



FACULTAD DE INGENIERÍA

U. N. M. D. P

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA Y EN ALIMENTOS

Proyecto Final para optar al grado de
Ingeniero/a Químico/a

PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE ÁCIDO LÁCTICO

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

DEFENSA: MAR DEL PLATA, DICIEMBRE DE 2024

Directores:

Catañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovich, Norma
Soulé, Ezequiel

Autores:

Cvitanovic, Mauricio
Leal, Tomas
Pierotti, Daiana
Ruggiero, Jenaro
Zabala, Martina

mauricvitanovic@gmail.com
tleal400@gmail.com
daianapierotti1@gmail.com
Jenarofranciscoruggiero@gmail.com
martizp02@gmail.com



RINFI es desarrollado por la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución- NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).



FACULTAD DE INGENIERÍA

U. N. M. D. P

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA Y EN ALIMENTOS

Proyecto Final para optar al grado de
Ingeniero/a Químico/a

PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE ÁCIDO LÁCTICO

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

DEFENSA: MAR DEL PLATA, DICIEMBRE DE 2024

Directores:

Catañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovich, Norma
Soulé, Ezequiel

Autores:

Cvitanovic, Mauricio
Leal, Tomas
Pierotti, Daiana
Ruggiero, Jenaro
Zabala, Martina

mauricvitanovic@gmail.com
tleal400@gmail.com
daianapierotti1@gmail.com
Jenarofranciscoruggiero@gmail.com
martizp02@gmail.com



FACULTAD DE INGENIERÍA
U.N.M.D.P.

PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE ÁCIDO LÁCTICO

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

Directores:

Catañer, Julieta

García de la Mata, Manuel

Marcovich, Norma

Soulé, Ezequiel

Autores:

Cvitanovic, Mauricio

Leal, Tomas

Pierotti, Daiana

Ruggiero, Jenaro

Zabala, Martina

Índice

| | |
|----------------------------------|-----------|
| Resumen de contenido..... | 11 |
|----------------------------------|-----------|

Capítulo 1

| | |
|------------------------------------|-----------|
| Resumen ejecutivo..... | 13 |
| Introducción..... | 15 |
| Glicerina..... | 15 |
| Ácido Láctico..... | 19 |
| Métodos de obtención..... | 20 |
| Hidrólisis de acetaldehído..... | 20 |
| Fermentación láctica..... | 21 |
| Mercado..... | 23 |
| Diagrama de bloques..... | 25 |
| Ubicación de la planta..... | 25 |
| Capacidad de la planta..... | 27 |
| Conclusión..... | 29 |
| Bibliografía..... | 31 |

Capítulo 2

| | |
|---|-----------|
| Resumen ejecutivo..... | 34 |
| Introducción..... | 36 |
| Capacidad de la planta..... | 36 |
| Catalizadores..... | 38 |
| Elección de catalizador..... | 44 |
| Catalizadores de cobre..... | 45 |
| Mecanismo de reacción..... | 48 |
| Conversión hidrotermal con catalizadores basados en Cu..... | 48 |
| Condiciones de operación..... | 51 |
| Balances de materia preliminar..... | 54 |
| Sub planta de pretratamiento..... | 56 |
| Sub planta de reactor..... | 58 |
| Sub planta de separación..... | 59 |

| | |
|---|-----------|
| Sub planta de purificación..... | 61 |
| Corrientes del proceso..... | 61 |
| Consideraciones adicionales..... | 63 |
| Bibliografía..... | 65 |

Capítulo 3

| | |
|---|------------|
| Resumen ejecutivo..... | 68 |
| Introducción..... | 70 |
| Reactores..... | 71 |
| Lechos fijos..... | 71 |
| Lechos fluidizados..... | 72 |
| Reactores Slurry..... | 72 |
| Diseño del reactor..... | 73 |
| Mecanismo de reacción..... | 73 |
| Modelo Yin..... | 73 |
| Modelo Zavrashnov..... | 75 |
| Descripción del modelo propuesto..... | 77 |
| Resolución de los balances..... | 86 |
| Corrientes involucradas en la reacción..... | 91 |
| Especificaciones constructivas del reactor..... | 92 |
| Diseño térmico..... | 93 |
| Agitación mecánica..... | 97 |
| Aislación térmica..... | 101 |
| Sistema de control..... | 106 |
| Bibliografía..... | 108 |

Capítulo 4

| | |
|---------------------------------------|------------|
| Resumen ejecutivo..... | 111 |
| Introducción..... | 117 |
| Separación sólido-líquido..... | 120 |
| Filtración..... | 120 |
| Equipos de operación continua..... | 121 |
| Separación Centrífuga..... | 123 |
| Destilación..... | 124 |

| | |
|---|------------|
| Volatilidad relativa..... | 124 |
| Destilación flash..... | 126 |
| Destilación continua en torres de destilación..... | 126 |
| Selección de los procesos de separación..... | 129 |
| Esquema propuesto de diseño y simulación..... | 129 |
| Centrífuga..... | 130 |
| Destilador flash..... | 135 |
| Acondicionamiento de la corriente de productos..... | 137 |
| Torres de destilación..... | 138 |
| Diseño equipos..... | 143 |
| Diseño de centrífuga..... | 143 |
| Diseño separador flash..... | 144 |
| Dimensionamiento Membrana de Electrodiálisis..... | 146 |
| Dimensionamiento Torre Continua 1..... | 149 |
| Dimensionamiento Torre Continua 2..... | 150 |
| Bibliografía..... | 154 |

Capítulo 5

| | |
|---|------------|
| Resumen ejecutivo..... | 156 |
| Introducción..... | 159 |
| Análisis PINCH..... | 159 |
| Diagrama de proceso..... | 161 |
| Integración energética..... | 161 |
| Identificación de corrientes calientes y frías..... | 161 |
| Curvas compuestas..... | 162 |
| Intercambiadores de calor..... | 166 |
| Diseño..... | 169 |
| Reactor..... | 173 |
| Torre de enfriamiento..... | 174 |
| Diseño..... | 174 |
| Calderas..... | 180 |
| Calderas acuotubulares..... | 180 |
| Principio de funcionamiento..... | 180 |
| Ventajas..... | 180 |
| Sistema de desmineralización..... | 182 |

| | |
|--|------------|
| Impulsión de fluidos..... | 183 |
| Bombas..... | 183 |
| Bombas centrífugas..... | 184 |
| Bombas de desplazamiento positivo..... | 184 |
| Selección de bombas..... | 185 |
| Bomba 1..... | 187 |
| Bomba 2..... | 189 |
| Bomba 3..... | 189 |
| Bomba 4..... | 190 |
| Bomba 5..... | 190 |
| Accesorios..... | 191 |
| Sistemas de vacío industriales..... | 193 |
| Diseño eyector..... | 194 |
| Consumo Energético..... | 197 |
| Bibliografía..... | 199 |

Capítulo 6

| | |
|--------------------------------------|------------|
| Resumen ejecutivo..... | 201 |
| Introducción..... | 204 |
| Costos de inversión..... | 205 |
| Capital Expenditure (CapEx)..... | 205 |
| Inversión fija total..... | 205 |
| Inversión en equipos..... | 206 |
| Terreno..... | 211 |
| Inversión en capital de trabajo..... | 214 |
| Ingresos por ventas..... | 215 |
| Operational Expenditure (OpEx)..... | 215 |
| Costos variables..... | 216 |
| Materia prima..... | 216 |
| Envases..... | 217 |
| Mano de obra directa..... | 217 |
| Supervisión..... | 219 |
| Servicios..... | 219 |
| Energía eléctrica..... | 219 |
| Agua..... | 221 |

| | |
|--|------------|
| Gas natural..... | 222 |
| Mantenimiento..... | 223 |
| Suministro..... | 224 |
| Laboratorio..... | 225 |
| Costos fijos..... | 226 |
| Depreciación..... | 226 |
| Impuestos..... | 228 |
| Seguros..... | 228 |
| Financiación..... | 228 |
| Ventas y distribución..... | 228 |
| Administración y dirección..... | 229 |
| Investigación y desarrollo..... | 229 |
| Evaluación de rentabilidad..... | 231 |
| Flujos de caja..... | 231 |
| Cuadro de usos y fuentes..... | 232 |
| Análisis de rentabilidad..... | 233 |
| Tiempo de repago..... | 233 |
| Tasa interna de retorno..... | 234 |
| Análisis de sensibilidad..... | 235 |
| Cronograma del proyecto..... | 236 |
| Etapas de ejecución..... | 237 |
| Bibliografía..... | 244 |

Capítulo 7

| | |
|---|------------|
| Resumen ejecutivo..... | 247 |
| Introducción..... | 248 |
| ISO 14001..... | 250 |
| PHVA..... | 251 |
| Contexto de la organización..... | 252 |
| Fortalezas..... | 253 |
| Debilidades..... | 254 |
| Oportunidades..... | 256 |
| Amenazas..... | 257 |
| Necesidades y expectativas de las partes interesadas..... | 258 |
| Alcance..... | 260 |

| | |
|--|------------|
| Liderazgo y compromiso | 261 |
| Política ambiental | 262 |
| Funciones, responsabilidades y autoridades..... | 264 |
| Planificación | 267 |
| Acciones para abordar riesgos y oportunidades..... | 267 |
| Aspectos e impactos ambientales..... | 267 |
| Identificación de aspectos ambientales..... | 268 |
| Principales fuentes..... | 270 |
| Parámetros de evaluación..... | 273 |
| Criterios de evaluación..... | 274 |
| Cálculo de significancia..... | 274 |
| Requisitos legales..... | 279 |
| Medidas preventivas y correctivas..... | 281 |
| Consumo de recursos naturales..... | 282 |
| Consumo de agua..... | 283 |
| Consumo de energía eléctrica..... | 283 |
| Generación de residuos..... | 284 |
| Emisiones de gases..... | 285 |
| Manejo de sustancias peligrosas..... | 286 |
| Generación de ruido..... | 288 |
| Riesgo de explosión..... | 288 |
| Tratamiento de efluentes..... | 289 |
| Objetivos ambientales | 290 |
| Soporte | 293 |
| Recursos..... | 293 |
| Competencia..... | 293 |
| Toma de conciencia..... | 295 |
| Comunicación..... | 295 |
| Documentación..... | 297 |
| Planificación y control operacional | 298 |
| Respuesta ante emergencias..... | 299 |
| Evaluación del desempeño..... | 299 |
| Mejora continua | 300 |
| Bibliografía | 302 |
| Anexo I | 303 |
| Procedimiento de identificación y evaluación de aspectos e impactos ambientales..... | 303 |

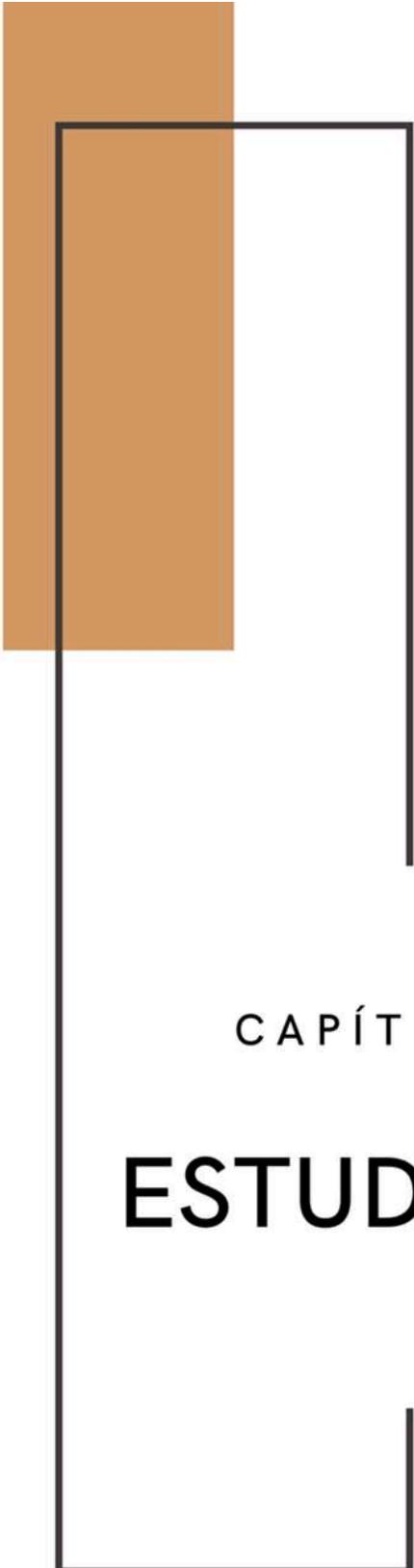
| | |
|---|------------|
| Anexo II..... | 312 |
| Instructivo y Registro: Almacenamiento de sustancias..... | 312 |

Resumen de contenido

La creciente necesidad de reemplazar los combustibles fósiles, debido tanto a los problemas medioambientales asociados a su uso como a su eventual agotamiento, ha impulsado el desarrollo de energías renovables obtenidas a partir de materias primas sostenibles. En este contexto, los biocombustibles, como el biodiésel, el bioetanol y el biogás, han ganado protagonismo. Sin embargo, el incremento en la producción de biodiésel ha generado un excedente de glicerina, uno de sus principales subproductos residuales. Esta sobreproducción ha planteado la necesidad de explorar alternativas para valorizar la glicerina y convertirla en productos de mayor interés comercial.

