarrollado por Henry Wessel, detallado en el libro *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Este enfoque emplea una correlación gráfica que vincula la capacidad diaria de producción de una planta con las características del proceso para estimar las horas hombre requeridas por etapa.

La gráfica correspondiente (Figura 6.4) muestra la relación entre la capacidad de producción diaria, expresada en toneladas por día (eje X), y las horas hombre necesarias por jornada y por etapa del proceso (eje Y). Para el análisis, la capacidad total de producción de la planta se determina como la suma de los tres productos principales generados durante el proceso, ácido láctico, sulfato de sodio anhidro y glicerol al 88,4%.

En este caso, la capacidad total de producción es de 100 toneladas por día. Este valor se emplea para consultar el gráfico de Wessel, donde su intersección con la curva C, representativa de procesos que utilizan equipos grandes y altamente automatizados, proporciona el resultado. En el eje Y, el gráfico indica un requerimiento de 35 horas hombre por día (HH/día) por etapa del proceso.

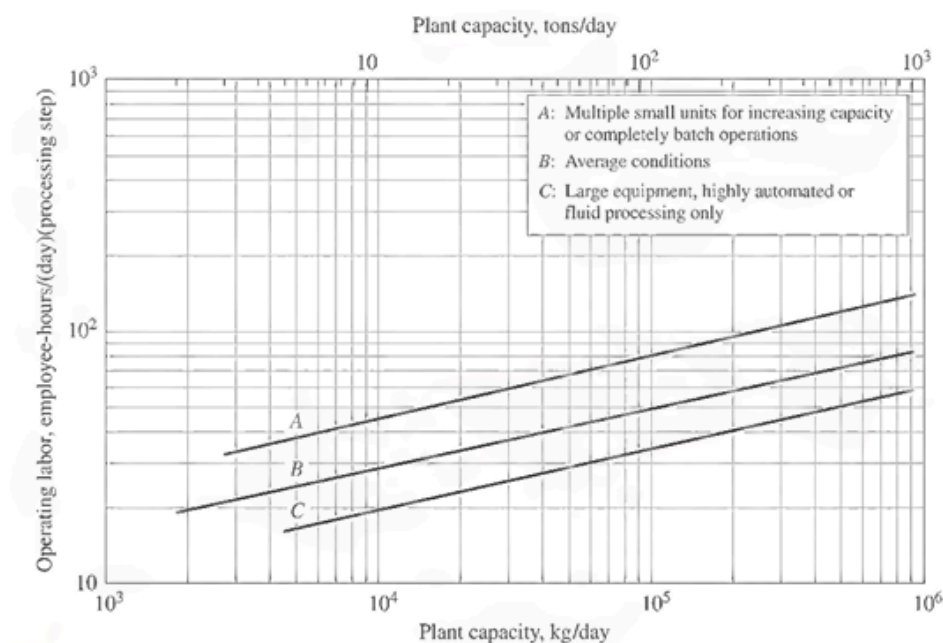


Figura 6.4. Gráfico de Wessel. Relación entre la capacidad de producción (toneladas/día) y las horas-hombre requeridas (HH/día) por etapa del proceso (Peters, Timmerhaus, West, 2003).

6.3.1.3.2. Sectorización del proceso

Para realizar un cálculo preciso de las horas hombre diarias (HH/día) necesarias en la planta, fue necesario dividir la planta en sectores. Estas reflejan las operaciones fundamentales que garantizan el funcionamiento continuo del sistema. Las áreas definidas son las siguientes:

1. Sector de almacenamiento de materias primas.
2. Subplanta de reacción hidrotermal: en esta etapa se incluye el reactor y el flash nº 1, que proporciona agua de reciclo a la entrada del reactor.
3. Subplanta de neutralización: en la que se incluye el neutralizador y el flash nº 2.
4. Subplanta de purificación: en esta se incluye el separador centrífugo y las columnas de destilación.
5. Subplanta de equipos térmicos: donde se considera la torre de enfriamiento y la caldera.
6. Sector de almacenamiento de producto final.

6.3.1.3.3. Cálculo total de HH/día

Según el método propuesto por Wessel, se determinó que cada etapa del proceso requiere 35 HH/día. Considerando las 6 etapas del proceso, se obtiene un total de 210 HH/día.

6.3.1.3.4. Organización de turnos y operarios

Dado que la planta operará 24 horas al día, el personal será distribuido en 4 turnos de 8 horas cada uno. En cada turno, se necesitarán 9 operarios, lo que implica un total de 36 empleados, distribuidos en un esquema rotativo de 7 x 3 (7 días trabajados seguidos de 3 días de descanso). Se construyó un cuadro (Tabla 6.10) con la organización y rotación, donde las jornadas se distribuyen en los horarios de:

- Mañana (M): 6:00 hs a 14:00 hs
- Tarde (T): 14:00 hs a 22:00 hs
- Noche (N): 22:00 hs a 6:00 hs

Tabla 6.10. Planificación de turnos.

	L	M	M	J	V	S	D	L	M	M	J	V	S	D	L	M	M	J	V	S	D	L	M	M	J	V	S	D	L	M
G1	T	T	T	T	T	T	T				M	M	M	M	M	M			N	N	N	N	N	N	N				T	T
G2				M	M	M	M	M	M				N	N	N	N	N	N					T	T	T	T	T	T		
G3	M	M				N	N	N	N	N	N				T	T	T	T	T	T	T			M	M	M	M	M	M	M
G4	N	N	N	N					T	T	T	T	T	T			M	M	M	M	M	M				N	N	N	N	N

6.3.1.3.5. Cálculo de salario y costos de mano de obra directos

Se consultó la Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQuYP) con el objetivo de obtener datos actualizados sobre los acuerdos salariales vigentes relacionados con Santa Fe (S.I.Q.Y.P.S.F).

Según el convenio colectivo de trabajo 77/89, se tomó como referencia la escala salarial correspondiente a la Categoría A, que incluye al personal encargado de realizar tareas en planta y/o en áreas productivas. Estas tareas forman parte de los procesos de fabricación y requieren conocimientos específicos del proceso, así como experiencia adquirida mediante el trabajo realizado.

El salario por hora correspondiente a esta categoría es de \$4561 (noviembre de 2024), junto con una suma fija solidaria mensual de \$274.204. Además, al calcular los costos anuales por operario, se consideró el pago de 13 meses de salario (incluyendo aguinaldo, LAC) y un 30% adicional destinado a cubrir cargas sociales, aportes sindicales y otros conceptos no remunerativos.

En la Tabla 6.11 se presenta un desglose de los elementos que conforman el costo total de la mano de obra directa, utilizando como referencia la tasa de cambio oficial publicada por el Banco de la Nación Argentina a fines de noviembre de 2024. En esta tabla también se incluye el LAO, que es la licencia anual obligatoria, que se refiere al pago que un trabajador recibe durante sus vacaciones anuales.

Para convertir los costos laborales de pesos argentinos a dólares estadounidenses, se empleó la tasa de venta oficial, establecida en 1.031 ARS/USD (29/11/2024 según Banco de la Nación Argentina). Este procedimiento es necesario para uniformar los valores en informes o análisis financiero.

Tabla 6.11. Componentes salariales para la Categoría A.

Categoría A	
Salario (\$/hr)	4.561
Suma fija solidaria por mes \$	274.205
(\$/jornada)	36.486
(\$/mes)	1.076.897
SAC	1.076.897
LAO	538.448
Cargas Sociales (30%)	4.361.432
Salario Anual (\$/operario)	18.899.538
TOTAL de dotación (\$/año)	680.383.354
Costo de mano de obra directa (USD / año)	659.926

6.3.1.4. Costos de supervisión

El costo de supervisión se determina como una proporción del costo total de la mano de obra directa, teniendo en cuenta que este componente incluye los salarios del personal encargado de la supervisión directa de las operaciones en la planta. La estimación de dicho costo está directamente influenciada por factores clave como la cantidad total de personal requerido, la complejidad de los procesos productivos y los estándares de calidad exigidos en los productos finales. Para realizar esta estimación, se establece un rango porcentual de referencia entre el 10% y el 25% del costo de la mano de obra directa, en función de la naturaleza y las características específicas del proyecto. En este caso particular, se seleccionó un valor del 17,5%, que se considera apropiado para reflejar las necesidades operativas y organizativas del sistema, sin comprometer la viabilidad económica.

Costo de supervisión = 115.487 USD/año

6.3.1.5. Costos de servicios

6.3.1.5.1. Costo de energía eléctrica

El análisis del costo de energía eléctrica para la operación de la planta considera los requerimientos energéticos de los equipos principales, junto con un margen de seguridad del 5 % para garantizar la estabilidad operativa frente a imprevistos. Además, se contempló la segmentación del consumo diario según los períodos tarifarios aplicables al usuario tipo correspondiente, en este caso, "Tarifa 2 - Grandes Demandas - Parques Industriales P B1".

La planta se ubica en el Parque Industrial de Sauce Viejo, Santa Fe, y su suministro eléctrico es gestionado por la Empresa Provincial de la Energía (EPE). Este análisis se basó en los datos de consumo energético estimado y en la estructura tarifaria vigente para la categoría mencionada.

El consumo total diario necesario para los equipos principales es de 520,6 kW, al cual se añadió un 5% de sobredimensionamiento, resultando en un consumo total (CT) de 546,6 kW.

La planta opera las 24 horas del día, y el consumo se distribuye en los tres periodos tarifarios definidos por EPE:

- Horario pico (18 a 23 hrs): 5 horas.
- Horario valle (23 a 6 hrs): 7 horas.
- Horario resto (6 a 18 hrs): 12 horas.

El proyecto de planta se ajusta a la categoría de "Grandes Demandas", con suministro en baja tensión y demandas mayores a 300 kW. Las tarifas utilizadas para el cálculo del costo energético se obtuvieron del cuadro tarifario vigente para noviembre del año 2024 según la Empresa Provincial de la Energía. En la Tabla 6.12, se presenta la distribución del consumo diario en función de los periodos tarifarios.

Tabla 6.12. Detalle tarifario para grandes demandas en parques industriales
(baja tensión, >300 kW)

Usuario tipo: Tarifa 2 - Grandes demandas		
Cargo comercial (\$/mes)	C_C	29.362,44
Cargo de capacidad pico (\$/kW _{mes})	C_P	9.678,00
Cargo fuera de pico (\$/kW _{mes})	C_{NP}	4.315,31
Cargo por potencia adquirida (\$/kW _{mes})	C_{Pot}	3.558,47
Cargo por energía en horas pico (\$/kWh)	$\$hr_{pico}$	84,12
Cargo por energía en horas resto (\$/kWh)	$\$hr_{resto}$	81,35
Cargo por energía en horas valle (\$/kWh)	$\$hr_{valle}$	79,76

A partir del desglose tarifario se calculó el costo variable (CV) ajustado por mes, según la Ecuación 6.6. Posteriormente, se calculó el costo de energía eléctrica (CEE) a partir de la Ecuación 6.7.

$$\text{Costo Variable (Cv)} = (hr_{Pico} \cdot \$hr_{Pico}) + (hr_{Resto} \cdot \$hr_{Resto}) + (hr_{Valle} \cdot \$hr_{Valle}) \quad \text{Ec. 6.6}$$

$$\text{Costo variable} = 58.652 \text{ \$ / kW.mes}$$

$$CEE = CC + CT \times (CV + C_{Pot} + C_{NP} + C_P) \quad \text{Ec. 6.7}$$

$$CEE = 485.138 \text{ U\$D/año}$$

6.3.1.5.2. Costo del servicio de agua

El cálculo del consumo de agua considera tanto los consumos asociados a los procesos principales como los requerimientos adicionales para el funcionamiento general de la planta. El agua de la torre de enfriamiento representa el principal consumo, con un caudal de 1023,6 m³/h, de los cuales se consideró una pérdida del 3,83% debido a fugas, que equivale a 39,2 m³/h. Adicionalmente, se incluyó un 2% extra para cubrir otros consumos generales de la planta. El caudal total (Q_T) necesario para la planta es de 28.791 m³/mes.

Debido a la ubicación de la planta, el suministro de agua es abastecido por Aguas Santafesinas (ASSA). Su costo se calcula utilizando el cuadro tarifario de servicios generales vigente para el bimestre 04 del 2024, según la Resolución N° 585/24 MOP. En la Tabla 6.13, se presenta el desglose tarifario para el servicio de agua.

Tabla 6.13. Detalle tarifario de consumo de agua.

Usuario tipo: Servicios generales dispuestos según Aguas Santafesinas S.A		
Cargo fijo bimestral (\$/bimestre)	C_{FB}	4.932,00
Precio metro cúbico (\$/m³)	$\$_{mc}$	372,44

El costo anual de agua se calculó según la Ecuación 6.8 sumando los componentes fijos y variables.

$$CT_{agua} = C_{FB} + \$_{mc} \times Q_T \quad \text{Ec. 6.8}$$

$$CT_{agua} = 124.836 \text{ U\$D/año}$$

6.3.1.5.3. Costo del servicio de gas natural

El cálculo del costo de gas natural para la operación de la planta incluye el consumo necesario para el funcionamiento de la caldera y un margen adicional destinado a la calefacción de áreas administrativas y comunes.

De acuerdo a la ubicación de la planta, el suministro de gas natural está gestionado por la empresa Litoral Gas S.A. La caldera seleccionada cuenta con un consumo de 1.674 m³/h de gas natural, según lo especificado en el catálogo proporcionado por el fabricante y presentado en el Capítulo 5. Además, se contempló un incremento del 10% sobre dicho consumo para cubrir las necesidades energéticas de las oficinas y áreas comunes, resultando en un consumo total de 1.841 m³/h.

Según las características del consumo, la planta se clasifica dentro de la categoría FD (Gran usuario), definida según el Anexo I de la Resolución ENARGAS N° I-4313/17 en concepto legal de: "Cliente que no utiliza el gas para Usos Domésticos y que no es una Estación GNC, ni un Subdistribuidor, siempre que haya celebrado un Contrato de Servicio de Gas que incluya una cantidad mínima diaria contractual de 10.000 m³ en los casos de Clientes sujetos a las Condiciones Especiales de los Servicios FD o FT, y un plazo contractual no menor a doce meses en todos los casos".

En la Tabla 6.14 se presenta el desglose tarifario correspondiente al servicio de gas natural.

Tabla 6.14. Detalle tarifario de consumo de gas natural.

Usuario tipo: FD (Gran usuario)		
Cargo fijo (\$/mes)	CF	925.925,20
Precio metro cúbico (\$/m³)	$\$_{mc}$	3,87
Cargo por reserva (\$.dia/m³.mes)	CR	235,08

El costo anual de gas se calculó a partir de la Ecuación 6.9.

$$CT_{gas} = C_{FB} + (\$_{mc} + C_R) \times Q_T \quad \text{Ec. 6.9}$$

$$CT_{gas} = 191.416 \text{ U\$D/año}$$

La estructura total de costos se resume en la Tabla 6.15 según servicio y sus referidos costos particulares.

Tabla 6.15. Estructura de costos de servicios.

Servicio	Costo (U\$D/Año)
Energía eléctrica	485.138
Agua	124.836
Gas natural	191.416
Costo total	801.390

6.3.1.6. Costos de mantenimiento

Los costos de mantenimiento comprenden los recursos necesarios para garantizar el correcto funcionamiento de los equipos e instalaciones. Este rubro incluye los gastos relacionados con el mantenimiento preventivo, así como las reparaciones necesarias para abordar fallas o desgastes.

Para estimar estos costos, es común emplear un porcentaje de la inversión fija como referencia. En procesos de complejidad intermedia y condiciones de operación estándar, dicho porcentaje suele ubicarse entre el 2% y el 3%. En este caso, se optó por un valor del 2,5%, considerando tanto las características técnicas del proyecto como las prácticas habituales en la industria.

Costo de mantenimiento = 1.221.600 U\$D/año

6.3.1.7. Costos de suministros

Los costos de suministros corresponden a los materiales necesarios para la operación de la planta que no se incluyen en otras categorías, como materias primas, envases o embalajes. Este rubro contempla ítems como lubricantes, material de limpieza, reactivos específicos, guantes y otros elementos utilizados regularmente en el proceso.

Para simplificar su estimación, se empleó un porcentaje de la inversión fija total de la planta, que comúnmente se encuentra en el rango del 0,5% al 1%. En este caso, se utilizó un valor promedio del 0,75% de la inversión fija anual como referencia para el cálculo de estos costos.