El presente proyecto propone el diseño preliminar de una planta para la producción de ácido láctico a partir de glicerina, con el objetivo de alcanzar una pureza superior al 90%. La conversión se llevará a cabo mediante un proceso hidrotermal en medio acuoso básico, utilizando un catalizador heterogéneo. Se parte de la premisa de que la materia prima contiene un 50% de glicerina y un 50% de agua. El enfoque principal del proyecto es abastecer el mercado local con ácido láctico, un producto actualmente no fabricado por productores nacionales que pueda satisfacer la demanda industrial.

El desarrollo incluyó el análisis de las rutas químicas más adecuadas para procesar la glicerina, el diseño de las etapas de separación y purificación necesarias para cumplir con las especificaciones del producto, y la evaluación de la rentabilidad del proyecto. Asimismo, se implementó un Sistema de Gestión Ambiental para garantizar un control continuo de los posibles impactos asociados a la operación de la planta. Finalmente, se definieron los objetivos y políticas ambientales que guiarán su funcionamiento, en línea con un compromiso de sostenibilidad y responsabilidad ambiental.



CAPÍTULO 1

ESTUDIO PRELIMINAR

Resumen ejecutivo

En el próximo capítulo, se propondrá realizar una investigación exhaustiva y un estudio de mercado con el fin de establecer una planta industrial dedicada a la producción de ácido láctico, empleando como materia prima glicerina obtenida como subproducto de la producción de biodiesel. La conversión de subproductos en productos útiles puede promover la economía circular y la sostenibilidad al reducir los residuos y aprovechar al máximo los recursos disponibles.

Con el fin de realizar dicho análisis, se procede a examinar el mercado del ácido láctico con el objetivo de obtener una aproximación del volumen de producción tanto a nivel global como local. Asimismo, se tiene en cuenta la magnitud de la oferta disponible en el mercado de glicerina.

La ruta química elegida es la conversión hidrotermal de glicerina en ácido láctico por medio de una catálisis heterogénea en medio acuoso alcalino. La misma contará con una capacidad de procesamiento de 60 mil toneladas anuales de glicerina cruda con una pureza de 50% p/p.

Por característica del mercado a insertarse, se busca alcanzar una pureza mayor al 90% p/p en el producto final, para lo cual se discuten distintos métodos de purificación de la corriente de proceso. De manera preliminar, sin haber profundizado en el mecanismo de reacción, se estima una producción anual de aproximadamente 28.000 toneladas de ácido láctico, asumiendo un rendimiento del 95% de la materia prima.

A grandes rasgos, el costo de materia prima se estima en 21.000.000 \$USD/año y un ingreso por venta de producto de 39.307.980 \$USD/año, obteniendo una ganancia neta aproximada de 18.307.980 \$USD/año. Esta es una estimación preliminar que demuestra la posibilidad de generar un rédito económico mediante la producción de ácido láctico, sin profundizar en los costos fijos y variables del proceso.

La producción de biodiesel en la Argentina se concentra mayormente en la provincia de Santa Fe, sobre todo en el Gran Rosario. Además esta ciudad cuenta con un parque industrial, junto con el puerto internacional de Rosario. Esto proporciona una facilidad en

el acceso a la materia prima principal y la posibilidad de exportar el producto final. Debido a esto la planta se ubicará en esta localidad.

Introducción

El biodiesel es un combustible obtenido a partir de aceite vegetal o animal que funciona como un sustituto de los carburantes de origen fósil teniendo la ventaja de provenir de una fuente renovable. Este se utiliza como fuente de energía no solamente para el corte con los combustibles fósiles sino también como calefactor o alimentación de generadores eléctricos.

En los últimos años, se ha observado un aumento significativo en la producción de biodiesel, motivado por su utilización como sustituto o aditivo del diesel. Este incremento en la producción ha generado un excedente de glicerina, un subproducto derivado de este proceso, que constituye aproximadamente el 10% del volumen total de biocombustible producido. Esta sobreproducción de glicerina, junto con el exceso de oferta resultante en el mercado, ha originado un interés particular en el uso de este subproducto como materia prima.

En este trabajo, el enfoque se centra en la obtención de ácido láctico a partir de la glicerina, aprovechando este recurso que se genera en exceso.

El ácido láctico es empleado en la industria farmacéutica, cosmética, alimenticia y química. Se utiliza principalmente en teñido y estampado textil, como agente aromatizante en alimentos y en medicina. Por origen, el mercado del mismo se segmenta en natural y sintético. Por regiones, el mercado está segmentado en América del Norte, Europa, Asia-Pacífico, América del Sur, Oriente Medio y África.

Glicerina

La glicerina ($C_3H_8O_3$) es un compuesto polirol con una estructura simple. Es un líquido incoloro, inodoro, viscoso y de sabor dulce que además no es tóxico.

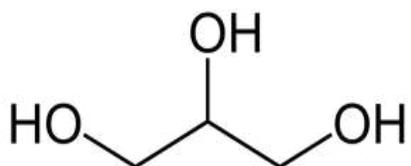


Figura 1.1. Estructura molecular de la glicerina (glicerol).

El mercado de la glicerina está segmentado por grado, fuente, aplicación y geografía. Por grado, el mercado se segmenta en glicerina cruda y refinada. Por fuente, el mercado se segmenta en biodiesel, ácidos grasos, alcoholes grasos y otras fuentes. Por aplicación, se segmenta en productos farmacéuticos, alimentos y bebidas, resinas alquídicas, cosméticos y cuidado personal, productos químicos industriales, poliéter, polioles, humectantes de tabaco y otras aplicaciones.

A continuación se muestra la distribución porcentual de los usos de la glicerina en las diferentes industrias.^[1.1]

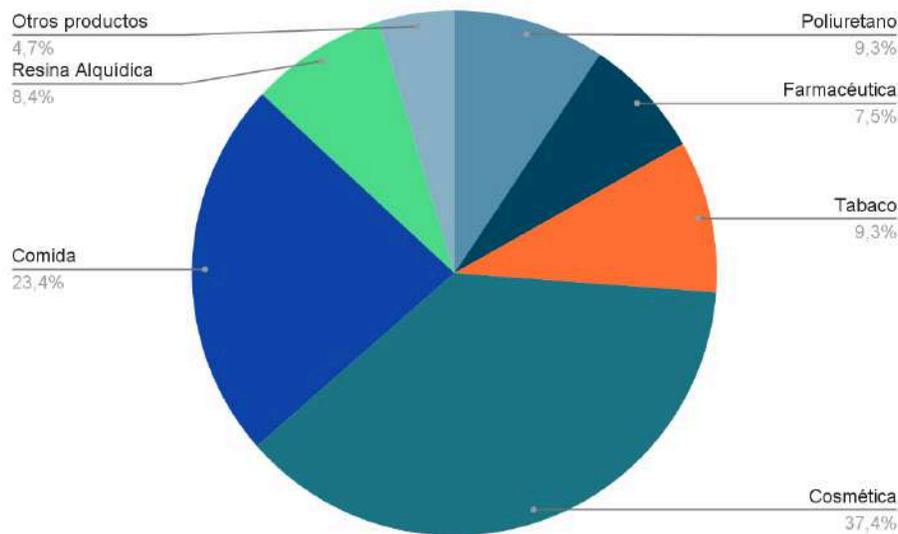


Figura 1.2. Distribución porcentual uso industrial de glicerina.

Para el año 2024 el mercado mundial de biodiesel se estima en 37 millones de toneladas/año^[1.2], lo que generaría entonces 3,7 millones de toneladas/año de glicerina.

A continuación se muestra la producción nacional de biodiesel para el periodo 2008-2019.^[1.3]

ARG - Producción de biodiesel en toneladas. Período 2008-2019

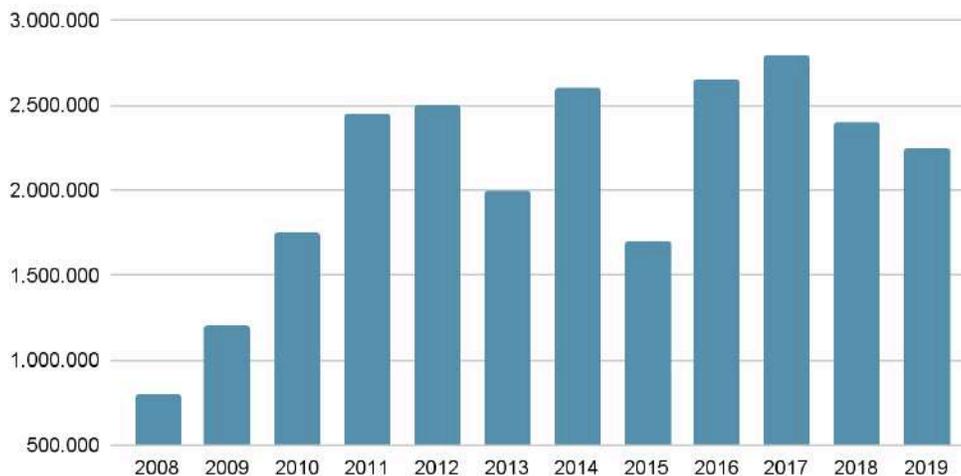


Figura 1.3. Producción biodiesel en Argentina.

Cabe destacar que el período comprendido entre 2020 y 2023 no es considerado al determinar la producción para el año 2024, ya que durante esos años la producción de biodiesel experimentó una marcada disminución debido a los efectos de la pandemia de COVID-19. Por lo tanto, se toman en cuenta exclusivamente los datos hasta el año 2019 como una representación estable del mercado, y a partir de estos se lleva a cabo una extrapolación para estimar la producción de biocombustible en Argentina para el año actual.

Por lo tanto, en el mercado interno de Argentina la producción anual de biodiesel se estima en 2,5 millones de toneladas/año, comercializándose en el mes de febrero de dicho año a un precio de 940.334 \$/ton.^[1.4] Teniendo en cuenta la producción de biodiesel en nuestro país, se espera entonces obtener aproximadamente 250 mil toneladas/año de glicerina.

La glicerina cruda consiste básicamente en propanotriol y proporciones variables de impurezas como metanol, sales de sodio o potasio, agua, ésteres y triglicéridos. Normalmente tiene un contenido de glicerol entre 50 y 70% en peso. A fines prácticos,

durante el desarrollo del trabajo se considera a la glicerina cruda como una mezcla 50%-50% con agua.