Costo de suministro = 366.480 U\$D/año

6.3.1.8. Costos de laboratorio

Los costos de laboratorio representan los gastos asociados a los análisis y ensayos necesarios para garantizar el control operativo y la calidad de los productos. Dependiendo de las características de la planta, estos costos pueden estar relacionados con un laboratorio propio o con servicios tercerizados. En el caso de contar con un laboratorio interno, se incluyen los gastos en materiales, equipos y personal asignado a estas tareas. Por otro lado, si se recurre a servicios externos, los costos se determinan en función de la cantidad de muestras procesadas y el precio establecido por los proveedores.

En términos generales, cuando no se dispone de información específica, los costos de laboratorio suelen estimarse como un porcentaje de los costos de mano de obra directa, con un rango típico entre el 2% y el 20%. Para este proyecto, se optó por un porcentaje promedio del 11% como referencia, considerando la naturaleza del proceso y la frecuencia esperada de los ensayos requeridos.

Costo de laboratorio = 72.592 U\$D/año

6.3.1.9. Costos de regalías y patentes

En el contexto de este proyecto, los costos asociados a licencias o tarifas basadas en el volumen de producción se clasifican dentro de los gastos operativos de la planta. Sin embargo, debido a las características particulares de la tecnología utilizada y los productos generados, no se prevén gastos relacionados con regalías o derechos de patentes en esta etapa del desarrollo. Esto refuerza la viabilidad económica del proceso planteado, eliminando este componente de costos recurrentes.

6.3.1.10. Estructura de costos variables

En la Tabla 6.16 se muestra un resumen de los costos variables analizados junto a su porcentaje del total, permitiendo identificar cómo se distribuyen estos gastos en relación al costo variable total del proyecto. Esto brinda una perspectiva sobre los principales factores que impactan la estructura de costos y ayuda a identificar posibles áreas de optimización. Asimismo, la Figura 6.5 ilustra esta información mediante un gráfico de torta, proporcionando una representación visual que permite ver la distribución de costos con mayor claridad.

Tabla 6.16. Análisis de costos variables anuales.

Costos Variables	Porcentaje (%)	Costo (U\$D/año)
Costo de materia prima	89,66	28.064.138
Costo de envases	0,00	0,00
Costo de mano de obra directa	2,11	659.926
Costo de supervisión	0,37	115.487
Costo de servicios	2,56	801.390
Costo de mantenimiento	3,90	1.221.600
Costo de suministros	1,17	366.480
Costo de laboratorio	0,23	72.592
Costo de regalías y patentes	0,00	0,00
Costo Variable TOTAL	100	31.301.612

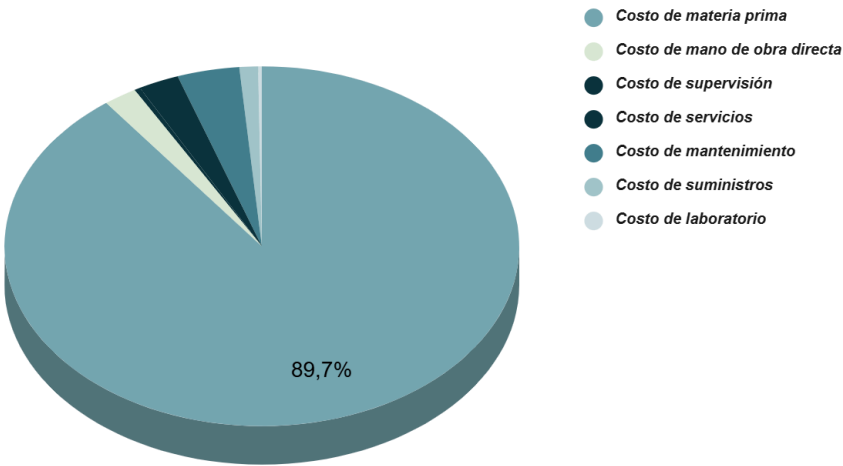


Figura 6.5. Estructura de costos variable.

6.3.2. Costos Fijos

6.3.2.1. Costos de depreciación

La depreciación es un proceso contable que refleja la pérdida de valor de los activos a lo largo del tiempo. Este fenómeno ocurre debido a factores como el uso continuo, la obsolescencia tecnológica o cambios en las condiciones económicas. Su cálculo permite distribuir el costo inicial de un bien durante su vida útil, proporcionando una visión más precisa de los costos asociados a su operación y ayudando a planificar su eventual reemplazo o actualización.

La pérdida de valor de los bienes puede clasificarse en las siguientes categorías:

- Depreciación física: proviene del desgaste natural causado por el uso diario y la operación constante, reduciendo gradualmente la capacidad del bien para cumplir con su función original.
- Depreciación funcional: ocurre cuando las demandas operativas sobre un bien superan su capacidad instalada, lo que lo hace insuficiente para las necesidades actuales.
- Depreciación tecnológica: surge cuando tecnologías o métodos más modernos y eficientes hacen que los activos existentes sean menos competitivos o económicos.
- Depreciación monetaria: está relacionada con cambios en los niveles de precios, como la inflación, que afectan el valor de los activos en términos reales. Aunque generalmente se vincula al costo original, algunos marcos legales permiten revaluar los activos en contextos de alta inflación.

Para la estimación de este factor se utilizó el método de línea recta (Ecuación 6.10), autorizado por la Legislación Argentina. Este método es ampliamente reconocido por su simplicidad y consiste en asignar un gasto constante de depreciación a lo largo de la vida útil del activo.

$$\text{Costo de depreciación anual} = e * (I_F - L) \quad \text{Ec. 6.10}$$

donde:

- I_F : inversión fija inicial.
- L : valor residual estimado del bien al final de su vida útil, habitualmente un porcentaje del valor inicial.
- e : factor de depreciación anual. Se define como $e = \frac{1}{n}$, siendo n la cantidad de años de vida útil propuesta.

En este proyecto se estableció un valor residual de 10% de la inversión fija y una vida útil de 20 años. De esta manera, se determinó un costo de depreciación anual de:

$$\text{Costo de depreciación anual} = 2.198.880 \text{ U\$D/año}$$

6.3.2.2. Costos de impuestos

Los costos de impuestos corresponden a cargas fiscales asociadas a la propiedad de los activos de la planta, excluyendo los impuestos sobre las ganancias. Estos tributos suelen depender tanto de la legislación vigente como de la ubicación geográfica de la instalación industrial. Por lo general, las plantas ubicadas en áreas urbanas enfrentan tasas más elevadas en comparación con aquellas situadas en regiones rurales o menos densamente pobladas.

Para estimar el costo anual de impuestos, se emplea un rango que varía entre el 1% y el 2% de la inversión fija del proyecto. En este caso, se adoptó un valor promedio del 1,5%, representativo de las condiciones habituales en proyectos industriales.

$$\text{Costo de impuestos} = 732.960 \text{ \$D/año}$$

6.3.2.3. Costos de seguros

Los costos de seguros representan una parte fundamental dentro de los costos fijos de un proyecto industrial, ya que garantizan la cobertura ante posibles riesgos asociados al proceso, la infraestructura y el personal. Estos costos incluyen pólizas para proteger la propiedad (frente a incendios, robos o daños materiales), la mercadería (cobertura ante pérdidas parciales o totales) y al personal (accidentes laborales u otras contingencias).

Por lo general, el costo anual de los seguros se estima como un porcentaje de la inversión fija, variando típicamente entre un 0,5% y un 1%. En este análisis, se adoptó un valor promedio del 0,75% de la inversión fija, proporcionando una referencia confiable para integrar este componente en los costos totales del proyecto.

Costo de seguros = 366.480 U\$D/año

6.3.2.4. Costos de financiación

Los costos de financiación representan los gastos asociados a la obtención de recursos financieros mediante créditos, préstamos u otros mecanismos de endeudamiento. Estos costos suelen incluir intereses, comisiones y otros cargos relacionados con el financiamiento del proyecto o la adquisición de activos necesarios para su operación.

La incorporación de este factor en el análisis económico posibilita una evaluación más precisa de la viabilidad financiera del proyecto, teniendo en cuenta las obligaciones relacionadas con la financiación y su efecto en el flujo de caja y la rentabilidad. No obstante, en este caso específico, se supuso que las inversiones realizadas no requirieron financiamiento externo, lo que implica que el costo financiero es nulo para este proyecto. Este enfoque simplifica el análisis financiero y refleja una estructura de capital basada exclusivamente en recursos propios, eliminando los riesgos asociados al endeudamiento.

6.3.2.5. Costos de ventas y distribución

Los costos de ventas y distribución engloban todos los gastos asociados a la comercialización y entrega de los productos terminados. Estos incluyen:

- Gastos del área comercial: salarios, comisiones y viáticos del personal de ventas.
- Gastos generales de oficinas de ventas: suministros, alquileres y servicios asociados.
- Logística y transporte: costos de envío, embalaje y distribución de los productos al cliente final.
- Servicios técnicos adicionales: soporte post-venta o cualquier asistencia técnica relacionada con el producto.

En términos contables, estos costos suelen estimarse como un porcentaje fijo de los ingresos anuales por ventas, con valores típicos que oscilan entre el 1 % y el 5 %, dependiendo del sector y la estrategia de la empresa. Para este análisis, se seleccionó un porcentaje representativo del 3%.

El cálculo se basó en el supuesto de que la planta opera al 100 % de su capacidad de diseño. Por la estimación de ingresos se consideró tanto el precio de venta de cada producto como los volúmenes proyectados de producción. Los valores de los precios unitarios (U\$D/ton) de los productos químicos presentados en la Tabla 6.17 se determinaron a partir de un estudio de mercado. A continuación, se presenta la deducción de los ingresos por ventas en la Tabla 6.17.

Tabla 6.17. Cálculo del ingreso por ventas de los productos.

Productos	Cantidad (kg/h)	Cantidad (Ton/Año)	Precio (U\$/Ton)	Costo (U\$/Año)
Na ₂ SO ₄ (Anhidro)	2.085	18.264	217	3.963.228
Ácido Láctico (93,3%)	1.674	14.663	2.100	30.793.064
Glicerol (88,6%)	408	3.577	1.420	5.079.547
Ingreso por ventas totales (U\$/Año)				39.835.840

Costo de venta y distribución = 1.195.075 U\$/año

6.3.2.6. Costos de dirección y administración

Los costos de administración y dirección incluyen los gastos asociados a la gestión y operación general de la planta. Dentro de esta sección se encuentran los salarios del personal administrativo, los honorarios del equipo directivo, los gastos generales de oficina, los servicios externos de asesoramiento legal, contable y de auditoría, así como otros gastos relacionados con la coordinación y supervisión de la operación.

Para facilitar su estimación, estos costos se calculan habitualmente como un porcentaje del costo de la mano de obra directa, con un rango que suele oscilar entre el 20% y el 40%, dependiendo del sector y las características de la planta. Se utilizó un valor promedio del 30%.

Costo dirección y administración = 197.978 U\$/año

6.3.2.7. Costos de investigación y desarrollo

Los costos de investigación y desarrollo representan una inversión esencial para fomentar la innovación y la mejora continua de productos, procesos o servicios en un proyecto. Estos gastos están asociados a actividades destinadas a optimizar la competitividad y garantizar la sostenibilidad en mercados dinámicos.

Entre los principales componentes se encuentran:

- Salarios del personal especializado: ingenieros, técnicos y científicos dedicados a actividades de innovación.
- Operación y mantenimiento de equipos: gastos relacionados con el uso y mantenimiento de instalaciones y herramientas específicas para la investigación.
- Materiales y suministros: insumos necesarios para realizar pruebas, experimentos y prototipos.

En el ámbito industrial, estos costos suelen estimarse como un porcentaje de los ingresos anuales por ventas, oscilando típicamente entre un 0,5% y un 5%, dependiendo del sector y la naturaleza del proyecto. Para este caso en particular, se adoptó un valor promedio del 2,5%, basado en estándares de la industria y en la importancia de la innovación en el desarrollo del producto.

Costo investigación y desarrollo = 995.896 U\$/año

6.3.2.8. Desglose de costos fijos

En la Tabla 6.18 se presenta un desglose detallado de los costos fijos asociados al proyecto, junto con su porcentaje sobre el costo total. Este análisis permite observar cómo se distribuyen estos

gastos, brindando una visión integral de la estructura financiera del proyecto. A través de este enfoque, se destacan los factores clave que influyen en los costos fijos y se identifican áreas potenciales para su optimización.

El gráfico de torta de la Figura 6.6 facilita la identificación rápida de los componentes más relevantes de los costos fijos.

Tabla 6.18. Análisis de costos fijos anuales.

Costos Fijos	Porcentaje (%)	Costo (U\$D/año)
Costo de Depreciación	38,66	2.198.880
Costo de Impuestos	12,89	732.960
Costos de Seguros	6,44	366.480
Costos de Financiación	0,00	0,00
Costo de Ventas y Distribución	21,01	1.195.075
Costo de Dirección y Administración	3,48	197.978
Costo de Investigación y Desarrollo	17,51	995.896
Costo Fijo TOTAL	100	5.687.269

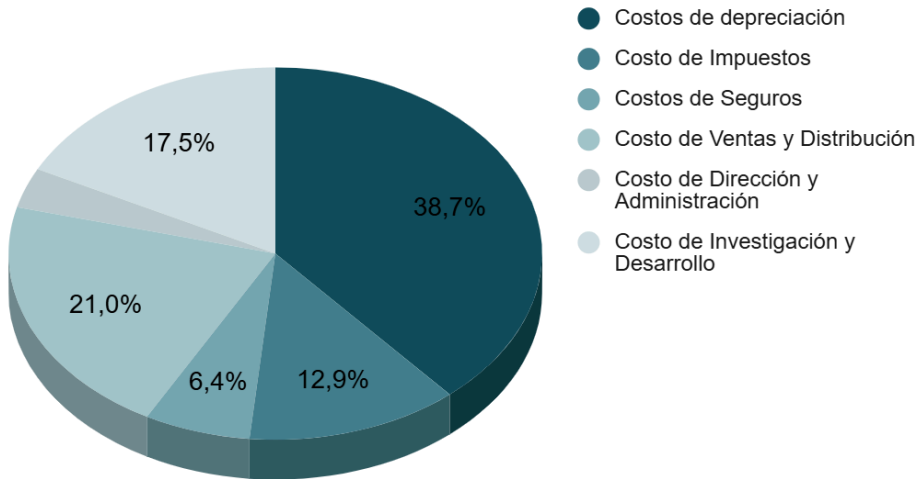


Figura 6.6. Estructura de costos variable.

6.3.3. Estructura y costos totales de operación

La Tabla 6.19 presenta la estructura detallada de los costos totales del proyecto, desglosando tanto los costos variables como los fijos. En ella se muestran los porcentajes y los valores correspondientes a cada categoría de gasto, permitiendo identificar las áreas con mayor impacto financiero y facilitando la evaluación y gestión eficiente de los costos en el proyecto.

Por otro lado, el gráfico de torta de la Figura 6.7 muestra que los costos variables constituyen cerca del 85 % del total, mientras que los costos fijos representan el 15 %.

Tabla 6.19. Estructura de costos totales.

Costos Variables	Porcentaje (%)	Costo (U\$D/año)
Costo de materia prima	75,87	28.064.138
Costo de envases	0,00	0,00
Costo de mano de obra directa	1,78	659.926
Costo de supervisión	0,31	115.487
Costo de servicios	2,17	801.390
Costo de mantenimiento	3,30	1.221.600
Costo de suministros	0,99	366.480
Costo de laboratorio	0,20	72.592
Costo de regalías y patentes	0,00	0,00
Costo Variable TOTAL	84,62	31.301.613
Costos Fijos	Porcentaje (%)	Costo (U\$D/año)
Costo de Depreciación	5,94	2.198.880
Costo de Impuestos	1,98	732.960
Costos de Seguros	0,99	366.480
Costos de Financiación	0,00	0,00
Costo de Ventas y Distribución	3,23	1.195.075
Costo de Dirección y Administración	0,54	197.978
Costo de Investigación y Desarrollo	2,69	995.896
Costo Fijo TOTAL	15,38	5.687.269
Costo Fijo + Variable TOTAL	100	36.988.882

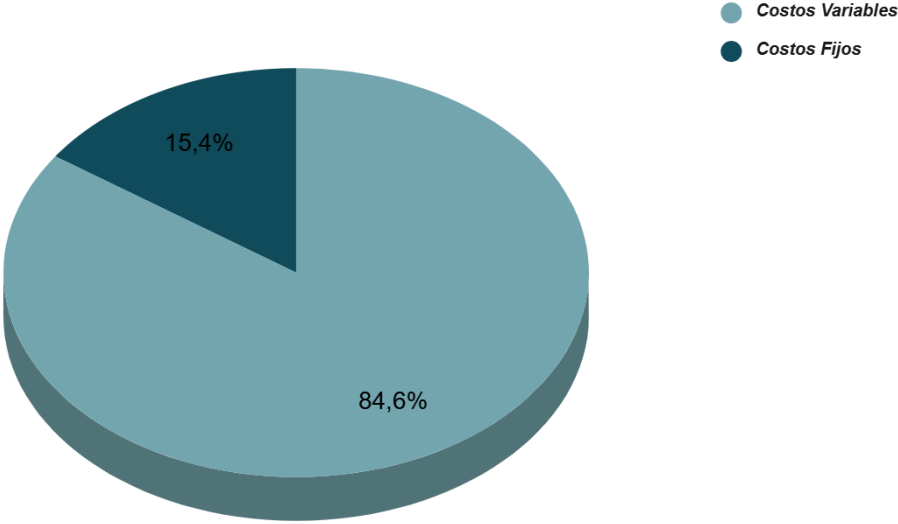


Figura 6.7. Estructura de costos totales.

6.4. Rentabilidad

La evaluación de la rentabilidad es un componente crítico para determinar la viabilidad económica del proyecto. A continuación, se presenta un análisis detallado que incluye el cuadro de fuentes y usos, indicadores financieros clave, y una síntesis de las conclusiones más relevantes.

6.4.1. Cuadro de fuentes y usos

El cuadro de fuentes y usos constituye una herramienta esencial para estructurar y evaluar los flujos financieros del proyecto, considerando las inversiones iniciales, los costos operativos y las fuentes de ingresos. Este análisis es crucial para identificar brechas en el financiamiento, anticipar excedentes o déficits de capital, y garantizar que los recursos sean asignados de manera óptima.

El cuadro está organizado en dos grandes categorías:

A) Fuentes: identifican los recursos financieros disponibles para el proyecto.

- Capital propio: representa la inversión inicial de los accionistas o socios del proyecto. Este monto, que constituye la base financiera para la puesta en marcha, refleja la confianza de los inversionistas en la viabilidad del proyecto. En este análisis, incluye tanto los aportes destinados al capital fijo como aquellos para el capital de trabajo.
- Ingreso por ventas: corresponde al flujo generado por la comercialización del producto. Este valor se proyecta anualmente considerando los niveles de producción, precios de mercado, y los supuestos de crecimiento de la capacidad operativa del proyecto. Un flujo de ventas constante y creciente es clave para sostener la operación y amortizar las inversiones iniciales.

B) Usos: detallan cómo se asignan los recursos financieros disponibles para cubrir las necesidades operativas y estratégicas.

- Inversión Fija Total (IFT): incluye los costos relacionados con infraestructura, maquinaria y equipamiento necesarios para la instalación y puesta en marcha de la planta. Este componente representa una inversión inicial significativa, cuyo retorno debe garantizarse mediante la generación de flujos de caja futuros.
- Activo de Trabajo (AT): corresponde al capital necesario para sostener las operaciones en términos de inventarios, cuentas por cobrar y otros requerimientos financieros de corto plazo.
- Costos Variables Totales (CVT): agrupan los costos directamente relacionados con la producción, como materias primas, energía, insumos químicos y mano de obra variable. Estos costos fluctúan proporcionalmente con los niveles de producción, lo que los convierte en un indicador clave para la eficiencia operativa.
- Costos Fijos Totales (CFT): incluyen los gastos operativos no directamente relacionados con el volumen de producción, como mantenimiento, servicios generales, y costos administrativos. Estos costos son relativamente constantes y deben optimizarse para mejorar la rentabilidad del proyecto.
- Depreciación: refleja la pérdida de valor de los activos fijos a lo largo del tiempo, tanto por desgaste físico como por obsolescencia. En este caso, se diferencian la depreciación contable, que afecta los resultados financieros, y la depreciación interna, que tiene un impacto directo en la reinversión de capital.

El análisis financiero del proyecto ha considerado tres parámetros clave: la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA), la tasa impositiva y el estándar financiero, los cuales son fundamentales para evaluar la viabilidad económica del proyecto.

En primer lugar, se adoptó una TRMA del 15%, que representa el rendimiento mínimo esperado por los inversionistas. Este valor no solo refleja el costo del capital, sino también los riesgos

inherentes al proyecto y las condiciones del mercado. Una TRMA alta implica un mayor nivel de exigencia en cuanto a rentabilidad, lo que asegura que los resultados obtenidos a través del cálculo del Valor Presente (VP) sean conservadores y realistas. En este caso, el 15% se considera un nivel moderado, adecuado para este tipo de proyecto industrial, lo que garantiza que los flujos de caja futuros sean descontados de manera prudente, sin subestimar los riesgos financieros.

La normativa fiscal actual para el sector establece una tasa impositiva del 35%. Este porcentaje afecta directamente los flujos de caja disponibles, lo que hace que su inclusión adecuada en el análisis sea fundamental para obtener una proyección económica precisa. Considerar el impacto de los impuestos es esencial para anticipar las obligaciones fiscales y evaluar con mayor precisión la viabilidad financiera del proyecto, ya que esto asegura que las proyecciones sean realistas y no sobrestimen los beneficios netos.

Finalmente, se utilizó un estándar financiero del 10% para calcular el valor residual de los activos al final del horizonte de evaluación. Este valor refleja las expectativas del mercado respecto a la rentabilidad promedio de inversiones similares en el sector, y su aplicación garantiza que el valor residual de los activos sea consistente con las expectativas razonables del mercado.

6.4.1.1 Evolución proyectada de la capacidad operativa

En el diseño del proyecto se asumió una rápida evolución de la capacidad operativa de la planta, comenzando con un 70% de utilización en el año 1, incrementándose en 10% anual, y alcanzando el 100% en el año 4. Este enfoque tiene varias implicancias estratégicas:

- Optimización de recursos iniciales: comenzar con una capacidad limitada permite reducir riesgos operativos durante la fase de arranque, asegurando que los sistemas y procesos estén completamente funcionales antes de escalar la producción.
- Crecimiento controlado: el aumento progresivo permite identificar y solucionar problemas operativos, técnicos o de mercado en las etapas iniciales, antes de que tengan un impacto significativo en la producción plena.
- Incremento de flujos de caja: el incremento gradual de la capacidad operativa genera un crecimiento sostenido en los ingresos por ventas, lo que a su vez mejora los flujos netos y reduce el tiempo de repago de la inversión inicial.

La estrategia implementada se ajusta a las mejores prácticas del sector para proyectos de tal magnitud. Este elemento es especialmente significativo en sectores donde la inversión inicial en infraestructura y equipos ejerce un impacto notable. La Tabla 6.20 ilustra el cuadro de fuentes y usos pertinente a este proyecto.

El cuadro de fuentes y usos proporciona una visión integral y estructurada de las dinámicas financieras del proyecto. La incorporación de supuestos como la TRMA del 15%, la tasa impositiva del 35%, y el estándar financiero del 10% asegura que el análisis sea representativo de las condiciones reales del mercado y de los riesgos asociados. Estos elementos, junto con la estrategia del incremento de la capacidad operativa, conforman una base sólida para evaluar la viabilidad económica y la rentabilidad esperada del proyecto.

Tabla 6.20. Cuadro de fuentes y usos de fondos.

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Utilización de la planta [%]	70	80	90	100	100	100	100	100	100	100
Producción total [ton/año]	25.553	29.203	32.854	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504
A) Fuentes										
Capital propio (IFT + IW) [USD/año]	54.520.389									
Ingreso por ventas [USD/año]	27.885.088	31.868.672	35.852.256	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840
Subtotal A [USD/año]	82.405.477	31.868.672	35.852.256	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840
B) Usos										
Activo fijo (IFT) [USD/año]	49.563.990									
Activo de trabajo (IW) [USD/año]	4.956.399									
CVT [USD/año]	21.911.128	25.041.290	28.171.451	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612
CFT sin dep [USD/año]	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389
Depreciación interna [USD/año]	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880
Subtotal B [USD/año]	82.118.786	30.728.558	33.858.719	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880
BNAI (A-B) [USD/año]	286.691	1.140.114	1.993.537	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960
Impuestos [USD/año]	100.342	399.040	697.738	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436
BN [USD/año]	186.349.	741.074	1.295.799	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524
Depreciación legal USD/año]	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880
FC [UDS/año]	1.963.202	2.457.637	2.952.072	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403

Tabla 6.20. Cuadro de fuentes y usos de fondos.

	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
% Utilización de la planta	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Producción total (ton/año)	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504	36.504
A) Fuentes										
Capital propio (IFT + IW) [USD/ año]										
Ingreso por ventas [USD/año]	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840
Subtotal A [USD/año]	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840	39.835.840
B) USOS										
Activo fijo (IFT) [USD/año]										
Activo de trabajo (IW) [USD/año]										
CVT [USD/año]	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612	31.301.612
CFT sin depreciación [USD/año]	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389	3.488.389
Depreciación interna [USD/año]	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880
Subtotal B [USD/año]	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880	36.988.880
BNAI (A-B) [USD/año]	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960	2.846.960
Impuestos [USD/año]	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436	996.436
BN [USD/año]	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524	1.850.524
Depreciación legal [USD/año]	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880	2.198.880
FC [USD/año]	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403	4.049.403

6.4.2. Valor Presente

El Valor Presente (VP) es una herramienta financiera que permite evaluar la rentabilidad y viabilidad económica de un proyecto al traer todos los flujos de caja futuros a valor actual. Esta metodología considera el costo del capital y refleja la capacidad del proyecto para generar retornos que superen las expectativas mínimas establecidas por los inversionistas. Este parámetro se calculó mediante la Ecuación 6.11.

$$VP = \sum_{k=1}^n \frac{FC_k}{(1+r)^k} - I_T \quad \text{Ec. 6.11}$$

donde:

- FC_k : es el flujo de caja neto proyectado para cada año.
- r : Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA), igual al 15% en este análisis.
- n : años de vida útil del proyecto.
- I_T : incluye la inversión fija inicial y los recursos destinados al capital de trabajo.

El análisis realizado para el proyecto indicó un Valor Presente (VP) de -31.189.415 U\$D, lo que sugiere que, de acuerdo con los supuestos establecidos, el proyecto no produce un valor añadido suficiente para amortizar las inversiones iniciales y los costos del capital necesario.

6.4.3. Tiempo de repago

El Tiempo de Repago es el período que toma recuperar la inversión inicial del proyecto a través de los flujos de caja generados anualmente. Este valor se obtiene acumulando los flujos de caja de cada año y evaluando el momento en que el total acumulado se vuelve positivo. En la Figura 6.8 se muestra un gráfico con la evolución de los flujos de caja acumulados a lo largo de los años. En este caso, el tiempo de repago calculado fue de 11,6 años, lo que significa que, después de este tiempo, el proyecto habrá generado suficientes flujos de caja para cubrir la inversión inicial.

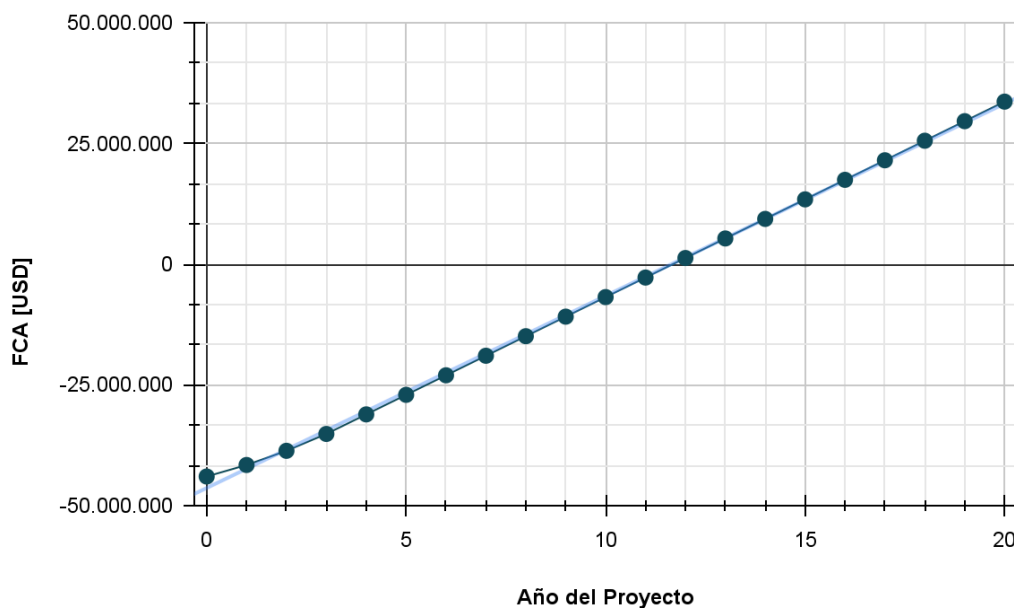


Figura 6.8. Flujo de caja acumulado durante los años de proyecto.

6.4.4. Tasa interna de retorno

La Tasa Interna de Retorno (TIR) es un indicador fundamental que representa la tasa de rendimiento necesaria para que el Valor Presente Neto (VPN) de los flujos de caja proyectados sea igual a cero (según la Ecuación 6.11). En este análisis, la TIR obtenida fue del 4,4 %. Este resultado está por debajo de la TRMA del 15%, lo que indica que el proyecto no cumple con el umbral mínimo de rentabilidad requerido para considerarse financieramente viable.

6.4.5. Análisis financiero

El análisis financiero evidencia que el proyecto no es rentable bajo los parámetros evaluados. El VPN de -31.189.415 U\$D indica una pérdida significativa, ya que el proyecto no genera suficiente valor para cubrir la inversión inicial ni superar los costos del capital. La TIR, calculada en 4,4 %, está muy por debajo de la TRMA del 15%, lo que implica que el rendimiento proyectado no compensa el riesgo asumido por los inversionistas.

Al aplicar el método estático de tiempo de repago, se observó un resultado desfavorable: el tiempo necesario para recuperar la inversión es de 11,6 años, lo que supera la mitad de la vida útil del ciclo. Esto implica que los beneficios netos se verán reducidos significativamente en los años posteriores a la recuperación de la inversión. Cuanto mayor sea el tiempo necesario para recuperar la inversión, mayor será la exposición a incertidumbres del mercado, fluctuaciones en los costos operativos y otros factores externos que podrían afectar la estabilidad del proyecto. No obstante, es importante señalar que el método de tiempo de repago tiene limitaciones que deben considerarse en la evaluación global del proyecto. Al tratarse de un análisis estático, esta metodología no incorpora el valor del dinero en el tiempo ni el comportamiento de los flujos de caja después del período de recuperación de la inversión. Como consecuencia, basar la toma de decisiones únicamente en este criterio puede llevar a conclusiones sesgadas o incompletas.

6.4.6. Sensibilidad

El análisis de sensibilidad es una herramienta clave para evaluar la viabilidad de un proyecto de inversión ante la incertidumbre. Permite examinar cómo variaciones en factores como costos, ingresos y tasas de descuento afectan los resultados financieros, como el Valor Presente Neto (VPN), la Tasa Interna de Retorno (TIR). Este análisis ayuda a identificar las variables más críticas y a gestionar los riesgos asociados, proporcionando una base sólida para la toma de decisiones y optimizar el rendimiento del proyecto.

Se tendrán en cuenta las siguientes modificaciones:

- Aumento y disminución del 20% del hidróxido de sodio.
- Aumento y disminución del 20 % del precio de venta del ácido láctico.
- Variación en un 20% de la inversión fija.

En la Figura 6.9, se muestra el análisis de sensibilidad realizado para las variables precio de compra del NaOH y precio de venta del ácido láctico sobre el valor presente neto. Este análisis destaca diferencias significativas en su impacto sobre la rentabilidad.

El precio de venta del ácido láctico muestra una relación positiva con el VPN: a medida que este aumenta, el VPN mejora significativamente, alcanzando valores casi positivos en un escenario donde el precio del producto incrementa en un 20 %. Esto demuestra que esta variable es crítica para la viabilidad económica del proyecto, dado su efecto directo en los ingresos. Por otro lado, el precio de compra del NaOH tiene una relación inversa con el VPN: un aumento en su costo genera una disminución drástica en el VPN, mientras que una reducción del 20 % atenúa las pérdidas, pero no alcanza a convertir el proyecto en rentable. Esto subraya la necesidad de buscar estrategias para minimizar el costo de esta materia prima, ya sea mediante acuerdos comerciales, compra a gran escala o sustitutos económicamente viables.