Tras una consulta efectuada a la empresa Materia Hermanos, se ha establecido que el precio de comercialización de la glicerina con un grado de pureza del 99% asciende a 700 \$USD por tonelada. Tomando en consideración que el efluente de glicerina proveniente de la producción de biodiesel consiste en una mezcla al 50% con agua, se ha determinado un valor para la glicerina en su estado crudo de 350 \$USD por tonelada.

Teniendo en cuenta este valor y la cantidad de glicerina pura a utilizar se estima un costo de dicha materia prima de 21.000.000 \$USD/año.

Tabla 1.1. *Propiedades físicas del glicerol.*

| Propiedades | | Propiedades | |
|----------------------------|---------------------------|--------------------------------|------------------------------|
| <i>Apariencia</i> | <i>Incoloro a Marrón</i> | <i>Densidad</i> | <i>1260 kg/m³</i> |
| <i>Solubilidad en agua</i> | <i>Soluble</i> | <i>Punto de inflamabilidad</i> | <i>160 °C</i> |
| <i>Gravedad específica</i> | <i>1,26</i> | <i>Punto de ebullición</i> | <i>290 °C</i> |
| <i>Presión de vapor</i> | <i>0,0025 mmHg a 50°C</i> | <i>Punto de fusión</i> | <i>17,9 °C</i> |
| <i>Viscosidad</i> | <i>1,5 Pa.s</i> | <i>Peso molecular</i> | <i>92,1 g/mol</i> |

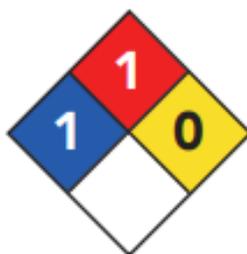


Figura 1.4. *Diamante de fuego glicerol.*

Ácido Láctico

El ácido láctico ($C_3H_6O_3$) es un líquido incoloro o amarillento, soluble en agua, abundante en la leche agria, elaborado principalmente por fermentación de maicena, melaza, patatas, etc., o sintetizado. Se compone de grupos funcionales alcohol y carboxilo, presentando un carbono asimétrico que le confiere actividad óptica.

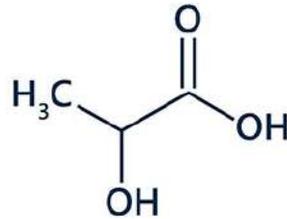


Figura 1.5. Estructura molecular ácido láctico.

Se distinguen dos isómeros ópticos: el D(-) láctico y el L(+) láctico, además de una forma racémica, una mezcla equimolar de ambos.

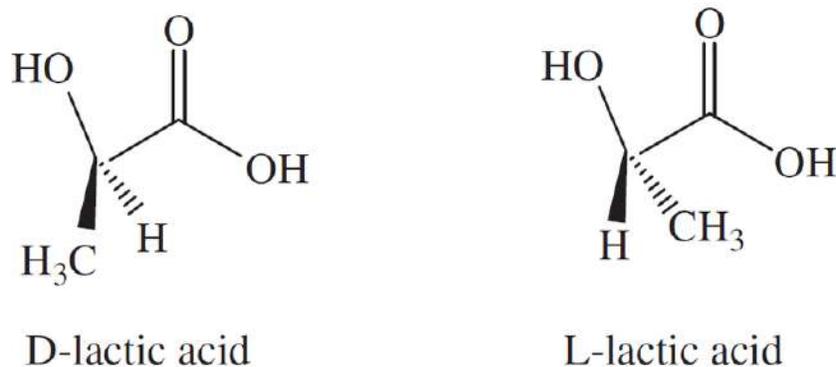


Figura 1.6. Isómeros ópticos de ácido láctico.

En la industria alimenticia se utiliza como conservante natural y regulador de la acidez que aporta a los productos alimenticios un sabor y aroma específicos; en la industria farmacéutica/cosmética introduciendo propiedades antioxidantes y antibacterianas. En estas dos aplicaciones antes nombradas se utiliza el isómero L(+) debido a que son productos que entran en contacto con el organismo humano, siendo que el isómero D(-) es perjudicial para el mismo cuando se encuentra en una pureza muy elevada. También es

utilizado en la industria química como solubilizador y como agente controlador de pH; en la producción de pinturas y resinas, puede ser utilizado como solvente biodegradable. En la industria de plásticos es utilizado como precursor del ácido poliláctico (PLA), un polímero biodegradable con interesantes usos en la industria y la medicina; se considera ésta la principal aplicación del ácido y la causa por la cual ha aumentado considerablemente su demanda.

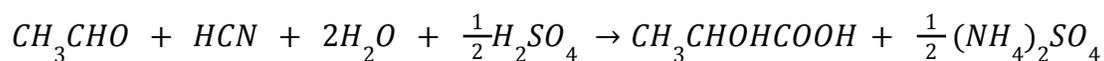
Métodos de obtención

El ácido láctico se puede producir por rutas tanto químicas como biotecnológicas. Las rutas químicas tradicionales son procesos simples y directos que generan una alta pureza del producto. Esta síntesis consume como materia prima sustancias peligrosas, tales como el ácido cianhídrico y monóxido de carbono y los subproductos generados son altamente contaminantes. Mediante este proceso sólo se puede obtener la mezcla racémica del ácido láctico.

Por otro lado, la ruta biotecnológica tiene la ventaja de utilizar como sustrato materia renovable y obtener ácido láctico ópticamente puro (L o D). Sin embargo, involucra pasos de separación complejos, y a pesar de que da un rendimiento de ácido láctico de un 90%, presenta retos debido a su alto costo, baja eficiencia, problemas con la eliminación de desechos y disminución a nivel mundial de alimentos.

Hidrólisis de acetaldehído

La producción de ácido láctico por vía sintética mediante la reacción catalítica del acetaldehído con cianuro de hidrógeno y posterior hidrólisis ácida se muestra en la *Ecuación 1.1*.



Ecuación 1.1. Hidrólisis de acetaldehído.

Fermentación láctica

La fermentación láctica es producto de una ruta metabólica donde la síntesis de ATP en algunos tipos de microorganismo se realiza de manera anaeróbica y cuyo desecho, o producto final, es un cultivo en este caso conocido como ácido láctico.

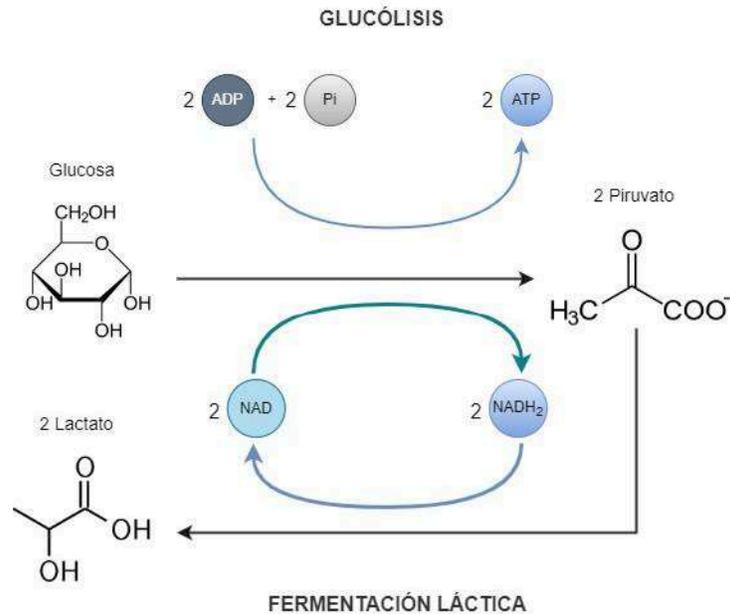
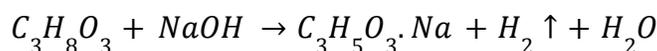


Figura 1.7. Mecanismo de fermentación láctica.

En este proceso la glucosa se descompone en piruvato, el cual al reducirse produce el ácido láctico. Para que esta reducción suceda el $NADH$ debe oxidarse a NAD^+ .

El 95% de la producción mundial de ácido láctico es producido por la fermentación de azúcares debido a su selectividad para producir cada isómero por separado o la mezcla racémica. Esto último se logra utilizando una bacteria específica para cada producto deseado.

El uso de materias primas alternativas, de bajo costo y ampliamente disponibles, se hace de especial interés. Por esta razón, se busca estudiar el mecanismo de reacción para la obtención de este ácido a partir de los excedentes de glicerina cruda de la producción del biodiesel, empleando una catálisis heterogénea en medio acuoso básico.



Ecuación 1.2. Conversión de glicerol a ácido láctico.^[1.5]

La Ecuación 1.2 representa la reacción general de producción de ácido láctico. Sin embargo, el mecanismo mediante el cual se produce depende del catalizador a utilizar así como del medio de reacción. Más adelante se discutirá qué catalizador será utilizado, como también la concentración de solución básica necesaria.

Algunos de los catalizadores más empleados en las investigaciones científicas son: para la catálisis heterogénea, el Cu y el Pt; y en catálisis homogénea, el CaO.

Uno de los mecanismos de reacción en medio acuoso básico es el siguiente, en donde este medio favorece la formación de piruvaldehído, obteniendo como producto final ácido láctico:

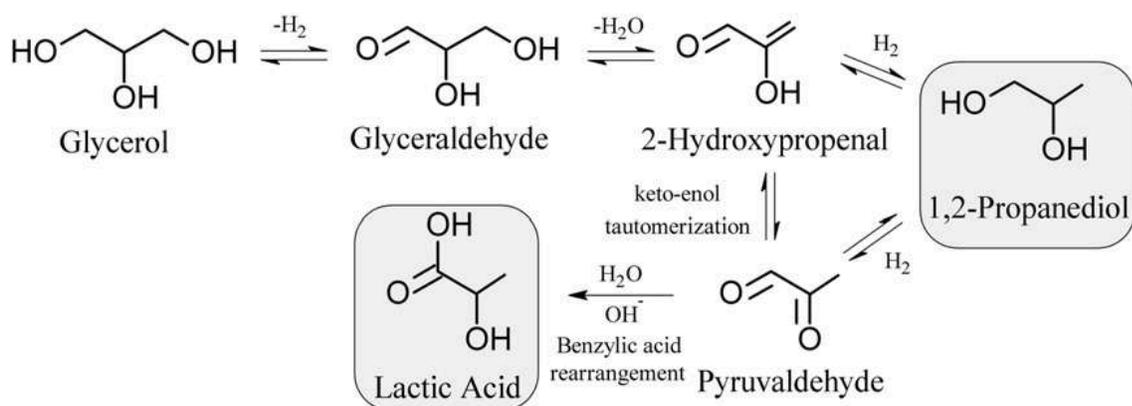


Figura 1.8. Mecanismo de reacción de síntesis de ácido láctico mediante catálisis heterogénea.^[1.6]

El mecanismo de reacción se basa en la deshidrogenación de la glicerina en presencia de iones hidroxilo y consta de cuatro etapas, según lo descrito en diversas investigaciones.

En la primera etapa, la deshidrogenación de la glicerina produce gliceraldehído y dihidroxiacetona, dos isómeros en equilibrio. Trabajar a pH elevado favorece la formación de gliceraldehído.

Durante la segunda etapa, el gliceraldehído se deshidrogena, generando 2-hidroxi-propenal, un intermedio inestable que continúa en el mecanismo al sufrir una tautomerización ceto-enol para formar piruvaldehído.

Finalmente, en la última etapa, el piruvaldehído sufre un reordenamiento bencílico en medio ácido, lo que da lugar al ácido láctico (lactato).

En lo que respecta al almacenamiento y transporte del ácido láctico, se almacena en recipientes de vidrio, plástico o acero inoxidable, y se transporta en tanques de acero para luego ser suministrado en recipientes de plástico herméticamente cerrados.

El proceso propuesto resulta atractivo por su bajo costo de materia prima, alta eficiencia potencial y uso de sustancias menos peligrosas en comparación con las síntesis convencionales. Una ventaja destacable de este enfoque es su capacidad para utilizar directamente el glicerol generado como subproducto en la producción de biodiesel. Esto elimina la necesidad de realizar un paso adicional de separación.