Del análisis se concluye que el proyecto es más sensible al precio de venta del ácido láctico, ya que su variación tiene un impacto mayor y puede determinar la rentabilidad del proceso. Enfocar estrategias en incrementar el precio de venta o asegurar mercados con mayor disposición a pagar tendría un efecto más significativo en la viabilidad económica del proyecto.

El análisis de sensibilidad realizado para la inversión fija evidencia su impacto crítico en el valor presente neto (VPN) del proyecto, como se observa en la Figura 6.10. Los resultados obtenidos indican que cualquier aumento o disminución en el costo de inversión inicial afecta directamente la viabilidad económica del proyecto. Cuando la inversión fija se reduce en un 20 %, el VPN mejora significativamente, acercándose a los -19 millones de dólares. Este escenario representa la mejoría posible en un contexto optimista, en el que la implementación de estrategias para optimizar costos de capital, como la búsqueda de proveedores más económicos, la negociación de contratos de suministro, o la adopción de tecnologías más eficientes, permitiría reducir las barreras iniciales para la ejecución del proyecto. Sin embargo, incluso bajo este escenario favorable, el proyecto no logra alcanzar un VPN positivo, lo que indica que la optimización de la inversión fija, si bien crucial, no es suficiente por sí sola para transformar un proyecto no rentable en rentable.

Por otro lado, un aumento del 20 % en la inversión inicial conduce a un deterioro significativo del VPN, alcanzando valores cercanos a los -43 millones de dólares. Esto resalta la vulnerabilidad del proyecto frente a sobrecostos en la etapa de inversión, los cuales podrían originarse por retrasos en la construcción, fluctuaciones en los precios de los equipos o errores en la planificación inicial. Por lo tanto, gestionar y controlar eficientemente los costos de inversión fija es una prioridad clave en la ejecución del proyecto.

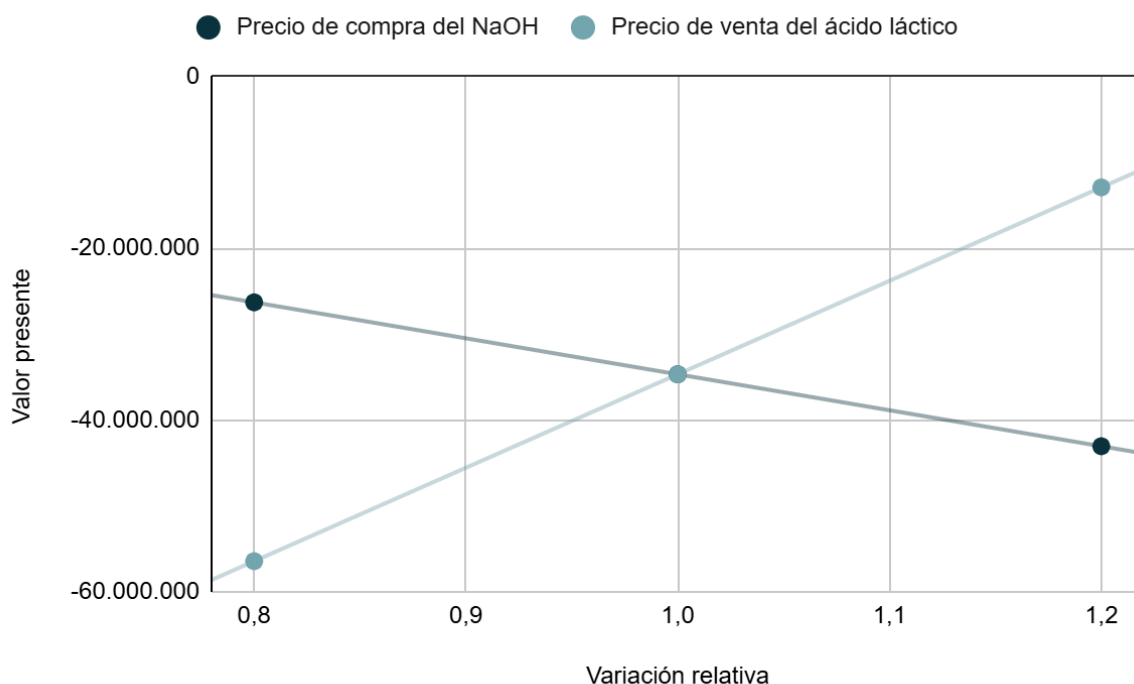


Figura 6.9. Análisis de sensibilidad en función del precio del NaOH y del ácido láctico.

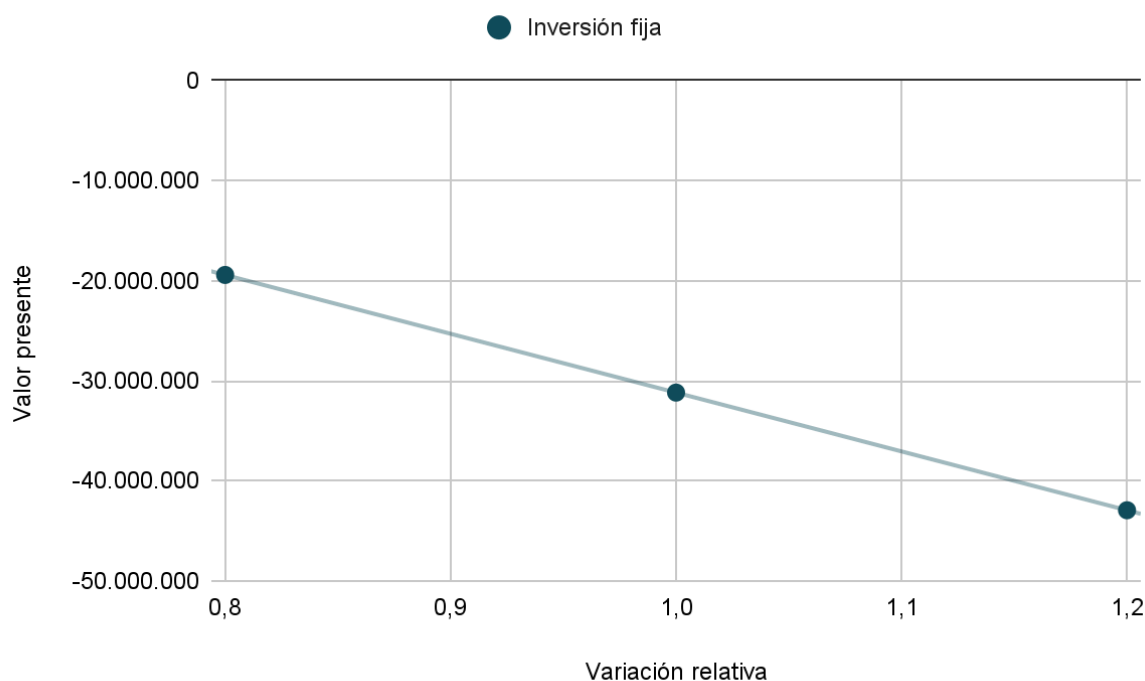


Figura 6.10. Análisis de sensibilidad en función de la inversión fija.

6.4.6.1 Análisis del mejor caso

Tras realizar un análisis de la sensibilidad de la rentabilidad del proyecto frente a variaciones en el precio de venta del ácido láctico, el precio de compra del NaOH y la inversión fija, se determinó plantear un caso óptimo que integre cambios favorables en estos factores. Este contempla un incremento del 20% en el precio de venta del ácido láctico, una reducción del 20% en el precio de compra del NaOH y una disminución del 20% en la inversión fija.

Para evaluar el impacto de estos ajustes sobre la rentabilidad del proyecto, se emplearon los mismos indicadores financieros previamente utilizados: el Valor Presente Neto (VPN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el tiempo de repago. Estos parámetros permitieron cuantificar la viabilidad económica del proyecto bajo las nuevas condiciones, proporcionando una visión clara de su desempeño financiero.

En la Tabla 6.21 se presentan las comparaciones entre los resultados obtenidos en este caso optimizado y aquellos correspondientes al caso base.

Tabla 6.21. Comparación de indicadores financieros.

Parámetros	Caso base	Caso optimizado
VPN (USD)	-31.189.415	10.719.371
TIR (%)	4,4	18,9
Tiempo de repago (años)	11,6	4,3

A partir de los resultados obtenidos, se evidencia que la optimización del proceso lograría un VPN positivo de 10.719.371 USD, reflejando una mejora significativa en la viabilidad económica del proyecto.

En términos de rentabilidad, el caso optimizado presentaría un incremento notable de la TIR hasta 18,9%, superando ampliamente el umbral de rentabilidad (TRMA del 15%) y haciendo que el proyecto sea financieramente viable.

Por último, el tiempo de repago se reduciría a 4,3 años en la mejor alternativa, lo que implica un retorno de inversión mucho más rápido y atractivo para potenciales inversores. Esta reducción sustancial se traduce en una menor exposición al riesgo financiero y una recuperación más eficiente del capital invertido.

En síntesis, la optimización del proceso no solo mejoraría la rentabilidad y viabilidad económica del proyecto, sino que también reduciría el periodo de retorno de la inversión, consolidándose como una alternativa financieramente más sostenible.

Para alcanzar este escenario óptimo, se podrían explorar las siguientes estrategias: en primer lugar, para reducir el costo de NaOH, se podría negociar con proveedores para obtener mejores tarifas por volumen o contratos a largo plazo, buscar alternativas de proveedores con precios más competitivos.

En segundo lugar, para incrementar el precio de venta del ácido láctico, se podría diferenciar el producto para agregar valor y justificar un precio más alto, expandirse a mercados con mayor disposición a pagar por el producto o establecer acuerdos comerciales estratégicos con clientes clave.

Finalmente, para disminuir la inversión fija, se podría adquirir equipos y maquinaria de segunda mano en buen estado, implementar tecnologías más eficientes que reduzcan costos iniciales u optimizar el diseño de la planta para minimizar gastos de construcción e instalación. En síntesis, se puede concluir que, el nuevo caso da como resultado un proyecto rentable y que la implementación de estas estrategias no solo permitiría alcanzar el caso óptimo, sino que también fortalecería la competitividad y sostenibilidad del proyecto a largo plazo.

6.5. Cronograma

La planificación y gestión de proyectos en ingeniería requiere herramientas específicas que garanticen su éxito. Entre ellas, el cronograma se destaca por su capacidad de organizar las actividades necesarias, indicando las fechas de inicio y finalización de cada tarea. Esta herramienta no solo asegura el cumplimiento de los plazos y el presupuesto, sino que también optimiza el uso de recursos disponibles y minimiza riesgos asociados a posibles retrasos.

Un proyecto típico se desarrolla en tres fases principales que, aunque interconectadas, persiguen objetivos específicos. La primera es la planificación, etapa clave en la que se definen los objetivos, el alcance, los recursos y las restricciones del proyecto. Durante este proceso, la ingeniería básica se encarga de elaborar planos y especificaciones técnicas preliminares, además de realizar un análisis inicial del presupuesto y un cronograma tentativo. Luego, la ingeniería de detalle se enfoca en el diseño detallado de subsistemas y componentes, evaluando su factibilidad técnica y económica.

La fase de ejecución constituye el segundo gran bloque del proyecto. Aquí se llevan a cabo las actividades concretas para materializar el diseño, como el acondicionamiento del terreno, la construcción de las instalaciones, la adquisición de equipos y su montaje. Una vez completadas estas tareas, se realizan pruebas funcionales, como las de agua, que verifican el correcto funcionamiento de los sistemas.

Por último, la fase de puesta en marcha marca el inicio de las operaciones reales del proyecto. En este periodo, se supervisa y optimiza el rendimiento del sistema hasta que se alcanza su capacidad nominal de operación, cumpliendo con las metas del plan de negocios.

En cuanto a los tiempos, proyectos similares en el ámbito de la ingeniería química requieren un mínimo de 36 meses, considerando tanto la construcción y el montaje como el primer año de operación. Para este caso, se diseñó un cronograma, Figura 6.11, que concentra las actividades principales en los dos primeros años, estableciendo metas a corto y mediano plazo. Este enfoque permite proyectar un tiempo razonable para la puesta en marcha, asegurando que la planta alcance su plena operatividad en el plazo estimado.

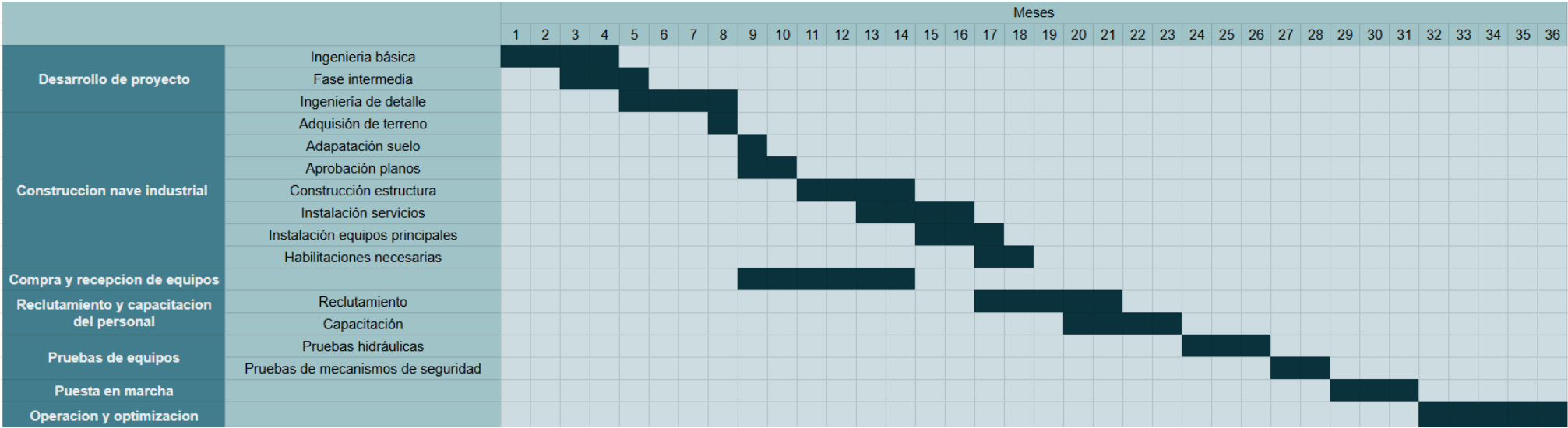


Figura 6.11. Diagrama de Gantt para la ejecución del proyecto.