Mercado

En cuanto a ventas se estima un tamaño de mercado de ácido láctico de 511,11 millones de dólares por año a nivel mundial.^[1.7] Los principales productores de ácido láctico del mercado mundial son Vigón, Corbion, Dupont, Cargill y Jindan. Es importante destacar que en Argentina no hay producción local de ácido láctico, donde se tiene que importar el 100% de este insumo.^[1.8]

A partir del precio de venta de ácido láctico ópticamente activo L(+) en los Estados Unidos (pureza del 88%), se determinó un precio de venta de 1.410 \$USD/ton. Entonces, se puede constatar que la producción de ácido láctico es de 362.490 toneladas por año a nivel global.

Sin embargo, esta producción se debe al isómero L(+) en su mayoría, el cual tiene un mayor número de aplicaciones específicas que el isómero D(-), debido a su relevancia biológica y actividad específica. En la planta a desarrollar en este caso, el producto obtenido es la mezcla racémica de ambos isómeros, por lo cual el mercado es más acotado.

La mezcla racémica es útil en diversos contextos donde la quiralidad no es un factor determinante o donde se buscan propiedades combinadas de ambos enantiómeros. Esta puede ser valiosa en investigación y desarrollo, donde se realizan pruebas preliminares o

se exploran nuevas aplicaciones del ácido láctico. Proporciona una forma más general de estudiar las propiedades y el comportamiento del compuesto antes de invertir en la síntesis de enantiómeros puros.

En la actualidad el área de investigación más importante está relacionada a la producción de polímeros biodegradables (PLA). Si bien es un sector en el cual se utiliza el isómero L(+), la posibilidad de emplear la mezcla racémica es viable para obtener el ácido poliláctico D-L (PDLLA). Este polímero contempla los dos enantiómeros D(-) y L(+), y posee una estructura amorfa. Aunque esta estructura en particular limita sus aplicaciones frente al PLA, posee un menor tiempo de degradación lo cual permite su utilización como vehículo de administración de fármacos y como material de soporte de baja resistencia en la ingeniería de tejidos.^[1.9]

Uno de los factores que limitan que el PLA pueda penetrar en el mercado es su elevado precio. Frente a este problema surge la posibilidad de utilizar como precursor la mezcla racémica. Con la utilización de una materia prima de bajo costo, además de un proceso productivo más simple que el biotecnológico, la producción de la mezcla podría resultar de un costo considerablemente más bajo que el del isómero L(+). A raíz de esto se plantea la posibilidad de vender la mezcla racémica con un 90% de pureza en un valor 15% más bajo que el precio de mercado del ácido láctico L(+).^[1.10]

Con esta información, consolidamos un precio de venta del producto de **1200 \$USD/ton.**

Tabla 1.2. Propiedades físicas del ácido láctico.

| Propiedades | | Propiedades | |
|----------------------------|----------------------------|--------------------------------|------------------------------|
| <i>Apariencia</i> | <i>Incoloro a Amarillo</i> | <i>Densidad</i> | <i>1206 kg/m³</i> |
| <i>Solubilidad en agua</i> | <i>Soluble</i> | <i>Punto de inflamabilidad</i> | <i>110 °C</i> |
| <i>pH</i> | <i>3</i> | <i>Punto de ebullición</i> | <i>125°C</i> |
| <i>Presión de vapor</i> | <i>19 mmHg a 20°C</i> | <i>Punto de fusión</i> | <i>17 °C</i> |
| <i>Viscosidad</i> | <i>0,03 Pa.s a 20°C</i> | <i>Peso molecular</i> | <i>90,08 g/mol</i> |

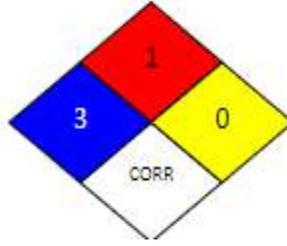


Figura 1.9. Diamante de fuego ácido láctico.

Diagrama de bloques

De manera tentativa se realiza un bosquejo general de las etapas del proceso, incluyendo las corrientes principales del mismo.

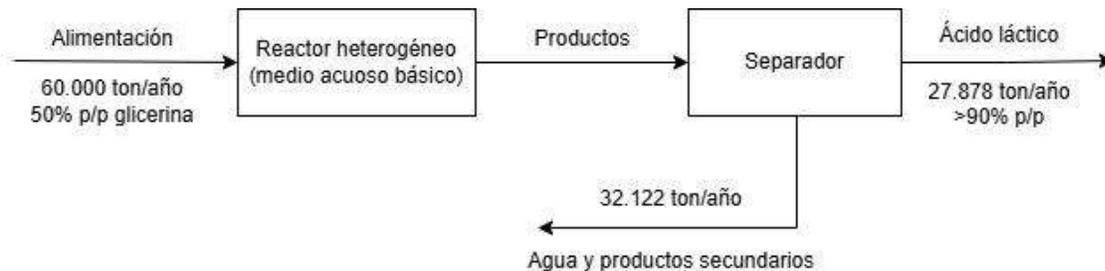


Figura 1.10. Diagrama de bloques planta ácido láctico.

Ubicación de la planta

La distribución geográfica de las plantas productoras de biodiesel se encuentra muy concentrada en la Provincia de Santa Fe. Dicha concentración, especialmente en el Gran Rosario, refleja la importancia de esta región en la industria del biodiesel en el país.

La ubicación estratégica del Gran Rosario, en la Pampa Húmeda y junto al río Paraná, proporciona una serie de ventajas para la producción y exportación del biodiesel. La cercanía a las plantaciones de soja, principal materia prima para esta producción en Argentina, y la presencia de importantes industrias procesadoras de granos, aseguran un suministro constante de aceite de soja, materia prima principal de este proceso.

Además, la presencia de terminales portuarias en el gran Rosario facilita el transporte y el despacho del biodiesel hacia los mercados internacionales. La accesibilidad a través del

río Paraná permite una eficiente exportación del biodiesel producido en la región, contribuyendo así a la competitividad de la industria.

En resumen, la concentración de la producción de biodiesel en la Provincia de Santa Fe se debe a una combinación de factores geográficos, infraestructurales y económicos que favorecen la producción y exportación de biocombustibles en nuestro país.^[1.11]

Teniendo en cuenta que se utilizará como materia prima la glicerina obtenida como subproducto de la producción de biodiesel, y el producto de nuestra planta en estudio se comercializará para el mercado nacional se decide ubicar dicha planta en el parque industrial de Puerto General San Martín.



Figura 1.11. Ubicación de las plantas productoras de biodiesel en Argentina.^[1.12]

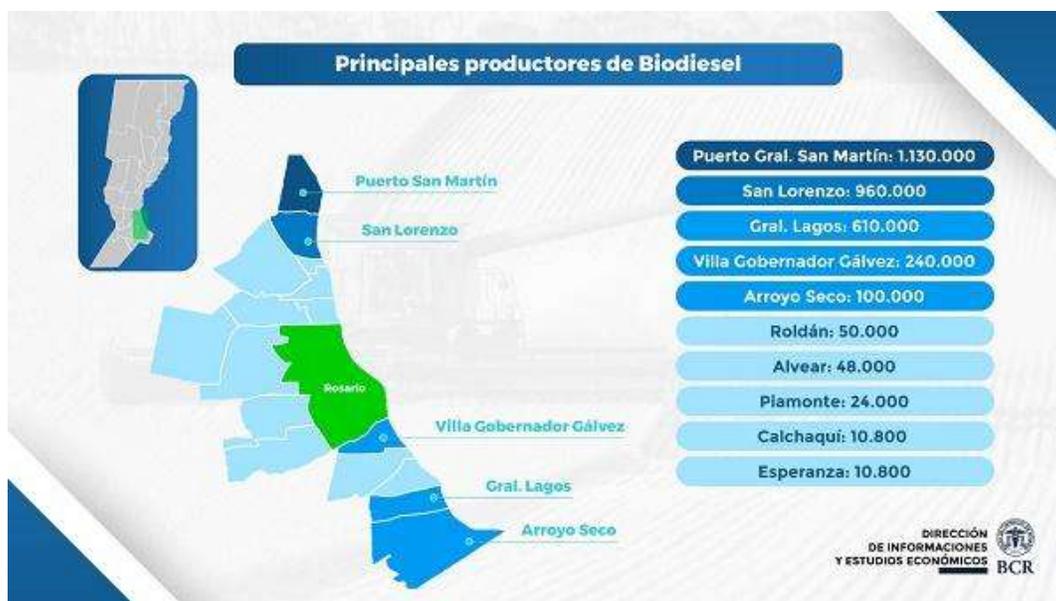


Figura 1.12 . Producción biodiesel en Santa Fe en toneladas anuales.

Capacidad de la planta

Se dispone de una capacidad de procesamiento de 60.000 toneladas por año de glicerina cruda, la cual contiene una pureza del 50% peso en peso. En consecuencia, la cantidad de glicerina pura asciende a 30.000 toneladas por año. Para la síntesis de ácido láctico, se establece una relación estequiométrica de 1:1 con la glicerina, lo que da como resultado una producción de ácido láctico de 29.345 toneladas por año, asumiendo un rendimiento de proceso del 100%. Sin embargo, para ser conservadores, se considera un rendimiento del 95%, lo que resulta en una producción máxima estimada en la planta de 27.878 toneladas por año de ácido láctico. Utilizando el precio de venta estimado, se obtendría un ingreso por venta del ácido láctico aproximada de 39.307.980 \$USD/año.

La capacidad de la planta estará atada al mecanismo de reacción seleccionado, las dimensiones del reactor y el método de purificación, en lo que nos abocaremos en los próximos capítulos.

Como una primera aproximación, en la *Tabla 1.3* se resumen las ventajas y desventajas de algunos de los métodos de purificación empleados.

Tabla 1.3. Ventajas y desventajas de los procesos de separación.^[1.13]

| Proceso de separación | Ventajas | Desventajas |
|------------------------------|---|---|
| <i>Precipitación</i> | <ul style="list-style-type: none"> -Fácil de aplicar en plantas industriales -Sencillo de operar | <ul style="list-style-type: none"> -Se consumen grandes cantidades de ácido sulfúrico -Baja pureza obtenida |
| <i>Extracción L-L</i> | <ul style="list-style-type: none"> -Reduce el riesgo de descomposición por altas temperaturas | <ul style="list-style-type: none"> -No muy alta pureza del producto -Agentes de extracción convencionales muestran bajos coeficientes de distribución |
| <i>Membranas</i> | <ul style="list-style-type: none"> -Alta selectividad -Alta pureza | <ul style="list-style-type: none"> -Alto costo de las membranas -Dificultad para escalar el proceso |
| <i>Destilación molecular</i> | <ul style="list-style-type: none"> -Reduce el riesgo de descomposición por altas temperaturas -No utiliza solventes -Alta pureza | <ul style="list-style-type: none"> -Difícil de escalar el proceso -Requiere de altas condiciones de vacío |
| <i>Destilación reactiva</i> | <ul style="list-style-type: none"> -La separación y reacción se llevan a cabo en el mismo equipo -Alta pureza -Bajo consumo de energía | <ul style="list-style-type: none"> -Proceso complejo -Debido a la utilización de catalizadores homogéneos, se presentan problemas de corrosión y separación |

Por la especificación de calidad que se busca alcanzar para el producto final (pureza de por lo menos 90% p/p), se deberá de contar con un método de separación que provea una alta pureza al proceso. Debe de señalarse que la destilación reactiva emplea un catalizador

en fase homogénea y ocurren tanto la reacción como la separación en el mismo equipo, por lo que no será un proceso a tomar en cuenta en un futuro.

Conclusión

Este capítulo analiza las distintas perspectivas relacionadas con la producción y comercialización del ácido láctico, revelando tanto las oportunidades como los desafíos que enfrenta el proyecto. Entre los principales beneficios se destaca el bajo costo y la alta disponibilidad de la materia prima necesaria en nuestro país. Además, la síntesis hidrotérmica utilizada en el proceso es una reacción sencilla que garantiza una alta pureza en el producto final. Estas dos características brindan una oportunidad de establecerse en el mercado con un precio competitivo de ácido láctico, considerablemente menor al actual.

Asimismo, el uso de reactivos menos peligrosos en comparación con las síntesis químicas tradicionales representa una ventaja significativa en términos de seguridad y sustentabilidad. Otro aspecto favorable de este enfoque es la posibilidad de utilizar directamente el glicerol, subproducto de la producción de biodiesel, sin necesidad de un paso adicional de separación. Finalmente, al no existir una producción local de ácido láctico, el proyecto podría cubrir la totalidad de la demanda en el mercado nacional, consolidándose así en el sector.

Todo lo mencionado anteriormente no tendría sentido si la aplicación del producto fuera nula. Por eso, es de vital importancia para este proyecto las nuevas tecnologías que se desarrollan día a día y que permiten la utilización de este producto. Actualmente, la principal área de aplicación de la mezcla racémica de ácido láctico es en el desarrollo de los polímeros biodegradables. Sin embargo, puede también ser utilizado como vehículo de administración de fármacos y como material de soporte de baja resistencia en la ingeniería de tejidos.

Se concluye que el producto en desarrollo presenta un alto potencial de inserción en el mercado, respaldado por el uso de materias primas más económicas y seguras. Además, su desarrollo permite explorar nuevas aplicaciones y usos que amplían su versatilidad y

atractivo comercial. Por estas razones, se decide avanzar en las siguientes etapas del proyecto, confiando en su capacidad para satisfacer las demandas del mercado de manera innovadora y eficiente.

Bibliografía

- [1.1] Noraini Razalia, A. Z. (06 de Julio de 2017). *Production of lactic acid from glycerol via chemical conversion using solid*. doi:10.1016/j.apcata.2017.07.002
- [1.2] *Tamaño del mercado de biodiesel y análisis de participación tendencias de crecimiento y pronósticos (2024-2029)*. (s.f.). Recuperado el 24 de Marzo de 2024, de <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/biodiesel-market>
- [1.3] Calzada, B. F.-J. (4 de Agosto de 2023). La producción de biodiesel en Argentina sería la más baja desde 2008. Recuperado el 23 de marzo de 2024, de <https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/la-63>
- [1.4] *Precios de Biodiesel*. (s.f.). (Secretaría de Energía de la Nación) Recuperado el 23 de Marzo de 2024, de https://glp.se.gov.ar/biocombustible/reporte_precios.php
- [1.5] H. Kishida, Z. Zhou, F. Jin, T. Moriya, H. Enomoto, Kinetic study on conversion of glycerin to lactic acid by alkaline hydrothermal reaction, *Chem. Lett.* 34 (2005) 1560–1561
- [1.6] Arthur B.F. Moreira, Arthur M. Bruno, Mariana M.V.M. Souza, Robinson L. Manfro, Continuous production of lactic acid from glycerol in alkaline medium using supported copper catalysts, *Fuel Processing Technology* 144 (2016) 170–180
- [1.7] *Tamaño del mercado de ácido láctico y análisis de participación tendencias de crecimiento y pronósticos (2024-2029)*. (s.f.). Recuperado el 23 de Marzo de 2024, de <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/lactic-acid-market>
- [1.8] González Bustamante, GF, Nasini, G., Romano, SD, & Sanromán, M. Á. (2024). *Modelado matemático y simulación de la fermentación en estado sólido de escobajo de uva con Rhizopus oryzae NCIM 1299 para obtener ácido láctico*. Repositorio Institucional CONICET Digital. Recuperado de <https://ri.conicet.gov.ar/handle/11336/246810>

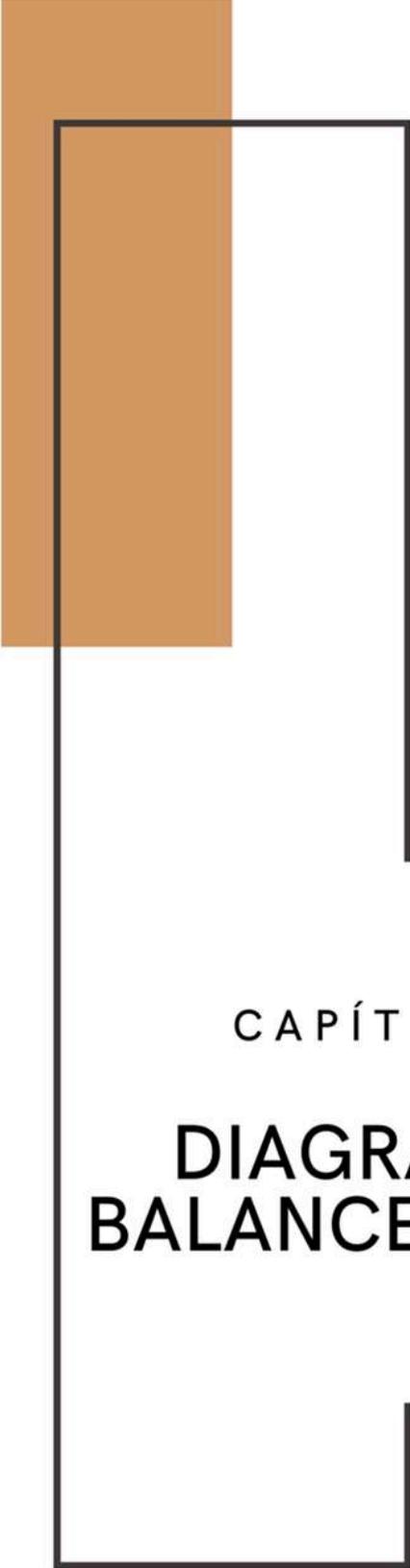
^[1.9]Julienne Oliveira Campos de França, Deborah da Silva Valadares, Mateus Freitas Paiva, Sílvia Cláudia Loureiro Dias, José Alves Dias, Polymers Based on PLA from Synthesis Using D,L-Lactic Acid (or Racemic Lactide) and Some Biomedical Applications: A Short Review, *Polymers* (2022).

^[1.10]Maribel Herryman Munilla, G. B. (2005). *Ácido láctico y poliláctico: Situación actual y tendencias*. Recuperado el 23 de Marzo de 2024, de <https://www.redalyc.org/pdf/2231/223120659007.pdf>

^[1.11]Damián Bleger, J. C. (07 de Mayo de 2001). *Radiografía de la producción de biodiesel en Santa Fe*. Recuperado el 23 de Marzo de 2024, de <https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/radiografia-4#:~:text=Treinta%20y%20tres%20plantas%2C%20en,la%20capacidad%20instalada%20del%20pa%C3%ADs>

^[1.12]*Productores de biodiesel, en alerta*. (s.f.). (Agrofy NEWS) Recuperado el 23 de Marzo de 2024, de <https://news.agrofy.com.ar/noticia/154704/productores-biodiesel-alerta>

^[1.13]Andrea Komesu, J. A. (Mayo de 2017). *Lactic Acid Production to Purification: A Review*. doi:10.15376/biores.12.2.4364-4383. Recuperado el 23 de Marzo de 2024, de https://www.researchgate.net/publication/317214047_Lactic_acid_production_to_purification_A_review



CAPÍTULO 2

**DIAGRAMA DE FLUJO Y
BALANCES GLOBALES DE LA
PLANTA**

Resumen ejecutivo

En el siguiente capítulo se define la capacidad instantánea del proceso a partir de la capacidad nominal y la eficiencia global.

Se analizan los distintos tipos de catalizadores, ponderando las ventajas y desventajas de estos. El cobre en forma de nanopartículas es el catalizador elegido debido a su bajo costo y gran actividad catalítica. Además se cuenta con una gran cantidad de estudios de síntesis de ácido láctico utilizando este compuesto como catalizador.

Como premisa se elige un reactor slurry ya que es la clase de reactor más utilizado en los bioprocesos. Debido a esto último, se debe soportar el cobre para que este no sea arrastrado por la corriente de salida del reactor. Para la elección del soporte se evalúan los resultados arrojados por distintos estudios de laboratorio, siendo la **hidroxiapatita** el de mejor desempeño, obteniéndose los mejores valores de conversión y selectividad.^[2.8]

Definido el catalizador, se procede a analizar el mecanismo de reacción. Utilizando los mismos estudios con los que se definió el Cu/Hap, se evalúa la reacción a distintas condiciones de operación. Con estos datos, mediante modelos matemáticos se obtienen los parámetros cinéticos de la reacción (energía de activación, factor preexponencial, órdenes de los reactivos).

Se evalúan las condiciones de operación óptimas, siendo la **temperatura de 230°C, presión 28 bares**, carga de catalizador **0.46g/100ml de sn** y **1M de glicerina**, las que mejor eficiencia de producción mostraron. En este proceso se cuenta con una corriente de ingreso 6.8M de glicerina, por lo que se debería utilizar un caudal muy elevado de agua para diluir esta corriente hasta 1M. Debido a esto, se evalúa trabajar a concentraciones más elevadas. Se elige entonces trabajar a una concentración de glicerina 2M, la máxima analizada en los experimentos. Como esta sigue siendo pequeña, y no se cuentan con más datos, se realiza una extrapolación de los valores de este estudio, para trabajar a una concentración 4M. A pesar de no ser datos exactos, esto sirve para un análisis preliminar antes de realizar el diseño del reactor.

Luego se presenta el diagrama de bloques, definiendo las subplantas del proceso. Se realiza el balance de masa para cada etapa y se definen los reciclos así como la producción obtenida para cada concentración inicial (2M, 4M).

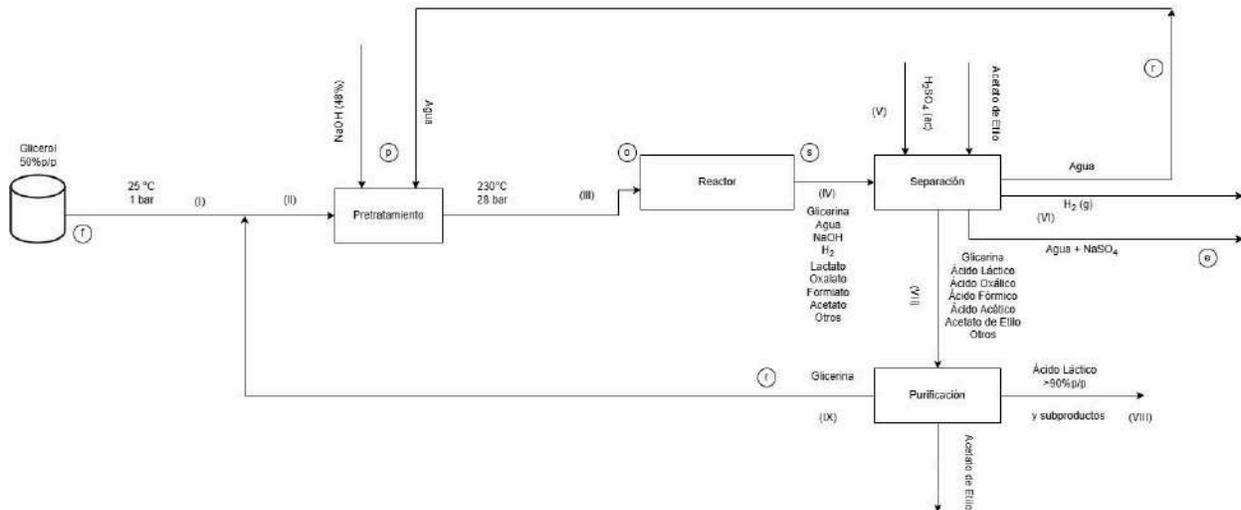


Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso.

Al final de este capítulo, se incluyen consideraciones adicionales que surgieron tras completar el análisis integral del proceso y definir la versión final del proyecto. Estas modificaciones responden a la optimización de las condiciones de operación y el uso de tecnologías alternativas para mejorar la eficiencia del proceso.