Bibliografía

- Aguas Santafesinas S.A. (2024). Cuadro tarifario de servicios generales: Resolución N° 585/24 MOP. Aguas Santafesinas S.A. <https://www.aguassantafesinas.com.ar/portal/wp-content/uploads/2024/06/Tarifa-ServiciosGenerales-Res-585-2024.pdf>.
- Aguas Santafesinas S.A. (s.f.). *Transparencia*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.aguassantafesinas.com.ar/portal/transparencia/>
- Business Analytiq. (s.f.). *Caustic soda price index*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/caustic-soda-price-index/>
- ChemOrbis. (s.f.). *ChemOrbis: Plastics News, Prices & Analysis*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.chemorbis.com/en/>
- Empresa Provincial de la Energía de Santa Fe. (2024). Cuadro tarifario completo mensual: Facturación mensual (Tarifa 2 - Grandes demandas). Empresa Provincial de la Energía de Santa Fe.
- Empresa provincial de la energía de Santa Fe. (s.f.). EMPRESA PROVINCIAL DE LA ENERGÍA DE SANTA FE. <https://www.epe.santafe.gov.ar/institucional/>
- Enargas. (2017). Anexo I: Reglamento del Servicio de Distribución de Gas. Resolución N° I-4313/17. Enargas. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.enargas.gob.ar>
- Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS). (2023). *Reglamento de servicio de distribución*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.enargas.gob.ar/secciones/normativa/pdf/reglamento-servicio-distribución-2023.pdf>
- EPE | Grandes Usuarios. (s.f.). EMPRESA PROVINCIAL DE LA ENERGÍA DE SANTA FE. <https://www.epe.santafe.gov.ar/institucional/grandes-usuarios>
- Fatiqyp. (2024). Escalas salariales 2024-2025. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de https://www.ignacioonline.com.ar/wp-content/uploads/2024/11/Fatiqyp-Escalas-2024-25_noviembre-2024.pdf
- Federación Química Argentina. (2024). *Acuerdo paritario*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://federacionquimica.org.ar/wp-content/uploads/2024/09/Acu.Paritario-18-09-2024-13.00.pdf>
- Federación Química Argentina. (2024). *Acuerdos*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://federacionquimica.org.ar/acuerdos/>
- Guo, J., Yu, H., Dong, F., Zhu, B., Huang, W., & Zhang, S. (2017). High efficiency and stability of Au–Cu/hydroxyapatite catalyst for the oxidation of carbon monoxide. *RSC Advances*, 7(72), 45420–45431. <https://doi.org/10.1039/c7ra08781k>
- ICIS. (s.f.). *Explore*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.icis.com/explore/>

- Informes de Expertos. (s.f.). *Mercado de glicerina en América Latina*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.informesdeexpertos.com/informes/mercado-de-glicerina-en-america-latina>
- Laboratory & Production Essentials | Fisher Scientific. (s.f.). *Laboratory & Production Essentials | Fisher Scientific*. <https://www.fishersci.com/us/en/home.html>
- Litoral Gas S.A. (s.f.). *Reglamento para comercios, industrias y entidades*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.litoral-gas.com.ar/site/clientes/comercios-industrias-entidades/reglamento/>
- Litoral Gas S.A. (2024). *Ajuste tarifario noviembre 2024*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.litoral-gas.com.ar/site/media/1757/a2-nov2024.pdf>
- Loh, H. P., Lyons, J., & White, C. W., III. (2002). *Process equipment cost estimation: Final report*. U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory.
- Matche. (n.d.). Vessel equipment costs. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.matche.com/equipcost/Vessel.html>
- Maxwell, C. (2020). *Índices de costos*. Towering Skills. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>
- Mercado de Glicerina en América Latina, Informe 2024-2032 | Tamano, Crecimiento*. (s.f.). Informes de Expertos - Empresa de Investigación de Mercado. <https://www.informesdeexpertos.com/informes/mercado-de-glicerina-en-america-latina>
- Merck Millipore. (s.f.). *Sulfuric acid 95–97.0%*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de https://www.merckmillipore.com/AR/es/product/Sulfuric-acid-95-970-0,MDA_CHEM-100731
- Putrakumar, B., Seelam, P. K., Srinivasarao, G., Rajan, K., Rajesh, R., Rao, K. R., & Liang, T. (2020). *High Performance and Sustainable Copper-Modified Hydroxyapatite Catalysts for Catalytic Transfer Hydrogenation of Furfural*. *Catalysts*, 10(9), 1045. <https://doi.org/10.3390/catal10091045>
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). McGraw-Hill Education.
- QuimiNet. (s.f.). *Precios de glicerina industrial*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.quiminet.com/productos/glicerina-industrial-11623632802/precios.htm>
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. (2016). *Product and process design principles: Synthesis, analysis, and evaluation* (2nd ed.). Wiley. p. [461 - 463].
- University of Manchester. (s.f.). *Índice de costos de plantas químicas (CEPCI)*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.training.itservices.manchester.ac.uk/public/gced/CEPCI.html?reactors/CEPCI/index.html>
- UNEFM. (s.f.). *Estimación de costos y rentabilidad en proyectos industriales*. Recuperado 2 de diciembre de 2024, de <https://unefmdisenodeplantas.wordpress.com/wp-content/uploads/2017/03/estimacion-de-costos-y-rentabilidad.pdf>

Capítulo VII

Sistema de gestión ambiental



Trabajo final de Ingeniería
Química

2024

Resumen ejecutivo

El presente capítulo ha abordado la implementación de un Sistema de Gestión Ambiental (SGA) para la planta productora de ácido láctico a partir de glicerina, con el objetivo de minimizar los impactos ambientales de la planta y garantizar la sostenibilidad a largo plazo del proceso. A través del análisis de los aspectos ambientales relevantes, el cumplimiento de las normativas vigentes, el establecimiento de metas claras y un plan de acción efectivo, se ha desarrollado una estructura sólida para el manejo de los impactos y la mejora continua de las operaciones.

El compromiso con la sostenibilidad se refleja en la integración de prácticas de eficiencia energética, reducción de residuos y aprovechamiento de subproductos, alineándose con los principios de la economía circular. Además, el seguimiento constante del desempeño ambiental y la comunicación transparente con las partes interesadas fortalecerán la reputación de la planta y asegurarán su viabilidad operativa.

A lo largo de este proceso, la capacitación y concientización del personal, así como la revisión periódica del sistema por parte de la alta dirección, son componentes esenciales para garantizar que las operaciones no solo cumplan con los estándares legales, sino que también contribuyan activamente a la mejora del desempeño ambiental. La adopción de un enfoque de mejora continua permitirá a la planta adaptarse a los cambios tecnológicos y a las nuevas demandas del mercado, impulsando la innovación y optimización de los procesos productivos.

En conclusión, la implementación de un SGA robusto y dinámico no solo responde a las exigencias regulatorias, sino que también representa una oportunidad para maximizar la eficiencia de los recursos, reducir el impacto ambiental y posicionar el proyecto como un referente en sostenibilidad dentro de la industria.

7.1. Introducción

El impacto de las actividades industriales sobre el medio ambiente es una preocupación creciente en el ámbito global, lo que ha impulsado a las empresas a adoptar sistemas de gestión ambiental que garanticen un equilibrio entre el desarrollo económico y la protección del entorno. En este contexto, la certificación ISO 14001, que establece los requisitos para un Sistema de Gestión Ambiental (SGA), proporciona un marco estratégico que facilita la identificación, gestión y mitigación de los riesgos ambientales asociados a las actividades de producción. Esta norma, basada en el ciclo PHVA (Planificar-Hacer-Verificar-Actuar), tiene como objetivo la mejora continua del desempeño ambiental, asegurando la conformidad con las normativas legales y la optimización de los recursos, lo cual es esencial para lograr una gestión sostenible en cualquier industria.

Este proyecto, está alineado con los principios de sostenibilidad y economía circular. La glicerina, un subproducto de la producción de biodiésel, es valorizada en este proceso para obtener un producto de alto valor agregado, contribuyendo a la reducción de residuos y promoviendo la reutilización de recursos. La implementación de un SGA basado en la norma ISO 14001 potenciará la eficiencia de los procesos productivos, disminuyendo las emisiones, el consumo de recursos hídricos y energéticos, y la generación de residuos. De este modo, el proyecto no solo maximiza el aprovechamiento de subproductos industriales, sino que también refuerza el compromiso con la protección ambiental y la innovación en procesos sostenibles.

Este enfoque no solo responde a la necesidad de cumplir con las normativas legales y de proteger el medio ambiente, sino que también refuerza el compromiso de la organización con la mejora continua y la sostenibilidad a largo plazo. Al integrar la ISO 14001 en el diseño y operación de la planta, se garantiza que todos los aspectos ambientales sean gestionados adecuadamente, lo que a su vez facilita la optimización de los recursos y mejora la reputación de la empresa ante los clientes, colaboradores y la sociedad en general.

Se basa, además, en los principios de economía circular, al dar un nuevo valor a un subproducto industrial, promoviendo la reducción, reutilización y reciclaje de materiales. La transformación de la glicerina en ácido láctico no solo contribuye a disminuir la huella ambiental de la industria del biodiésel, sino que también genera productos con aplicaciones en sectores como la alimentación, la medicina y los bioplásticos. De esta manera, se avanza hacia un modelo de producción más sostenible, alineado con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS), particularmente aquellos relacionados con la producción y consumo responsables, así como la acción climática.

7.2. Política ambiental

La política ambiental define los principios y compromisos que orientarán las actividades relacionadas con la producción de ácido láctico. Su propósito es garantizar que las operaciones sean sostenibles, cumplan con los requisitos legales aplicables y promuevan prácticas responsables que reduzcan el impacto ambiental. Se fundamenta en los siguientes valores y compromisos:

1. Responsabilidad ambiental: se reconoce el impacto potencial de las operaciones y se asume el compromiso de minimizar cualquier efecto adverso sobre el entorno, priorizando la prevención de la contaminación y la gestión sostenible de los recursos.
2. Cumplimiento legal: se garantiza el estricto cumplimiento de todas las leyes, normativas y requisitos ambientales aplicables, así como de los estándares internacionales de gestión ambiental.

3. Mejora continua: se promueve una cultura de mejora continua mediante la evaluación periódica de los procesos, el establecimiento de objetivos y metas ambientales, y la integración de tecnologías innovadoras y sostenibles.
4. Economía circular: se incorporan principios de economía circular en el proceso productivo, aprovechando la glicerina obtenida como subproducto en la producción de biodiésel, transformándola en materia prima. Este enfoque contribuye a la reducción de residuos y al uso eficiente de los recursos disponibles.
5. Sensibilización y capacitación: se fomenta la conciencia ambiental entre los colaboradores y las partes interesadas, promoviendo prácticas responsables que fortalezcan el desempeño ambiental.
6. Transparencia y participación: se mantiene un diálogo abierto con las partes interesadas, informando sobre el desempeño ambiental y colaborando en la búsqueda de soluciones sostenibles.

En el marco del compromiso de la empresa con el desarrollo sostenible, se asume la responsabilidad de ejecutar todas las actividades vinculadas a la producción de ácido láctico. Esto se hará basándose en principios que aseguren la protección del medio ambiente, el uso eficiente de los recursos y el cumplimiento estricto de las normativas vigentes.

7.3. Identificación de los aspectos ambientales

La identificación de aspectos ambientales permite reconocer las interacciones del proceso con el entorno, evaluar los posibles impactos y definir estrategias de mitigación efectivas. Se describen a continuación los aspectos ambientales clave relacionados con las fases principales del proceso químico.

La reacción química hidrotermal en medio básico implica varios aspectos clave que deben ser gestionados con cuidado. En primer lugar, la necesidad de un suministro significativo de calor para alcanzar las condiciones requeridas necesarias representa un consumo considerable de recursos energéticos. Durante la reacción química, también pueden liberarse gases o vapores secundarios, los cuales deben gestionarse mediante sistemas de captura o neutralización para evitar impactos negativos sobre el ambiente.

La separación flash también presenta varios desafíos ambientales. Uno de los más significativos es el consumo energético, dado que este proceso requiere energía térmica para volatilizar los componentes no deseados.

La neutralización de los productos de la reacción también genera consideraciones ambientales importantes. En esta fase, se utilizan agentes ácidos, los cuales deben ser manipulados y almacenados bajo estrictos controles para prevenir derrames o emisiones accidentales que puedan afectar el medio ambiente. Asimismo, la generación de residuos sólidos como precipitados o sales exige una disposición adecuada, ya que si no se gestionan correctamente, podrían generar impactos negativos en el entorno, como la contaminación del suelo o las fuentes hídricas cercanas.

La destilación, un proceso intensivo en energía térmica, representa otro de los aspectos más críticos dentro del sistema de producción. La eficiencia energética y el origen de la energía utilizada son determinantes en el impacto ambiental global, especialmente en relación con la huella de carbono. Durante esta etapa se generan emisiones gaseosas en forma de vapores que contienen compuestos volátiles. La correcta gestión de los vapores es necesaria para evitar la liberación de sustancias al aire, contribuyendo así a la contaminación atmosférica.

La gestión integral de residuos y riesgos es esencial para minimizar el impacto ambiental a lo largo de todo el proceso. Se generan residuos sólidos y líquidos no valorizables, como impurezas de la glicerina y subproductos derivados de las reacciones químicas. Una disposición inadecuada de estos puede causar contaminación significativa en el suelo y el agua. Por lo tanto, es

fundamental implementar un sistema eficiente de gestión para la clasificación, almacenamiento, tratamiento y disposición, conforme a las normativas ambientales.

Asimismo, la gestión de riesgos asociados a derrames debe ser abordada con prioridad. La manipulación de grandes volúmenes de productos químicos aumenta el riesgo de accidentes. Para mitigar estos riesgos, es indispensable contar con protocolos estrictos de manejo, almacenamiento y contingencia, que incluyan medidas como equipos de contención y sistemas de alarma para prevenir y minimizar los impactos de un posible derrame.

Al abordar estos aspectos ambientales de manera integral, se priorizan las áreas críticas que requieren medidas de mitigación, como la implementación de tecnologías limpias, el tratamiento eficiente de residuos y el diseño de operaciones optimizadas. Este enfoque asegura la sostenibilidad del proceso y su alineación con las normativas ambientales, contribuyendo a una producción responsable y de bajo impacto.

7.4. Cumplimiento legal

Para la planta de producción de ácido láctico que se instalará en la provincia de Santa Fe, Argentina, es esencial cumplir con un conjunto de normativas ambientales tanto a nivel nacional como provincial. A continuación, se detallan las principales leyes que son aplicables a este tipo de actividad industrial:

1. Ley General del Ambiente (Ley 25.675): establece los presupuestos mínimos ambientales a nivel nacional, promoviendo la gestión ambiental y el desarrollo sostenible. Dentro de sus disposiciones, se incluyen requisitos sobre la evaluación de impacto ambiental, lo cual es obligatorio para determinadas actividades industriales que puedan generar efectos negativos sobre el ambiente.
2. Ley 24.051 - Gestión de Residuos Peligrosos: regula la gestión de los residuos peligrosos generados en actividades industriales, incluyendo aquellos productos químicos que serán utilizados en el proceso de producción de ácido láctico. La ley establece los procedimientos para la correcta gestión, transporte y disposición final de estos residuos.
3. Ley 26.188 - Régimen de Protección Ambiental de los Recursos Hídricos: establece las normas para la protección de los recursos hídricos, incluyendo el tratamiento y control de efluentes industriales antes de su vertido a cuerpos de agua. Esta ley es relevante para la planta, ya que deberá cumplir con los requisitos de tratamiento de efluentes derivados de las distintas etapas del proceso.
4. Ley 25.612 - Gestión Integral de Residuos Industriales y de Actividades de Servicio: regula la gestión de los residuos industriales generados, promoviendo prácticas de reducción, reutilización y reciclaje, así como la disposición adecuada de aquellos residuos no aprovechables.
5. Decreto N° 101/03 - Categorización de Actividades Industriales: establece un sistema de categorización de las actividades industriales según su impacto ambiental. La planta de producción de ácido láctico será categorizada según los criterios establecidos, lo que permitirá determinar las exigencias ambientales específicas para el proceso.
6. Regulaciones provinciales en Santa Fe : en la provincia de Santa Fe, la Secretaría de Medio Ambiente es la encargada de la gestión y control ambiental de las actividades industriales. Las empresas deben cumplir con los requisitos de registro, evaluación de impacto ambiental y la implementación de sistemas de gestión ambiental, según lo estipulado por la legislación provincial.

Cumplir con estas normativas es fundamental para minimizar los impactos ambientales y asegurar que el proceso se realice de manera sostenible, contribuyendo a la protección del medio ambiente y al bienestar de la comunidad.

7.5. Impactos ambientales y socioeconómicas

La instalación de una planta para la producción de ácido láctico conlleva una serie de impactos ambientales que deben ser identificados, evaluados y gestionados adecuadamente. Estos impactos se generan en las diferentes etapas del proyecto, desde la selección y preparación del terreno hasta la construcción de la infraestructura y la puesta en marcha de las operaciones. A continuación, se detallan los principales aspectos relevantes.

7.5.1 Impactos ambientales asociados a la instalación de la planta

En lo referido a la instalación de la planta, se pueden destacar varios factores que conlleven a impactos ambientales:

1. Alteración del terreno y ecosistemas locales: la preparación del terreno implica actividades como el desmonte y nivelación, que pueden resultar en la pérdida de vegetación nativa y el desplazamiento de fauna. Además, estas actividades pueden alterar los patrones de drenaje natural, aumentando el riesgo de erosión y afectando la calidad del suelo.
2. Emisiones por actividades de construcción: durante esta etapa, el uso de maquinaria pesada y el transporte de materiales generan emisiones de gases contaminantes, como dióxido de carbono (CO_2), óxidos de nitrógeno (NO_x) y material particulado (PM), que afectan la calidad del aire en la zona.
3. Gestión de residuos de construcción: los residuos sólidos generados incluyen materiales como concreto, metales, plásticos y restos de madera. Sin una gestión adecuada, estos pueden representar un riesgo de contaminación para el suelo y cuerpos de agua cercanos.
4. Impactos por ruido y vibraciones: las actividades de construcción producen elevados niveles de ruido y vibraciones que pueden impactar la fauna circundante y generar molestias para las comunidades locales cercanas al sitio.
5. Alteraciones temporales en la calidad del aire y el agua: el polvo generado durante el movimiento de tierra y la posible fuga de combustibles o aceites de maquinaria pueden afectar negativamente la calidad del aire y de los cuerpos de agua próximos.