Introducción

Como se explicó anteriormente, el ácido láctico puede producirse mediante la fermentación de biomasa, que implica la transformación de carbohidratos, azúcares e incluso glicerol. Este mecanismo representa la ruta predominante para la producción, constituyendo aproximadamente el 95% de la producción mundial. No obstante, este método exhibe desventajas significativas, entre las cuales se destacan su baja eficiencia y productividad, así como una reacción lenta. Además, el proceso conlleva pasos de separación complejos. Otra forma de obtención son las rutas químicas a partir de glicerol tales como la deshidrogenación en presencia de bases (conversión hidrotermal), deshidrogenación oxidativa aeróbica en presencia de bases y deshidrogenación oxidativa aeróbica en presencia de ácidos de Lewis.

En este trabajo nos enfocaremos específicamente en la obtención del ácido láctico mediante la conversión hidrotermal. Este es un proceso químico que implica la transformación de materiales orgánicos o inorgánicos en condiciones de alta temperatura y presión en presencia de agua.

Una ventaja notable de este enfoque radica en su capacidad para aprovechar directamente el glicerol generado como subproducto en el proceso de producción de biodiesel, el cual contiene agua y álcali, como materia prima. Esto elimina la necesidad de un paso adicional de separación. Sin embargo, es importante tener en cuenta que este método conlleva ciertas desventajas, como la operación a temperatura y presión elevadas, y en un medio altamente alcalino, lo cual puede resultar en una corrosión severa de los reactores utilizados.

Esto conduce a la utilización sinérgica de catalizadores heterogéneos en presencia de bases.

Capacidad de la planta

En el **Capítulo 1** se definió la capacidad nominal de la planta, la cual se refiere a la capacidad máxima de producción teórica de la planta o equipo bajo condiciones normales y óptimas de operación. Sin embargo, esta no considera la efectividad global del proceso

(EGP) respecto de la capacidad instantánea de producción de la planta y por lo tanto no puede utilizarse para el dimensionamiento de los equipos.

La capacidad instantánea representa la cantidad real de productos que la planta está produciendo en un momento dado, teniendo en cuenta factores como la eficiencia operativa, el mantenimiento, las interrupciones imprevistas y otros aspectos que puedan afectar temporalmente la producción. Todos estos factores son contemplados dentro de la efectividad global del proceso. Estos elementos se detallan en la *Tabla 2.1*.

Tabla 2.1. Elementos de la EGP.

| | Disponibilidad | % Producto conforme | Performance |
|----------------------------|---|---|---|
| Aspectos | $\frac{\text{Hs de producción}}{\text{Hs totales}} \cdot 100$ | $\frac{\text{En especificación}}{\text{Producto total}} \cdot 100$ | $\frac{\text{Producción instantánea}}{\text{Producto estándar}} \cdot 100$ |
| Factores | <ul style="list-style-type: none"> → Paradas de mantenimiento programadas → Paradas de mantenimiento imprevistas → Factores externos. Ej: corte de energía eléctrica | <ul style="list-style-type: none"> → Calidad de materias primas → Desvíos de proceso → Fallas en equipos | <ul style="list-style-type: none"> → Disponibilidad de materias primas → Desvíos de proceso → Fallas en equipos → Capacitación → Limitaciones externas |
| Valor de referencia | 95% | 98% a 99% | 85% |

Luego, el factor se define como:

$$EGP = \text{Disponibilidad} * \% \text{Prod. Conforme} * \text{Performance}$$

$$EGP = 95\% * 99\% * 85\% = 80\%$$

En este caso se tomará como capacidad nominal las 60.000 ton/año establecidas en un principio. Para asegurarnos de procesar esta cantidad, y comprometernos con una producción estable de ácido láctico, se calcula la capacidad de diseño del proceso como:

$$\text{Capacidad de diseño} = \text{Capacidad de producción} / EGP$$

$$\text{Capacidad de diseño} = 75.000 \text{ ton/año}$$

Catalizadores

Un catalizador es una sustancia, simple o compuesta que acelera o facilita la velocidad de una reacción química sin ser consumida en el proceso. Es decir, aunque participa en la reacción luego se regeneran y pueden ser recuperados para seguir catalizando nuevas reacciones. Los catalizadores funcionan proporcionando una ruta de reacción alternativa con una menor energía de activación, lo que hace que la reacción química ocurra más rápidamente. Son fundamentales en numerosos procesos industriales y en la vida cotidiana, ya que permiten ahorrar energía y recursos, mejorar la selectividad de las reacciones y reducir los residuos. Este proceso se llama catálisis y puede ser homogénea, heterogénea o enzimática.

La catálisis homogénea se refiere a un tipo de catálisis en la que tanto el catalizador como los reactivos se encuentran en la misma fase, ya sea líquida o gaseosa. En otras palabras, el catalizador y los reactivos están dispersos y mezclados uniformemente en una fase única. Esto permite una interacción directa entre el catalizador y los reactivos, lo que facilita la reacción química.

La catálisis heterogénea es un proceso en el cual el catalizador y los reactivos se encuentran en diferentes fases. Generalmente, el catalizador está presente en una fase distinta de los reactivos, como en forma de sólido mientras que los reactivos pueden estar en estado líquido o gaseoso.

Los reactivos se adsorben en la superficie del catalizador, donde ocurre la reacción química. Esta adsorción facilita la interacción entre los reactivos, promoviendo la formación de productos. Una vez que la reacción ha tenido lugar, los productos son desorbidos de la superficie del catalizador, dejándolo libre para participar en nuevas reacciones.

Una de las principales ventajas de este tipo de catálisis es la recuperación del catalizador luego de la finalización de la reacción, lo que simplifica el proceso y permite su reutilización. Además, puede mejorar la selectividad de la reacción y reducir los efectos secundarios no deseados. Por estos motivos, la catálisis heterogénea es ampliamente

utilizada en la industria para la producción de una variedad de productos químicos y materiales.

La selección del catalizador para un determinado proceso es un paso crítico en el diseño y la optimización de procesos químicos. Esto implica una evaluación de diversas propiedades físicas y químicas. Algunos aspectos importantes a considerar al elegir un catalizador son:

- ❖ **Naturaleza de la reacción:** Es fundamental comprender la reacción química específica que se va a catalizar. Esto incluye conocer la cinética de la reacción, los intermediarios involucrados y los productos deseados. La actividad y la selectividad del catalizador deben ser adecuadas para la transformación requerida.
- ❖ **Compatibilidad con los reactivos y productos:** El catalizador seleccionado debe ser compatible con los reactivos y productos de la reacción. Esto implica considerar la estabilidad química del catalizador bajo las condiciones de reacción, así como su capacidad para interactuar eficientemente con las especies químicas involucradas.
- ❖ **Selectividad:** Es importante seleccionar un catalizador que promueva la formación selectiva de los productos objetivo y minimizar la formación de subproductos no deseados.
- ❖ **Actividad catalítica:** Es importante seleccionar un catalizador con una alta actividad para lograr conversiones significativas en un tiempo razonable.
- ❖ **Estabilidad del catalizador:** La estabilidad del catalizador es crucial para garantizar una vida útil prolongada y un rendimiento consistente durante el proceso. El catalizador debe ser resistente a la desactivación por envenenamiento, degradación térmica, corrosión u otros factores que puedan afectar su actividad y selectividad.
- ❖ **Costo y disponibilidad:** El costo y la disponibilidad del catalizador son consideraciones importantes, especialmente en aplicaciones industriales a gran escala. Es importante evaluar el costo por unidad de rendimiento y considerar la disponibilidad de materias primas para la síntesis del catalizador.

-
- ❖ **Impacto medioambiental:** Se debe considerar el impacto medioambiental de la producción y el uso del catalizador. Los catalizadores más sostenibles y respetuosos con el medio ambiente son preferibles siempre que sea posible.

Es importante tener en cuenta que el sistema catalizador no se compone únicamente de agentes catalíticos, sino que también puede contener otros componentes, tales como:

- **Soporte:** materiales utilizados para sostener y distribuir uniformemente el catalizador activo en la reacción química.
- **Promotores:** mejoran la actividad, selectividad o estabilidad del catalizador activo. Estos pueden ser metales o compuestos químicos que se agregan al catalizador activo para modificar sus propiedades.
- **Aditivos:** En algunos casos, se pueden agregar aditivos al sistema catalizador para mejorar su rendimiento o modificar sus propiedades físicas y/o químicas. Estos aditivos pueden incluir agentes de dispersión, estabilizadores, agentes reductores o modificadores de la morfología del catalizador.
- **Recubrimientos o impregnaciones:** A veces, el catalizador activo se deposita sobre el soporte mediante recubrimientos o impregnaciones para asegurar una distribución uniforme y una fuerte adhesión al soporte. Esto puede mejorar la estabilidad y la eficiencia del catalizador.

El nivel de activación de los catalizadores no se mantendrá indefinidamente a lo largo del tiempo, ya que son susceptibles al fenómeno conocido como desactivación. Esta desactivación puede deberse a diversos factores, entre ellos: la degradación química, las fallas mecánicas, la sinterización, ensuciamiento y envenenamiento.

1. La **degradación química**, entendida como la desactivación del catalizador causada por reacciones químicas.
2. Las **fallas mecánicas** son otra causa importante de desactivación de los catalizadores, especialmente debido a la forma en que se presentan

comercialmente, como gránulos, esferas o pellets. Estos pueden sufrir diversos tipos de daños, incluyendo:

Aplastamiento (Crushing): La compresión excesiva puede deformar los gránulos, reduciendo su eficacia catalítica.

Atrición o desgaste: El roce continuo entre los gránulos puede provocar su desgaste gradual, disminuyendo su área superficial y, por lo tanto, su actividad catalítica.

Erosión: La acción de partículas abrasivas en el flujo de reactivos puede causar desgaste en la superficie del catalizador, afectando su rendimiento.

Fracturas: Las fuerzas mecánicas pueden causar la fractura de los gránulos, lo que disminuye su integridad estructural y reduce su capacidad para catalizar las reacciones químicas.

3. La **sinterización** es un fenómeno causado por el crecimiento o la aglomeración de partículas metálicas depositadas en el soporte del catalizador, lo que puede estrechar los poros dentro de la partícula, reduciendo así el área superficial y, por ende, la actividad catalítica.

La sinterización también se refiere a la pérdida de área específica del soporte del catalizador, causada por el colapso del sistema poroso. Este proceso puede ser provocado por el aumento de la temperatura o por procesos térmicos durante la preparación del catalizador. Los mecanismos de sinterización incluyen:

Migración atómica: Los átomos de los metales presentes en el catalizador pueden moverse y agruparse, reduciendo la superficie activa disponible para la reacción.

Migración de cristales: Los cristales en el catalizador pueden desplazarse y unirse, disminuyendo la eficiencia catalítica.

Transporte de vapor a altas temperaturas: El transporte de vapor a temperaturas elevadas puede causar la reorganización de los componentes del catalizador, afectando su estructura y actividad.

-
4. Otro factor puede ser el **ensuciamiento u obstrucción** de los sitios activos debido a la acumulación de material no deseado en la superficie del catalizador provenientes de la fase fluida. Esto resulta en una pérdida de actividad catalítica debido al bloqueo de los sitios activos o al obstruir el acceso a través del sistema de poros.
 5. El **envenenamiento** del catalizador ocurre debido a la quimisorción irreversible de reactivos, productos o impurezas sobre los sitios activos necesarios para llevar a cabo las reacciones. Esta adsorción de moléculas envenena la superficie del catalizador al disminuir el número de sitios activos disponibles para las reacciones químicas. La capacidad de una especie química para actuar como un contaminante depende de su fuerza de adsorción en comparación con otras especies químicas que compiten por los mismos sitios catalíticos.