7.5.2. Impactos ambientales asociados a la operación de la planta

La operación de la planta representa una fase de impacto continuo debido a las actividades inherentes al proceso productivo. Los principales impactos incluyen:

1. Consumo de recursos naturales y energía: el proceso productivo demanda un elevado consumo de electricidad y combustibles, lo que contribuye a emisiones indirectas de gases de efecto invernadero. También requiere importantes volúmenes de agua para los procesos de enfriamiento y tratamiento, ejerciendo presión sobre los recursos hídricos locales.
2. Emisiones atmosféricas: se generan emisiones de gases residuales y compuestos volátiles durante las etapas de reacción química y destilación. Estos incluyen CO_2 y, en menor medida, gases ácidos, que deben ser controlados mediante sistemas de captura eficientes.
3. Generación de residuos peligrosos: durante la operación, se producen catalizadores agotados que contienen cobre, clasificados como residuos peligrosos según la normativa vigente. Asimismo, los lodos provenientes del tratamiento de aguas residuales pueden contener contaminantes químicos, como ácidos orgánicos y restos de glicerina.
4. Riesgos operativos: el uso de calderas y sistemas a alta presión introduce riesgos de explosión, mientras que el manejo de sustancias inflamables y corrosivas incrementa el potencial de incendios. Estos riesgos requieren estrictos protocolos de seguridad y monitoreo continuo.

5. Vertido de efluentes: las aguas residuales generadas contienen contaminantes orgánicos, como ácido acético, fórmico y oxálico, así como glicerina. Estos parámetros deben ser controlados mediante un tratamiento adecuado para cumplir con los límites de DBO y DQO establecidos por la normativa ambiental antes de su disposición final o reutilización.
6. Manipulación de sustancias peligrosas y derrames: La manipulación de sustancias peligrosas en la planta de producción de ácido láctico conlleva riesgos potenciales como derrames o fugas accidentales. Para mitigar estos impactos, se implementarán medidas de seguridad como el almacenamiento adecuado en áreas específicas con sistemas de contención secundaria, el uso de equipos de protección personal (EPP), y la instalación de sistemas de detección y contención de derrames. Además, se llevarán a cabo capacitaciones periódicas al personal sobre el manejo seguro de sustancias y procedimientos de emergencia.

En caso de un derrame, se activarán los protocolos de respuesta rápida que incluyen la limpieza inmediata y la disposición correcta de los materiales contaminados, garantizando la protección del medio ambiente y la seguridad del personal. Estas acciones están alineadas con las normativas locales e internacionales de seguridad industrial y protección ambiental.

7.5.3. Impactos sociales

Los impactos sociales más significativos por la instalación y operación de una planta química son:

1. Generación de empleo local: la instalación y operación de la planta fomentarán la creación de empleos directos e indirectos. Durante la construcción, se requerirá una considerable mano de obra para obras civiles y montaje de equipos. En la etapa operativa, se generarán puestos técnicos especializados y administrativos, además de dinamizar actividades secundarias como transporte, mantenimiento y servicios generales.
2. Desarrollo de capacidades locales: la planta puede promover programas de formación técnica y capacitación para la población local, aumentando las competencias laborales de los trabajadores y fortaleciendo las oportunidades de empleo en la región.
3. Posibles percepciones y conflictos sociales: a pesar de los beneficios, algunos sectores de la comunidad podrían manifestar preocupaciones relacionadas con los impactos ambientales, riesgos industriales o cambios en el uso del suelo. Una comunicación efectiva y la participación comunitaria serán fundamentales para prevenir tensiones sociales.
4. Condiciones de salud pública: aunque la planta operará bajo estrictas normativas ambientales, la ocurrencia de incidentes como emisiones no planificadas o fugas podría tener implicancias negativas en la calidad del aire y del agua, afectando la salud de los habitantes cercanos.

7.5.4. Impactos económicos

Los impactos sociales más significativos por la instalación y operación de una planta química son:

1. Impulso a la infraestructura local: la inversión en la planta incluirá mejoras en infraestructura básica, como accesos viales, servicios públicos y tecnologías asociadas, que beneficiarán tanto a la industria como a la comunidad.
2. Dinámica económica regional: la operación de la planta incrementará la actividad económica regional mediante la creación de cadenas de suministro y el fortalecimiento de negocios locales que ofrezcan bienes y servicios requeridos en el proceso productivo.
3. Contribución fiscal: el proyecto proporcionará ingresos fiscales mediante el pago de impuestos y tarifas relacionadas, impulsando el financiamiento de iniciativas públicas y de desarrollo regional.

4. Impulso a la competitividad industrial: la producción de ácido láctico posicionará a la región como un referente en la industria química sostenible, promoviendo la diversificación de la economía y la atracción de inversiones en sectores relacionados, como biopolímeros y biotecnología.
5. Riesgos económicos asociados: el proyecto podría enfrentar desafíos financieros derivados de variaciones en los costos de los insumos, fluctuaciones en la demanda del producto final y costos imprevistos relacionados con el cumplimiento de normativas ambientales. Una gestión financiera eficiente será clave para mitigar estos riesgos y asegurar la sostenibilidad económica.

7.6. Objetivos y metas ambientales

Este proyecto tiene como objetivo mitigar los impactos ambientales generados y garantizar la sostenibilidad de la planta a lo largo de su operación. Para ello, es esencial plantear metas específicas, medibles y alcanzables que permitan un monitoreo constante y la adopción de estrategias correctivas si fuese necesario. El establecimiento de estos objetivos y metas está alineado con las regulaciones ambientales vigentes y con las mejores prácticas de la industria.

7.6.1. Evaluación del impacto ambiental

La Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) es el procedimiento obligatorio que permite identificar, predecir, evaluar y mitigar los potenciales impactos que un proyecto de obra o actividad puede causar al ambiente en el corto, mediano y largo plazo; siendo un instrumento que se aplica previamente a la toma de decisión sobre la ejecución de un proyecto (Gobierno de Argentina).

Este proceso técnico - administrativo, de carácter preventivo, está regulado por la Ley n.º 25675, Ley General del Ambiente. Su finalidad es proporcionar a las autoridades ambientales competentes la información necesaria para determinar si un proyecto es viable desde el punto de vista ambiental y cómo debería gestionarse. La decisión de la autoridad se formaliza mediante la emisión de un documento, conocido como Declaración de Impacto Ambiental (DIA) o Certificado de Aptitud Ambiental (CAA), dependiendo de las normativas específicas de cada jurisdicción. Estos documentos, comúnmente denominados “licencias ambientales” en numerosos países, avalan la viabilidad del proyecto (Gobierno de Argentina).

Los principales objetivos de la EIA son determinar la viabilidad ambiental de un proyecto para la toma de una decisión informada. Como así también, promover la transparencia y la participación pública en el proceso de planificación y toma de decisiones, y propiciar la prevención y la adecuada gestión de los potenciales impactos ambientales y sociales asociados a determinados proyectos.

Para la EIA, se empleó la matriz de Leopold modificada, un método cuantitativo desarrollado en 1971. Este sistema está diseñado para identificar y analizar los impactos iniciales que un proyecto puede generar en el entorno natural y social. La matriz se organiza en columnas, que representan las distintas actividades del proyecto, y filas, que agrupan diversos factores ambientales relevantes.

La versión modificada de la matriz de Leopold no solo identifica los impactos, sino que también evalúa su significancia en componentes biofísicos y socioeconómicos. Para ello, se utilizan criterios de evaluación ambiental previamente definidos, que incluyen parámetros semicuantitativos asignados en una escala relativa. Cada interacción entre las actividades del proyecto y los factores ambientales se califica en términos de magnitud, importancia y dirección (positiva o negativa), lo que permite obtener un índice múltiple que combina características cualitativas y cuantitativas del impacto.

La construcción de la matriz implica asignar valores a las interacciones específicas entre actividades y factores ambientales, lo que facilita jerarquizar los impactos según su importancia.

Este proceso permite identificar prioridades para la gestión ambiental y determinar medidas de mitigación o prevención.

Adicionalmente, la matriz modificada mejora la precisión y aplicabilidad del método original, adaptándolo a contextos específicos mediante la incorporación de nuevos factores o escalas ajustadas a las características del proyecto. Esto la convierte en una herramienta versátil para evaluar proyectos complejos, promoviendo un análisis más detallado y un enfoque sistemático en la gestión de los impactos ambientales.

En la Tabla 7.1 se presentan los parámetros empleados en esta evaluación, indicando los valores asignables en cada situación. Tras su determinación, se calculó la "Clasificación ambiental" mediante la Ecuación 7.1, y se estableció el nivel de relevancia de cada impacto potencial utilizando la categorización de la Tabla 7.2. Finalmente, en la Tabla 7.3 se presentan los impactos ambientales potenciales identificados para este proyecto, junto con su evaluación y clasificación correspondiente.

$$Ca = D.Po.(M + E + Du + F + R)$$

Ec. 7.1

Este método de evaluación posee tanto ventajas como limitaciones. Su flexibilidad permite ajustarlo a distintos proyectos y entornos, incorporando parámetros adicionales según sea necesario. Además, ofrece un enfoque integral al considerar aspectos biofísicos y socioeconómicos, facilita la priorización de impactos para la implementación de medidas de mitigación y favorece la comunicación de resultados, promoviendo decisiones informadas. Sin embargo, su aplicación puede verse influenciada por la subjetividad en la asignación de valores, presentar dificultades en proyectos de gran escala y requerir información detallada sobre las actividades y factores ambientales involucrados.

Tabla 7.1. Criterios de evaluación de impactos en la Matriz de Leopold (Muchica Ruiz, J., 2013).

Criterio	Evaluación	Definición
Dirección	Positiva (+)	Beneficio neto para recurso
	Neutra (0)	Ningún beneficio ni perjuicio neto para el recurso
	Negativa (-)	Perjuicio neto para el recurso
Extensión geográfica	Local (1)	Confinado al área directamente perturbada por el proyecto para nuestro caso corresponde al predio del relleno sanitario
	Sub-regional (2)	Sobrepasa las áreas pero está dentro de los límites del área de estudio de la evaluación: corresponde al área total destinada al tratamiento de residuos
	Regional (3)	Se extiende más allá de los límites regionales
Duración	Corto plazo (1)	Menos de 1 año
	Plazo medio (2)	Entre 1 y 5 años
	Largo plazo (3)	Más de 5 años
Magnitud	Ninguna (0)	No se prevé ningún cambio
	Baja (1)	Se pronostica que la perturbación será algo mayor que las condiciones típicas existentes.
	Mediana (2)	Se pronostica que los efectos están considerablemente por encima de las condiciones típicas existentes, pero sin exceder los criterios establecidos en los límites permisibles o causan cambios en los parámetros económicos, sociales, biológicos bajo los rangos de variabilidad natural o tolerancia social.
	Alta (3)	Los efectos predecibles exceden los criterios establecidos o límites permitidos asociados con efectos adversos potenciales o causan un cambio detectable en parámetros sociales, económicos, biológicos, más allá de la variabilidad natural o tolerancia social.
Frecuencia	Continua (4)	Ocurrirá continuamente
	Aislada (3)	Confinado a un periodo específico
Frecuencia	Periodica (2)	Ocurre intermitente pero repetidamente
	Ocasional (1)	Ocurre rara vez
	Accidental (0)	Poco probable
Probabilidad de ocurrencia	Baja (0,1 - 0,3)	Poco probable
	Media (0,4 - 0,7)	Posible o probable
	Alta (0,8 - 1)	Cierta
Reversibilidad	Corto plazo (0)	Puede ser revertido en un año o menos
	Plazo medio (1)	Puede ser revertido en más de un año, pero menos de diez
	Largo plazo (2)	Puede ser revertido en más de diez años
	Irreversible (3)	Efectos permanentes

Tabla 7.2. Rangos de valor de la importancia de los impactos, (Muchica Ruiz, J., 2013).

Rango de valor				Código de color
15	a	10,1	Altamente positivo	
10	a	5,1	Moderadamente positivo	
5	a	0	Levemente positivo	
-0,1	a	-5	Levemente negativo	
-5,1	a	-10	Moderadamente negativo	
-10,1	a	-15	Altamente negativo	

Tabla 7.3. Matriz de aspectos e impactos ambientales del proceso

Aspectos ambientales	Identificación	Impactos ambientales asociados	Evaluación de la significancia del impacto							Clasificación ambiental
			D	Po	M	E	Du	F	R	
Consumo de recursos naturales	Agua	Agotamiento del recurso hídrico local	-1	0,4	1	2	2	2	1	-3,2
Generación de residuos líquidos	Aguas residuales	Aumento de la DBO y DQO en cuerpos receptores	-1	0,8	2	2	2	4	1	-8,8
Generación de residuos sólidos	Subproductos sólidos de neutralización (sales)	Necesidad de disposición adecuada para evitar contaminación de suelos y cuerpos de agua.	-1	0,4	1	2	2	2	1	-3,6
	Catalizadores	Generación de residuos peligrosos al finalizar su vida útil	-1	0,7	3	2	2	2	1	-7
Emisiones gaseosas	CO ₂ durante neutralización	Contribución al cambio climático por emisiones de gases de efecto invernadero	-1	0,8	2	2	2	4	1	-8,8
Consumo energético	Energía térmica para destilación	Incremento en emisiones indirectas de CO ₂ por uso de combustibles fósiles para generación de calor	-1	0,7	2	2	2	4	1	-7,7
Riesgo de manejo de materiales	Derrames de glicerina o productos químicos	Posible contaminación del suelo y cuerpos de agua, además de riesgos para la seguridad del personal	-1	0,3	3	2	2	0	2	-2,7

7.6.2. Medidas de mitigación y metas ambientales

Las medidas de mitigación planteadas para este proyecto están enfocadas en minimizar los impactos ambientales derivados de la operación de la planta.

En primer lugar, se implementarán tecnologías avanzadas para el control de las emisiones, específicamente en las etapas de reacción química y destilación, con el objetivo de reducir las emisiones de gases contaminantes como el dióxido de carbono (CO₂). Se incorporarán sistemas de captura de gases y de tratamiento que permitirán disminuir significativamente el impacto de las emisiones atmosféricas. Se plantea una reducción del 20 % en las emisiones atmosféricas en los primeros tres años de operación mediante la implementación de tecnologías de captura y tratamiento de gases y la mejora en la eficiencia energética del proceso.

En cuanto al consumo de agua, se instalarán sistemas de recirculación y optimización en las fases de enfriamiento y tratamiento de efluentes. Esto permitirá reducir la demanda de agua en un 15 % en los primeros tres años de operación, lo que también contribuirá a la gestión sostenible del recurso hídrico. Además, se garantizará que el agua reciclada cumpla con los estándares de calidad requeridos para su reintroducción al proceso o su disposición adecuada.

La gestión de residuos también es una prioridad. Se aplicarán prácticas de economía circular, con un enfoque en la minimización, reutilización y reciclaje de los residuos sólidos y líquidos generados en el proceso. Se asegurará que los residuos peligrosos, como los derivados del catalizador de cobre, sean manejados conforme a las normativas vigentes, minimizando los riesgos para la salud pública y el ambiente. Por lo tanto, el objetivo es disminuir la generación de residuos sólidos y líquidos en un 25 % en los primeros tres años.

En cuanto al consumo energético, se implementarán tecnologías de eficiencia energética, tales como intercambiadores de calor de alta eficiencia, con el fin de reducir el consumo energético en un 10 % durante los primeros tres años de operación. Esto no solo contribuirá a la sostenibilidad del proyecto, sino que también disminuirá las emisiones indirectas de CO₂ derivadas del uso de energía de la red. Además, se garantizará el cumplimiento de todas las normativas ambientales vigentes, con el compromiso de obtener una certificación de cumplimiento ambiental en el primer año de operación.

Por último, se garantizará el cumplimiento de las normativas ambientales vigentes en Argentina, ajustándose a las leyes y regulaciones aplicables, como la Ley General del Ambiente (Ley 25.675) y la Ley de Gestión de Residuos Peligrosos (Ley 24.051). El proyecto se propone obtener una certificación de cumplimiento ambiental para la planta dentro del primer año de operación.

Estos lineamientos no solo establecen las acciones necesarias para mitigar el impacto ambiental, sino que también proporcionan un marco para el monitoreo y la evaluación continua del desempeño ambiental. Esto permitirá aplicar acciones correctivas y mejorar constantemente el sistema de gestión ambiental.

7.7. Plan de acción

Proporciona las directrices necesarias para lograr una operación eficiente, sostenible y responsable en términos ambientales, optimizando el uso de recursos, reduciendo impactos y garantizando el cumplimiento de la normativa vigente. La implementación efectiva de estas estrategias permitirá avanzar hacia los objetivos ambientales propuestos y contribuir a la sostenibilidad del proyecto.

7.7.1. Estrategias para reducir las emisiones de gases contaminantes

Para reducir las emisiones de gases contaminantes, se implementarán sistemas avanzados de captura y tratamiento, como depuradores y filtros de carbono, destinados a minimizar la liberación

de compuestos orgánicos volátiles (COV) y otros contaminantes atmosféricos. En simultáneo, se optimizarán los procesos térmicos y de destilación para disminuir las emisiones y maximizar la eficiencia en el consumo de energía. Como parte de estas mejoras, se evaluará la integración de energías renovables, como solar o biomasa, para cubrir parcialmente las necesidades energéticas de la planta. Además, se establecerán procedimientos para el monitoreo continuo de las emisiones, garantizando el cumplimiento de los límites normativos y permitiendo la implementación de acciones correctivas oportunas cuando sea necesario.

7.7.2. Estrategias para la gestión y reducción de residuos industriales

Para gestionar y reducir los residuos industriales en el proyecto, se implementarán diversas estrategias enfocadas en la minimización, reutilización y correcta disposición de los mismos. En primer lugar, se fomentará la adopción de procesos optimizados en las etapas de reacción y separación, utilizando tecnologías avanzadas que permitan reducir la cantidad de residuos generados y maximizar la eficiencia en la purificación de los productos. Además, los residuos producidos, incluidos los subproductos de la reacción, se gestionarán bajo principios de economía circular, priorizando su reutilización en otros procesos industriales o su valorización energética para contribuir a la sostenibilidad.

Al mismo tiempo, se desarrollará un programa integral de capacitación dirigido al personal. El programa estará enfocado en garantizar el manejo adecuado de los residuos industriales según las normativas vigentes, promoviendo prácticas responsables que minimicen riesgos ambientales y aseguren el cumplimiento legal.

7.7.3. Estrategias para la eficiencia en el uso de recursos hídricos

Se desarrollarán estrategias orientadas a la recirculación, tratamiento y monitoreo del agua, para optimizar el uso de recursos hídricos en el proceso de producción. Se implementarán sistemas de recirculación en los procesos de enfriamiento y tratamiento, incluyendo torres de enfriamiento de circuito cerrado y sistemas de filtración eficientes, lo que permitirá reducir significativamente el consumo de agua fresca. Asimismo, se instalarán plantas de tratamiento de aguas residuales que cumplirán con los estándares legales y ambientales, favoreciendo la reutilización del agua procesada dentro del sistema productivo. Complementariamente, se utilizarán sensores para monitorear el consumo de agua en tiempo real, lo que facilitará la identificación de áreas de ineficiencia y posibles fugas, permitiendo una gestión más precisa y sostenible de este recurso esencial.

7.7.4. Estrategias para la reducción del consumo energético

Se propone un conjunto de estrategias integradas para optimizar los recursos y garantizar la sostenibilidad del proceso, promoviendo la reducción del consumo energético en el proyecto. La implementación de tecnologías avanzadas, como intercambiadores de calor y sistemas de cogeneración, permitirá mejorar la eficiencia energética en etapas críticas del proceso, como la destilación y la reacción química hidrotermal. Estas tecnologías aprovecharán una única fuente de combustible para generar simultáneamente electricidad y calor útil, reduciendo significativamente la pérdida energética y optimizando los recursos disponibles.

Además, se priorizará la incorporación de equipos de bajo consumo energético y la evaluación de fuentes renovables, como la biomasa o la energía solar, para cubrir parte de la demanda energética de la planta. Estas alternativas complementarán el sistema de cogeneración, disminuyendo aún más la dependencia de combustibles convencionales y reduciendo el impacto ambiental asociado.

Como parte de un enfoque integral, se implementará un programa de auditorías energéticas periódicas para evaluar el desempeño energético, identificar oportunidades de mejora y aplicar

acciones correctivas de manera continua. Este planteamiento no solo busca minimizar los impactos ambientales, sino también optimizar los costos operativos a largo plazo, asegurando una operación eficiente y sostenible.

7.7.5. Estrategias para garantizar el cumplimiento de la normativa ambiental

Se plantean diversas estrategias enfocadas en la prevención y control de impactos ambientales, para garantizar el cumplimiento de la normativa ambiental en el proyecto. En primer lugar, se desarrollará un estudio de impacto ambiental exhaustivo antes de la construcción de la planta. Este análisis permitirá identificar los riesgos asociados a los procesos y definir medidas de mitigación para minimizar los efectos negativos durante la operación. Asimismo, se gestionará de manera integral el cumplimiento de los permisos y registros ambientales, asegurando que las actividades se ajusten a la legislación vigente, como la Ley General del Ambiente (Ley 25.675) y la Ley de Gestión de Residuos Peligrosos (Ley 24.051).

Para mantener un control continuo, se implementará un programa de auditorías ambientales internas y externas. Estas revisiones periódicas permitirán verificar el cumplimiento de los estándares legales y ambientales, así como de los objetivos planteados, facilitando la adopción de acciones correctivas de ser necesario. Este enfoque integral no solo asegura la conformidad legal, sino que también refuerza el compromiso del proyecto con una operación ambientalmente responsable.

7.8. Procedimientos operativos

Los procedimientos operativos ambientales (POA) son fundamentales para asegurar que las prácticas en la planta se realicen de manera eficiente y conforme a las normativas vigentes. Estos procedimientos definen las acciones a seguir en diferentes etapas del proceso productivo para mitigar los impactos ambientales, asegurar el cumplimiento de la legislación y promover la mejora continua.

Estos procedimientos operativos deben ser implementados de forma rigurosa y revisados periódicamente para asegurar la mejora continua en la gestión ambiental de la planta, en cumplimiento con los objetivos y metas establecidos. Además, se debe involucrar a todos los niveles de la organización en su ejecución, promoviendo una cultura ambiental responsable.

7.8.1. Procedimiento de gestión de emisiones gaseosas

El procedimiento de gestión de emisiones gaseosas tiene como objetivo principal reducir y controlar las emisiones atmosféricas generadas durante las etapas de reacción química y destilación en el proceso. Para lograrlo, se implementarán diversas acciones clave. En primer lugar, se instalarán sistemas de captura de emisiones, como depuradores y filtros, que permitirán atrapar los contaminantes antes de que sean liberados al ambiente. Estos sistemas estarán sujetos a un mantenimiento regular para garantizar su funcionamiento eficiente a lo largo del tiempo.

Además, se implementará un sistema de medición continua de la concentración de contaminantes en los gases de salida, lo que permitirá monitorear en tiempo real las emisiones y asegurar que no superen los límites establecidos por la normativa vigente.

También se adoptarán tecnologías de combustión eficiente para reducir las emisiones generadas por los procesos térmicos, y se evaluará el uso de energías renovables para complementar la demanda energética de la planta, lo que contribuirá a disminuir el impacto ambiental.

Finalmente, se desarrollará un procedimiento específico para el manejo de emergencias, en caso de fugas de gases o fallas en los sistemas de captura, garantizando una respuesta rápida y eficaz que minimice los riesgos y efectos adversos para el medio ambiente y la seguridad

operativa. Este enfoque integral ayudará a cumplir con los estándares de emisiones establecidos y a mantener la sostenibilidad del proceso productivo.

7.8.2. Procedimiento de gestión de residuos

El procedimiento de gestión de residuos tiene como fin principal reducir la cantidad de residuos generados y asegurar su adecuada disposición o valorización. Para lograrlo, se llevarán a cabo diversas acciones estratégicas en cada etapa del proceso de producción.

Se implementará un sistema para clasificar y separar los residuos en función de su naturaleza, lo que facilitará su manejo adecuado y la aplicación de técnicas de reciclaje y valorización. Los residuos peligrosos, como los productos químicos no deseados, serán gestionados de acuerdo con las regulaciones establecidas por la Ley de Gestión de Residuos Peligrosos (Ley 24.051), garantizando que sean almacenados de manera segura.

Asimismo, se explorarán métodos para aprovechar los residuos generados, ya sea mediante su reutilización en otros procesos industriales o su conversión en energía, con el objetivo de minimizar la cantidad de residuos finales. Se establecerán procedimientos específicos para tratar tanto los residuos reciclables como los no reciclables de manera eficiente y responsable.

Por otra parte, se pondrá en marcha un programa de formación continua para el personal encargado de la gestión de residuos, asegurando que todos los colaboradores estén capacitados para aplicar las mejores prácticas en el manejo y disposición de los residuos, contribuyendo a un manejo más eficiente y sostenible en el marco de la normativa ambiental.

7.8.3. Procedimiento de gestión del agua

El objetivo principal de este procedimiento es optimizar el uso del agua y mitigar el impacto de los efluentes generados durante el proceso de producción. Para alcanzar esta meta, se implementarán diversas estrategias que permitan una gestión eficiente de los recursos hídricos.

Una de las acciones clave será la instalación de sistemas de recirculación y reutilización de agua, especialmente en las fases de enfriamiento y tratamiento, para maximizar el uso del agua disponible y reducir la necesidad de agua fresca. Además, se llevará a cabo la instalación de estaciones de tratamiento de efluentes, que asegurarán que el agua reciclada cumpla con los estándares de calidad exigidos antes de ser reintroducida al proceso o descartada adecuadamente.

La medición continua del consumo de agua será esencial para identificar áreas de mejora y posibles fugas o pérdidas en el sistema. Para ello, se utilizarán tecnologías de monitoreo en tiempo real, lo que permitirá una detección temprana y una respuesta rápida.

Finalmente, se implementarán procedimientos específicos para el manejo adecuado de aguas residuales, garantizando el cumplimiento de las normativas locales e internacionales vigentes, con el fin de asegurar que los efluentes sean tratados correctamente y no representen una amenaza para el medio ambiente.

7.8.4. Procedimiento de control de consumo energético

Para reducir el consumo de energía a lo largo del proceso productivo, se implementarán diversas acciones orientadas a mejorar la eficiencia y optimizar el uso de los recursos energéticos. En primer lugar, se instalarán sistemas de control energético, que permitirán un monitoreo continuo del consumo de energía en cada unidad operativa, facilitando la detección de áreas con potencial de mejora.

Además, se llevará a cabo el reemplazo de equipos de alta demanda energética por alternativas que ofrezcan un consumo reducido y mayor eficiencia. Esto contribuirá a minimizar el uso de energía en el proceso. La optimización de procesos térmicos y de destilación será otro componente clave, implementando mejoras en intercambiadores de calor y sistemas de

cogeneración, con el fin de aprovechar de manera más eficiente la energía generada durante las etapas críticas del proceso.

Por último, se establecerán procedimientos de revisión y auditoría energética periódica para evaluar el desempeño energético y detectar oportunidades adicionales de mejora, asegurando que se mantenga una operación eficiente a largo plazo.

7.8.5. Procedimiento de cumplimiento normativo y auditorías

El procedimiento de cumplimiento normativo se establecerá con el fin de garantizar la adherencia a las regulaciones ambientales y evaluar el desempeño del sistema. Primero, se realizará una revisión continua de la legislación ambiental aplicable a nivel nacional y provincial, integrando estos requerimientos en todos los procesos operativos de la planta. Esta vigilancia normativa se llevará a cabo de manera constante, asegurando que la planta opere en conformidad con la legislación vigente.

De manera complementaria, se implementará un programa de auditorías ambientales internas para verificar que se cumplan las metas y objetivos ambientales definidos. Esta evaluación periódica permitirá identificar desviaciones y tomar acciones correctivas inmediatas cuando sea necesario, de modo que el cumplimiento de los estándares ambientales se mantenga de forma continua.

Finalmente, se establecerá un procedimiento para la elaboración de informes de sostenibilidad, que serán divulgados conforme a las normativas locales. Estos informes reflejarán el cumplimiento de los requisitos legales y proporcionarán transparencia en cuanto a las acciones ambientales realizadas durante el proceso productivo.

7.8.6. Procedimiento de respuesta ante emergencias ambientales

El procedimiento de respuesta ante emergencias ambientales se implementará con el objetivo de minimizar los riesgos y el impacto de posibles incidentes ambientales, como derrames o fugas de sustancias químicas. Para ello, se desarrollarán planes de emergencia detallados y protocolos de actuación, que guiarán al personal en el manejo de accidentes que puedan involucrar sustancias peligrosas o emisiones contaminantes.

Se procederá con la instalación de equipos de contención y respuesta rápida, como barreras y absorbentes, para limitar los daños ambientales en caso de derrames o fugas. Estos equipos se posicionarán estratégicamente en áreas clave de la planta para facilitar una acción inmediata.

Además, se llevará a cabo una capacitación periódica del personal en procedimientos de emergencia, manejo de materiales peligrosos y evacuación en caso de ser necesario. La formación permitirá que todos los miembros del equipo estén preparados para actuar de manera efectiva y rápida frente a cualquier contingencia.

Finalmente, se realizarán simulacros regulares para evaluar la efectividad de los planes de emergencia, asegurando que todos los procedimientos sean adecuados y que el personal esté completamente familiarizado con ellos, garantizando una respuesta eficiente y coordinada en situaciones críticas.

7.9. Capacitación y concientización

La capacitación y concientización ambiental son aspectos fundamentales para asegurar el éxito de un Sistema de Gestión Ambiental (SGA) en la empresa. Un personal bien formado no solo garantiza el cumplimiento de las normativas ambientales, sino que también promueve una cultura organizacional orientada a la sostenibilidad y el respeto por el medio ambiente. Es esencial que todo el personal, desde operarios hasta directivos, comprenda su papel dentro del sistema y las prácticas necesarias para minimizar el impacto ambiental de las operaciones.

El entrenamiento continuo en prácticas sostenibles fomenta una actitud proactiva frente a los retos ambientales, lo cual es clave para mejorar el desempeño ambiental de la planta. Al asegurar que los trabajadores estén al tanto de las mejores prácticas en gestión de residuos, uso eficiente de agua y energía, y manejo de emergencias ambientales, se fortalece el cumplimiento de los objetivos de sostenibilidad establecidos, alineándose con los principios de la economía circular y la producción responsable. La norma ISO 14001 resalta que la competencia del personal es un factor crucial para el buen funcionamiento de un SGA, y debe incluir tanto conocimientos teóricos como prácticos sobre la gestión ambiental.

Los módulos de capacitación deben ser adaptados a las necesidades específicas del personal y del proceso industrial. Algunas de las áreas clave que deben ser cubiertas en los módulos educativos son:

1. Introducción a la norma ISO 14001 y la sostenibilidad: capacitar al personal sobre los principios de sostenibilidad y los requisitos de la norma, enfocándose en la importancia de la gestión ambiental para la organización y el impacto positivo de la economía circular.
2. Gestión de residuos y reciclaje: enseñar prácticas adecuadas para la clasificación y disposición de residuos, enfocándose en la reducción, reutilización y reciclaje de los materiales generados durante la producción.
3. Uso eficiente del agua y energía: proporcionar estrategias y mejores prácticas para reducir el consumo de agua y energía, así como optimizar los procesos de recirculación y tratamiento de efluentes.
4. Cumplimiento normativo: formar al personal en la comprensión de las normativas ambientales locales y nacionales que rigen la planta, asegurando que todos los procesos estén alineados con la legislación vigente.
5. Respuestas a emergencias ambientales: instruir al personal sobre cómo actuar correctamente en caso de accidentes ambientales, como derrames de productos químicos o fallos en el sistema de tratamiento de efluentes.

Además, se debe promover un enfoque integral de aprendizaje que combine teoría, prácticas simuladas y evaluaciones periódicas. Esto asegurará que los empleados estén bien preparados para implementar las políticas ambientales y contribuir a los objetivos de sostenibilidad de la planta. Programas como los ofrecidos por plataformas de formación online, como Alison y BSI, son una excelente opción para fortalecer las competencias ambientales del personal, y ofrecen materiales educativos que incluyen el ciclo PDCA, la gestión de riesgos ambientales y la identificación de aspectos ambientales.