En uno de los primeros estudios sobre la aplicación de catalizadores heterogéneos, Roy et al.^[2.3] investigaron el rendimiento de los catalizadores basados en Cu para la conversión de glicerina a ácido láctico. En este estudio, con una proporción molar de OH⁻/GLY~1.1 a 513 K y 14 bar, el catalizador CuO/Al₂O₃ mostró el mejor rendimiento con una conversión de glicerina del 97.8% y una selectividad de ácido láctico del 78.6% después de 6 horas, mientras que Cu₂O mostró la mejor estabilidad pero una conversión más baja del 93.6% y una selectividad del 78.1%. En otro estudio realizado por Yang et al.^[2.4], se aplicó CuO/ZrO₂ con una proporción molar de OH⁻/GLY=1.1 a 453 K y 14 bar. Después de 8 horas, se obtuvo una conversión de glicerina del 100% y una selectividad de ácido láctico del 94.6%. Yin et al.^[2.5] aplicaron Cu/hidroxiapatita, Cu/MgO y Cu/ZrO₂ con una proporción molar de OH⁻/GLY=1.1 y 503 K. Después de 2 horas, el primer catalizador mostró la mejor eficiencia con una conversión de GLY del 91% y una selectividad de LA del 90%. El mismo grupo también estudió el proceso en presencia de nanopartículas de Cu (CuNPs). Después de 4 horas, obtuvieron una conversión de glicerina del 98% y una selectividad de ácido láctico del 91.9% con una proporción molar de OH⁻/GLY=1.1 y 503 K. Li et al.^[2.6] estudiaron la conversión de glicerina a ácido láctico en presencia de catalizadores de Cu-Zn-Al y Cu-Cr.

Según esto, el mejor rendimiento se obtuvo con Cu-Zn-Al con una conversión del 98.9% y una muy buena selectividad del 96% después de 4 horas con una proporción molar de OH-/GLY=1.5 y 448 K. Yin et al.^[2.7] estudiaron el proceso utilizando catalizadores de nanopartículas de Ni⁰ soportadas en grafito en una solución acuosa de NaOH. En consecuencia, después de 3 horas, Ni_{0.3}/grafito mostró una conversión de glicerol del 97.6% y una selectividad de ácido láctico del 92.2% con una relación molar de OH-/GLY=1.1 y 503 K. En otro estudio, Palacio et al.^[2.8] informaron una conversión del 85.7% y una selectividad del 79.8% después de 8 horas utilizando un catalizador de Co₃O₄/CeO₂ en una solución acuosa con una relación molar de OH-/GLY~1.1 a 523 K y 60 bar. Checa et al.^[2.9] estudiaron la conversión de glicerina en presencia de diferentes catalizadores como Au/ZnO, Pt/ZnO, Pd/ZnO y Rh/ZnO, siendo este último el que mostró el mejor rendimiento después de 12 horas con una conversión de glicerina del 100% y una selectividad de ácido láctico del 68% a un pH de 13, 473 K y 20 bar.

En la *Tabla 2.2* se detallan las características principales y las condiciones de operación de los ensayos comentados anteriormente.

Tabla 2.2. Análisis catalizadores posibles.

| Catalizador | Conversión de glicerol (%) | Selectividad para AL (%) | Condiciones de reacción | Tiempo | Observaciones |
|--|-----------------------------------|---------------------------------|--------------------------------|---------------|----------------------|
| CuO/AL ₂ O ₃ | 97.8 | 78.6 | 513K, 14 bar | 6 hs | OH/Gli=1.1 |
| Cu ₂ O | 93.6 | 78.1 | 513K, 14 bar | | Buena estabilidad |
| Cu/MgO | 90 | 89 | 503K | 2 hs | |
| Cu/ZrO ₂ | 100 | 94.6 | 453K, 14 bar | 8 hs | OH/Gli = 1.1 |
| Cu/HAP | 91 | 90 | 503K | 2 hs | OH/Gli = 1.1 |
| Cu Nps | 98 | 91.9 | 503K | 4 hs | OH/Gli = 1.1 |
| Cu-Zn-Al | 98.9 | 96 | 448 K | 4 hs | OH/Gli = 1.5 |
| Ni _{0.3} /grafito | 97.6 | 92.9 | 503K | 3 hs | OH/Gli = 1.1 |
| Co ₃ O ₄ /CeO ₂ | 85.7 | 79.8 | 523K, 60 bar | 8 hs | OH/Gli = 1.1 |

| | | | | | |
|-----------------------------|-----|----|--------------|--------|---------------------|
| <i>Rh/ZnO</i> | 100 | 68 | 473K, 20 bar | 12 hs | |
| <i>Pt/ZrO₂</i> | 95 | 84 | 453K, 30 bar | 24 hs | <i>OH/Gli = 1.8</i> |
| <i>AuPt/CeO₂</i> | 99 | 80 | 273K | 0.5 hs | |

Es importante señalar que todos los estudios mencionados se llevaron a cabo a escala laboratorio en trabajos de investigación, utilizando un reactor batch de pequeño volumen. Sin embargo, el proceso que nos concierne se llevará a cabo a escala industrial, utilizando un sistema continuo. A pesar de esta diferencia, los datos obtenidos en los estudios de laboratorio serán considerados en la selección del catalizador y servirán como una base preliminar para el planteamiento de los balances de materia.

Elección de catalizador

Como criterio inicial se prioriza el aspecto económico para la selección del catalizador. Aunque existen catalizadores que ofrecen un rendimiento y una selectividad sobresalientes, su elevado costo los hace poco prácticos para su implementación a escala industrial. Por consiguiente, en esta fase inicial de análisis se descartan los catalizadores basados en metales nobles como el oro (Au), la plata (Ag), el platino (Pt) y el rodio (Rh). Por ejemplo, el precio por gramo de oro y platino oscila entre los 30 y los 70 dólares, mientras que el rodio tiene un valor aproximadamente diez veces superior al del oro. Aunque la plata no alcanza precios tan elevados, su valor es aproximadamente siete veces mayor que el del cobre. Estos metales son descartados no solo por su elevado costo en comparación con otros metales, sino también debido a que no ofrecen ventajas significativas en términos de conversión, selectividad o resistencia a la desactivación catalítica.

Por otro lado, el catalizador de cobalto se descarta debido a las condiciones de operación que requiere, donde se necesita una presión de 60 bares la cual puede ocasionar elevados costos a la hora de diseñar un reactor que soporte dicha magnitud, además de todos los accesorios y el costo de bombeo.

Los catalizadores de cobre y níquel destacan como los más adecuados para este proceso, ya que muestran valores aceptables tanto en conversión como en selectividad. Además, operan a presiones moderadas, alrededor de 25 bares.

La desactivación del catalizador es una variable crítica que afecta directamente la viabilidad a largo plazo y la estabilidad del proceso. En este caso aunque se observe una desactivación inicial luego de este período, la actividad catalítica demuestra una estabilidad aceptable.

Finalmente, se decidió seleccionar el catalizador de cobre considerando no solo su costo y rendimiento, sino también el hecho de que la estabilización tras la desactivación inicial permite mantener un desempeño adecuado a largo plazo, un factor fundamental para la operación industrial, y que se posee un mayor conocimiento disponible sobre los mecanismos de reacción asociados.

Catalizadores de cobre

Recientemente, se ha prestado gran atención al uso de sistemas catalíticos basados en cobre para este proceso como son el Cu^0 , CuO/ZrO_2 , Cu/hidroxiapatita , etc. debido a su alta actividad, disponibilidad, reciclabilidad, bajo costo y baja toxicidad (especialmente para el cobre metálico).

Es importante mencionar aquí que los catalizadores de Cu sin base no conducen a cualquier producto en fase líquida detectable, lo que indica que tanto el Cu como la base son necesarios para la transformación del glicerol al ácido láctico.

En los estudios realizados en Yin et al.^[2.5] se determinó que a medida que aumentaba la carga de cobre, la superficie específica disminuye. Esta disminución se atribuyó al Cu^0 metálico bien disperso dentro de los soportes, que bloqueaba sus microporos. El orden de las áreas de superficie específica para los catalizadores fue $\text{Cu/HAP} > \text{Cu/MgO} \gg \text{Cu/ZrO}_2$.

También los resultados experimentales revelaron que tanto los catalizadores Cu(16)/HAP como Cu(16)/MgO exhibieron altas actividades catalíticas en la conversión hidrotermal de glicerol a ácido láctico a una alta concentración de glicerol.

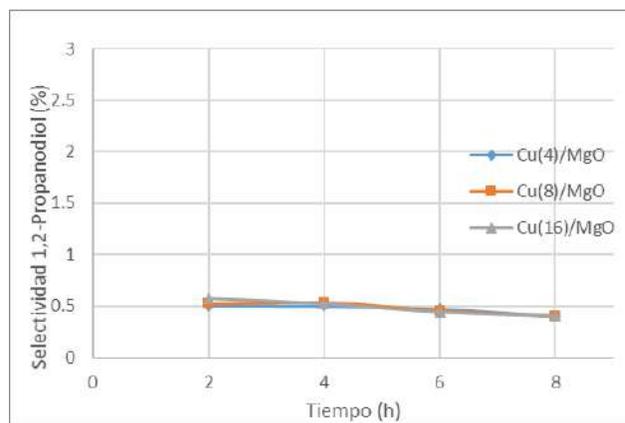
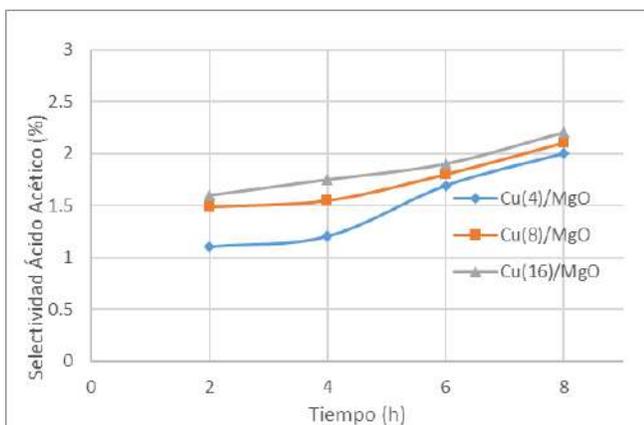
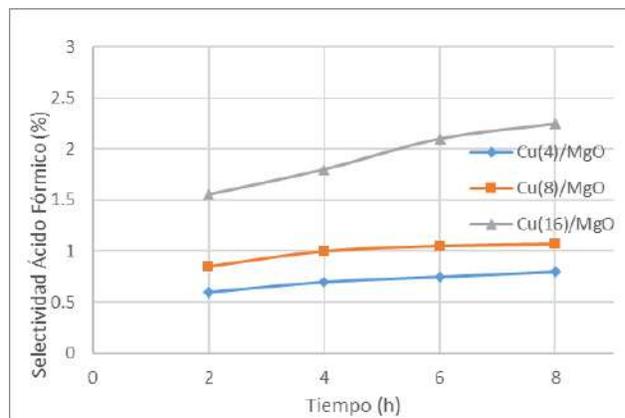
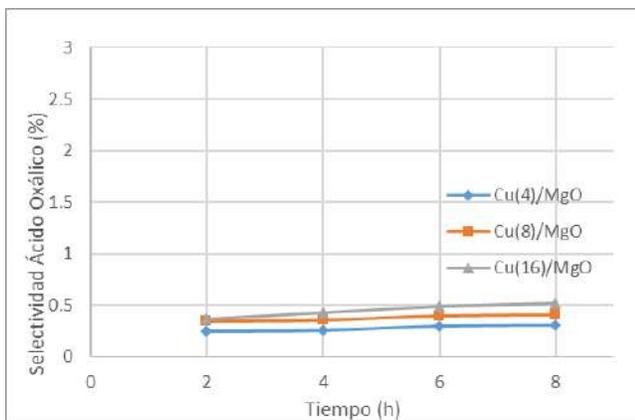
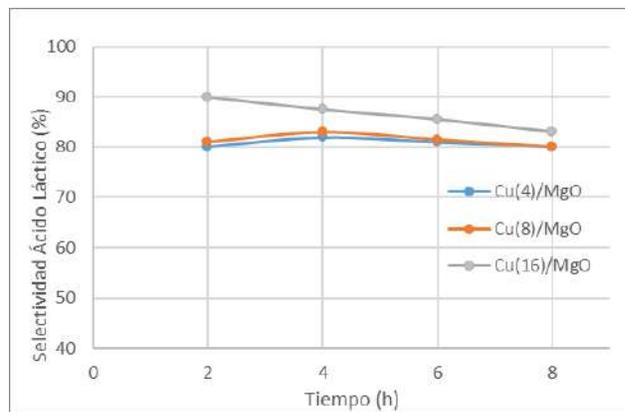
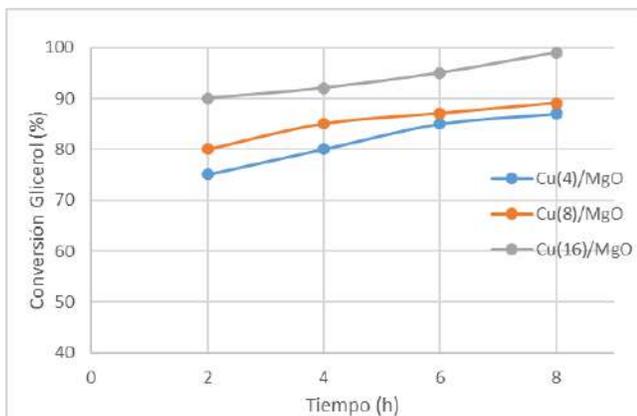