7.10. Control de operación

El control de operación desempeña un papel crucial en la eficiencia y efectividad del Sistema de Gestión Ambiental (SGA) implementado en la planta. Este proceso garantiza que las actividades industriales se alineen con los objetivos ambientales establecidos, minimizando los impactos negativos sobre el medio ambiente y cumpliendo con las normativas vigentes. La clave del control operativo radica en la implementación de procedimientos específicos para monitorear y ajustar las condiciones de operación de manera continua.

Para lograrlo, se deben utilizar indicadores clave de desempeño (KPI) relacionados con el uso de recursos naturales, las emisiones, la generación de residuos y el tratamiento de efluentes. Estos indicadores son herramientas esenciales para evaluar la eficacia de las operaciones y detectar posibles desviaciones de los parámetros establecidos. Los valores objetivos para cada uno de estos indicadores deben ser definidos con base en los impactos ambientales más críticos identificados durante el análisis preliminar y deben estar alineados con los objetivos del SGA.

Es fundamental que el personal encargado de las operaciones esté debidamente capacitado para aplicar los procedimientos operativos estándar y responder de manera adecuada ante

situaciones que puedan afectar la eficiencia del sistema de control. Además, el uso de tecnología avanzada, como sistemas automatizados de monitoreo, puede optimizar el seguimiento de los indicadores ambientales y proporcionar información en tiempo real para tomar decisiones informadas.

La recopilación periódica de datos y su análisis comparativo con los umbrales establecidos son pasos esenciales para asegurar la correcta ejecución de los procedimientos. Este enfoque preventivo permite ajustar las operaciones antes de que se presenten problemas significativos, contribuyendo a la mejora continua de los procesos productivos. De esta forma, el control de operación no solo contribuye al cumplimiento de la legislación ambiental, sino que también impulsa la eficiencia operativa y la sostenibilidad a largo plazo del proyecto.

7.11. Comunicación externa

La comunicación externa juega un papel fundamental en la transparencia y el compromiso ambiental de la compañía. Una adecuada estrategia de comunicación no solo facilita el cumplimiento de la normativa, sino que también fortalece la reputación de la empresa frente a la sociedad, los reguladores y otros grupos de interés. Además, contribuye a establecer una relación de confianza con las partes interesadas, incluyendo comunidades locales, autoridades ambientales, clientes y consumidores, quienes buscan garantizar que los procesos industriales se desarrollen de manera responsable y sostenible.

La divulgación de información sobre el desempeño ambiental de la planta debe ser periódica y accesible. Publicar informes de sostenibilidad es una herramienta clave en este sentido. Estos informes deben detallar de manera clara y precisa los avances alcanzados en términos de reducción de emisiones, consumo de recursos, gestión de residuos y otros aspectos relevantes del sistema de gestión ambiental. Asimismo, deben incluir datos sobre las acciones emprendidas para mitigar impactos negativos y las metas alcanzadas en el marco de los objetivos ambientales establecidos.

Aún así, la comunicación debe extenderse más allá de la entrega de informes formales, incorporando también otros canales como las redes sociales, sitios web corporativos, y comunicaciones directas con las partes interesadas. Esto permite que la información fluya de manera constante y accesible, manteniendo el diálogo abierto con la comunidad y los reguladores. De igual forma, la empresa puede aprovechar estos medios para promover su compromiso con la sostenibilidad y destacar sus iniciativas innovadoras, como el aprovechamiento de residuos para la producción de ácido láctico, que se inscribe en la economía circular.

En este contexto, es importante también responder de manera efectiva a consultas y preocupaciones del público, estableciendo mecanismos claros para gestionar las quejas y reclamos relacionados con el impacto ambiental de las operaciones. La transparencia en la comunicación y la disposición para colaborar con la comunidad y otras partes interesadas contribuyen a consolidar la imagen de la planta como una entidad responsable y comprometida con el bienestar social y ambiental.

7.12. Monitoreo y evaluación

El monitoreo y la medición del desempeño ambiental son esenciales para evaluar la eficacia del Sistema de Gestión Ambiental y garantizar el cumplimiento de los objetivos establecidos. Estas actividades permiten identificar posibles desviaciones en los procesos, evaluar la efectividad de las acciones correctivas y tomar decisiones informadas para mejorar el desempeño ambiental de la planta de producción de ácido láctico a partir de glicerina desechada.

El monitoreo debe ser continuo y estar basado en indicadores clave de desempeño previamente definidos. Estos indicadores deben ser medidos de manera regular, utilizando equipos y tecnologías adecuadas que aseguren la precisión y confiabilidad de los datos obtenidos.

El proceso de medición debe ir más allá de la simple recopilación de datos. Es fundamental que estos resultados sean comparados con los objetivos y metas previamente establecidos para evaluar si se están alcanzando los niveles de desempeño deseados. Las mediciones también deben ser documentadas y almacenadas para su análisis a largo plazo, lo que permite identificar tendencias y áreas de oportunidad para la mejora continua.

Es importante que el monitoreo se extienda a todas las etapas del proceso productivo, desde la reacción química hasta la destilación, pasando por la separación flash y la neutralización, dado que en cada una de estas fases pueden generarse impactos ambientales relevantes. Es fundamental, por lo tanto, que cada uno de estos procesos esté bajo una vigilancia constante para garantizar que los impactos se mantengan dentro de los límites permisibles y que las metas de sostenibilidad sean alcanzadas.

Finalmente, los resultados del monitoreo y las mediciones deben ser evaluados en el marco de auditorías internas, que permitirán comprobar la conformidad con los requisitos ambientales establecidos. Esto facilita la identificación de oportunidades de mejora y asegura que el SGA se mantenga alineado con los principios de mejora continua establecidos en la norma ISO 14001.

7.13. Revisión por la Dirección

La revisión por la Dirección es un proceso clave en la gestión ambiental de la planta, ya que garantiza que el Sistema de Gestión Ambiental esté alineado con los objetivos estratégicos de la empresa y que se mantenga en continuo mejoramiento. Esta revisión tiene como objetivo evaluar la efectividad del sistema, identificar oportunidades de mejora y asegurar que las decisiones tomadas se basen en datos confiables y relevantes.

En el marco de la ISO 14001, la alta dirección es responsable de evaluar el desempeño del SGA de manera periódica, tomando en cuenta los resultados del monitoreo y las auditorías internas. Durante estas revisiones, se analizan los indicadores clave de desempeño, los informes de sostenibilidad, los informes de auditoría interna y las incidencias ambientales ocurridas, con el fin de determinar si se están alcanzando los objetivos establecidos y si es necesario realizar ajustes en las políticas o procedimientos operativos.

Es fundamental que la alta dirección tome decisiones basadas en hechos y datos objetivos, utilizando los resultados obtenidos de las mediciones y monitoreos del desempeño ambiental. De esta forma, se puede garantizar la alineación entre los objetivos del SGA y la evolución de los procesos productivos, fomentando la mejora continua. La revisión por la dirección debe considerar las posibles repercusiones de las elecciones en la viabilidad a largo plazo del proyecto, fomentando la adopción de medidas que no solo sean económicamente viables, sino también responsables desde el ámbito ambiental.

Asimismo, este proceso permite que la dirección establezca las prioridades para el próximo período, defina nuevas metas si es necesario y asigne los recursos adecuados para la implementación de las acciones correctivas y preventivas que sean identificadas. Al final del proceso, se debe generar un informe de revisión que detalle los aspectos evaluados y las decisiones tomadas, el cual servirá de base para la mejora continua del SGA y el cumplimiento de los principios de sostenibilidad y eficiencia operacional de la planta.

7.14. Mejora continua

La mejora continua es un principio clave en la gestión ambiental, y su implementación dentro del Sistema de Gestión Ambiental es fundamental para garantizar el rendimiento óptimo y la sostenibilidad a largo plazo del proceso. Este enfoque se basa en el ciclo iterativo de Planificar, Hacer, Verificar y Actuar (PHVA), el cual proporciona una estructura dinámica para la evaluación y mejora constante de los procesos, como se muestra en la Figura 7.1.

- **Planificar:** en esta fase, se establecen los objetivos y metas ambientales en consonancia con la política ambiental de la organización. Esto incluye definir las acciones necesarias para reducir los impactos negativos en el medio ambiente y promover la eficiencia en el uso de los recursos, como la reducción de emisiones, la optimización del consumo de agua y energía, y la minimización de residuos. En este punto, se planifican los procedimientos operativos y los recursos necesarios para alcanzar los objetivos establecidos.
- **Hacer:** se procede a implementar las acciones de acuerdo con lo establecido. En el caso de esta planta, esto incluye la ejecución de los procesos de reacción química, separación flash, neutralización y destilación conforme a los planes previamente definidos, con un enfoque en la eficiencia y la reducción de impactos ambientales.
- **Verificar:** se lleva a cabo el monitoreo y la medición del desempeño ambiental a través de indicadores clave de desempeño y auditorías internas. Se verifica si los procesos están alineados con los objetivos y si se están alcanzando los resultados esperados en cuanto a la reducción de impactos, el uso eficiente de los recursos y el cumplimiento de los requisitos legales. Esta fase permite identificar desviaciones y áreas de oportunidad para mejorar el sistema.
- **Actuar:** basándose en los resultados obtenidos en la fase anterior, se implementan acciones correctivas y preventivas para mejorar el desempeño ambiental. Las medidas adoptadas pueden incluir la modificación de los procedimientos operativos, la actualización de los objetivos ambientales o la incorporación de nuevas tecnologías más sostenibles. Este ciclo se repite continuamente, asegurando la mejora progresiva de los procesos productivos y el cumplimiento de los principios de sostenibilidad.

El modelo PHVA proporciona un marco estructurado que facilita la implementación efectiva de la mejora continua dentro del SGA. Permite una evaluación constante, adaptabilidad a cambios y optimización a largo plazo, lo que es esencial para mantener el cumplimiento con las normativas ambientales y para fomentar la eficiencia operativa. Este ciclo iterativo de mejora no solo responde a los desafíos inmediatos, sino que prepara a la planta para futuras innovaciones tecnológicas y un mayor compromiso con la sostenibilidad.

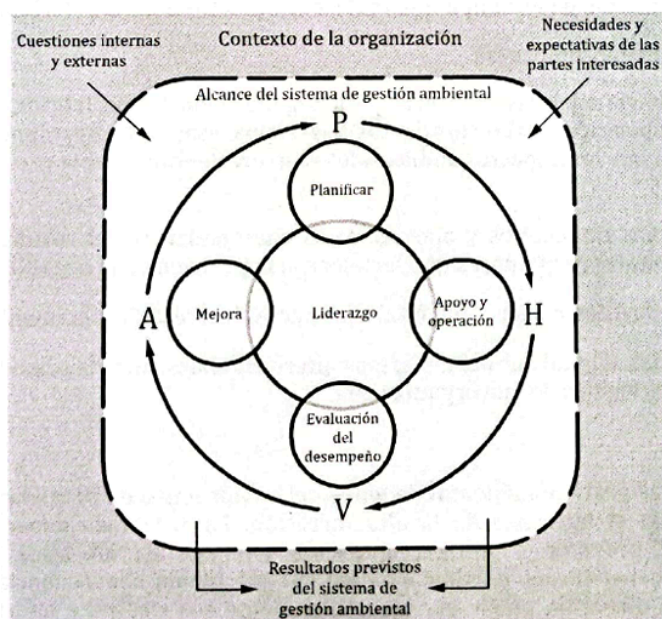


Figura 7.1. Ciclo de mejora continua PHVA (IRAM, 2015).

Bibliografía

- Alison. (s.f.). *ISO 14001:2015 - Environmental Management Systems (EMS)*. Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://alison.com/course/iso-14001-2015-environmental-management-systems-ems>
- BSI Group. (s.f.). *ISO 14001 Environmental Management Training*. Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://www.bsigroup.com/en-US/training-courses/iso-14001-environmental-manag>
- Eurofins Environment. (s.f.). *¿Para qué sirve la norma ISO 14001?* Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://www.eurofins-environment.es/es/la-norma-iso-14001-sirve/>
- FDIS ISO 14001. (s.f.). *FDIS ISO 14001*. Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://www.nueva-iso-14001.com/pdfs/FDIS-14001.pdf>
- Gobierno de Argentina. (s. f.). *Evaluación de impacto ambiental*. Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sostenible. Recuperado el 4 de diciembre de 2024, de [https://www.argentina.gob.ar/ambiente/desarrollo-sostenible/evaluacion-ambiental/evaluacion-d](https://www.argentina.gob.ar/ambiente/desarrollo-sostenible/evaluacion-ambiental/evaluacion-de-impacto-ambiental)
[e-impacto-ambiental](https://www.argentina.gob.ar/ambiente/desarrollo-sostenible/evaluacion-ambiental/evaluacion-de-impacto-ambiental)
- Gobierno de la Provincia de Santa Fe. (2002). *Registro de actividades ambientales*. Recuperado el 4 de diciembre de 2024, de [https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/Estructura-de-Gobierno/Ministerios/Ambiente-y-Camb](https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/Estructura-de-Gobierno/Ministerios/Ambiente-y-Cambio-Climatico/Temas-Especificos/Registro-de-actividades-ambientales)
[io-Climatico/Temas-Especificos/Registro-de-actividades-ambientales](https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/Estructura-de-Gobierno/Ministerios/Ambiente-y-Cambio-Climatico/Temas-Especificos/Registro-de-actividades-ambientales)
- IRAM. (2015). *Sistemas de gestión ambiental: Requisitos con orientación para su uso* (ISO 14001:2015, traducción oficial). IRAM.
- Normativa Ambiental Nacional. *Ley N.º 24.051 de Residuos Peligrosos*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.argentina.gob.ar/ciencia/agencia/normativa-ambiental-nacional>
- Muchica Ruiz, J. (2013). *La matriz de Leopold modificado*. Recuperado el 4 de diciembre de 2024, de <https://es.scribd.com/doc/191715383/La-Matriz-de-Leopold-Modificado>

Bibliografía

- Alison. (s.f.). *ISO 14001:2015 - Environmental Management Systems (EMS)*. Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://alison.com/course/iso-14001-2015-environmental-management-systems-ems>
- BSI Group. (s.f.). *ISO 14001 Environmental Management Training*. Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://www.bsigroup.com/en-US/training-courses/iso-14001-environmental-manag>
- Eurofins Environment. (s.f.). *¿Para qué sirve la norma ISO 14001?* Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://www.eurofins-environment.es/es/la-norma-iso-14001-sirve/>
- FDIS ISO 14001. (s.f.). *FDIS ISO 14001*. Recuperado el 28 de noviembre de 2024, de <https://www.nueva-iso-14001.com/pdfs/FDIS-14001.pdf>
- Gobierno de Argentina. (s. f.). *Evaluación de impacto ambiental*. Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sostenible. Recuperado el 4 de diciembre de 2024, de [https://www.argentina.gob.ar/ambiente/desarrollo-sostenible/evaluacion-ambiental/evaluacion-d](https://www.argentina.gob.ar/ambiente/desarrollo-sostenible/evaluacion-ambiental/evaluacion-de-impacto-ambiental)
[e-impacto-ambiental](https://www.argentina.gob.ar/ambiente/desarrollo-sostenible/evaluacion-ambiental/evaluacion-de-impacto-ambiental)
- Gobierno de la Provincia de Santa Fe. (2002). *Registro de actividades ambientales*. Recuperado el 4 de diciembre de 2024, de [https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/Estructura-de-Gobierno/Ministerios/Ambiente-y-Camb](https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/Estructura-de-Gobierno/Ministerios/Ambiente-y-Cambio-Climatico/Temas-Especificos/Registro-de-actividades-ambientales)
[io-Climatico/Temas-Especificos/Registro-de-actividades-ambientales](https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/Estructura-de-Gobierno/Ministerios/Ambiente-y-Cambio-Climatico/Temas-Especificos/Registro-de-actividades-ambientales)
- IRAM. (2015). *Sistemas de gestión ambiental: Requisitos con orientación para su uso* (ISO 14001:2015, traducción oficial). IRAM.
- Normativa Ambiental Nacional. *Ley N.º 24.051 de Residuos Peligrosos*. Recuperado el 2 de diciembre de 2024, de <https://www.argentina.gob.ar/ciencia/agencia/normativa-ambiental-nacional>
- Muchica Ruiz, J. (2013). *La matriz de Leopold modificado*. Recuperado el 4 de diciembre de 2024, de <https://es.scribd.com/doc/191715383/La-Matriz-de-Leopold-Modificado>