Figura 2.2. Conversión hidrotérmica de glicerol catalizada por el catalizador Cu/MgO. Las condiciones de reacción son una solución acuosa de glicerol (100 mL) con una concentración de glicerol de 1 mol/L, una relación molar NaOH/glicerol de 1.1:1, una cantidad de catalizador de 0,46 g y una temperatura de 230°C.^[2,5]

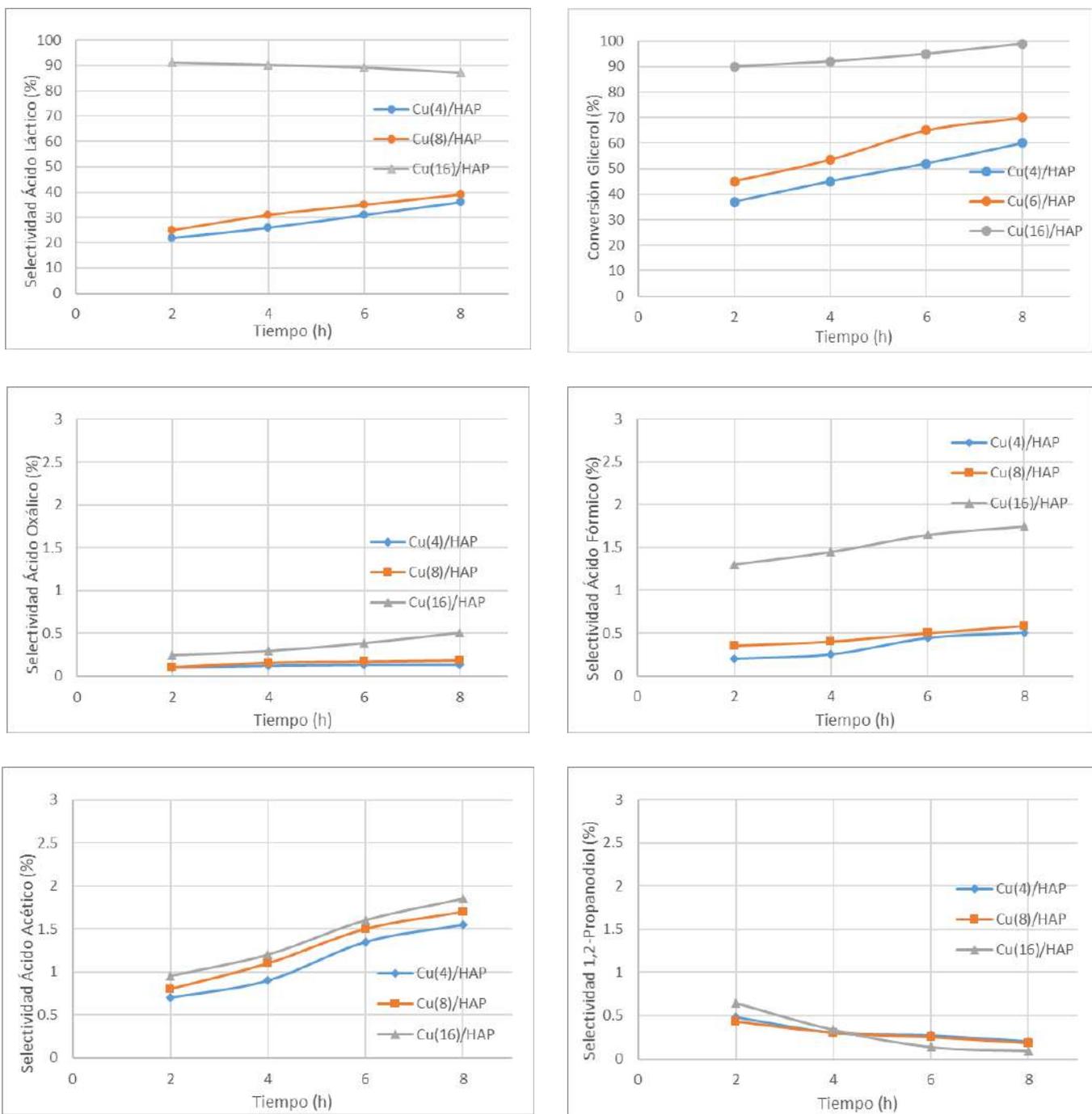


Figura 2.3. Conversión hidrotérmica de glicerol catalizada por el catalizador Cu/HAp. Las condiciones de reacción son una solución acuosa de glicerol (100 mL) con una concentración de glicerol de 1 mol/L, una relación molar NaOH/glicerol de 1.1:1, una cantidad de catalizador de 0,46 g y una temperatura de 230°C.^[2,5]

A continuación se presentan dos gráficos que muestran la conversión de glicerina y la selectividad del ácido láctico para el Cu(16) soportado tanto en HAp como en MgO, que demostraron ser los más efectivos en los resultados obtenidos.

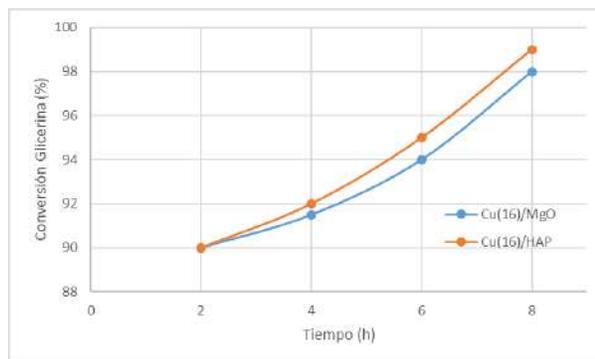


Figura 2.4. Conversión de glicerina en función del tiempo para los catalizadores Cu(16)/MgO y Cu(16)/HAP.

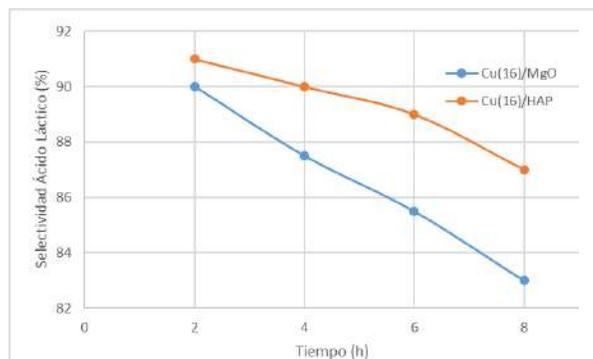


Figura 2.5. Selectividad Ácido Láctico en función del tiempo para los catalizadores Cu(16)/MgO y Cu(16)/HAP.

En base a estos resultados experimentales, se concluye que el catalizador más apto para este proceso es el **cobre soportado en hidroxiapatita**.

Mecanismo de reacción

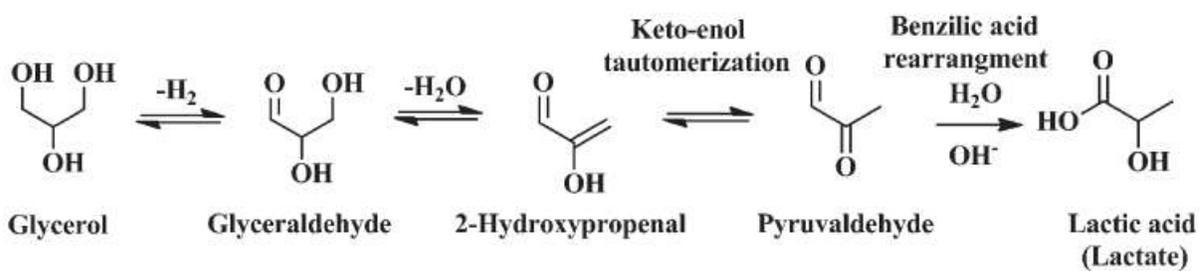
Conversión hidrotérmal con catalizadores basados en Cu

El mecanismo de reacción principal se centra en la deshidrogenación de glicerina en presencia de iones oxidrilo, catalizada por Cu. Presenta cuatro etapas, según se describe en distintas investigaciones.^{[2.1][2.2][2.3][2.4][2.5]}

La primera etapa consta en la formación de gliceraldehído y dihidroxiacetona, isómeros en equilibrio, mediante la deshidrogenación de la glicerina. Al trabajar a pH alto se ve favorecida la formación del gliceraldehído.

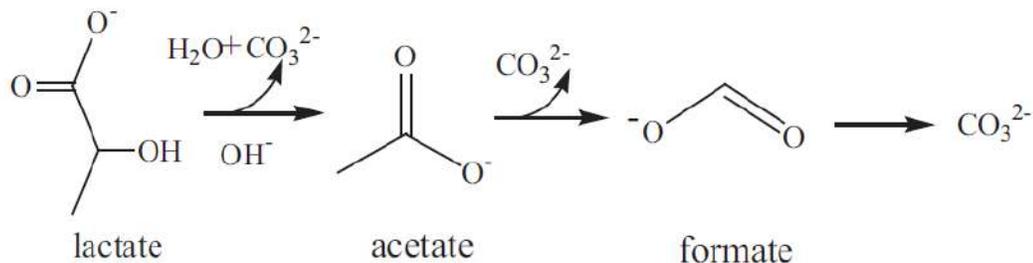
En la segunda etapa, mediante la deshidrogenación del gliceraldehído, se forma el 2-hidroxipropenal. Este producto intermedio es inestable, por lo que el mecanismo continúa con su tautomerización keto-enol, formando piruvaldehído.

Finalmente, en la última etapa se da el reordenamiento ácido bencílico del piruvaldehído, formando el ácido láctico (lactato).

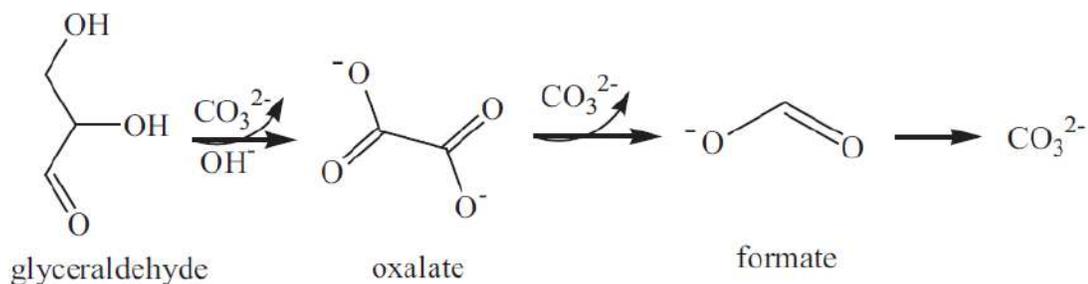


Las reacciones secundarias son:

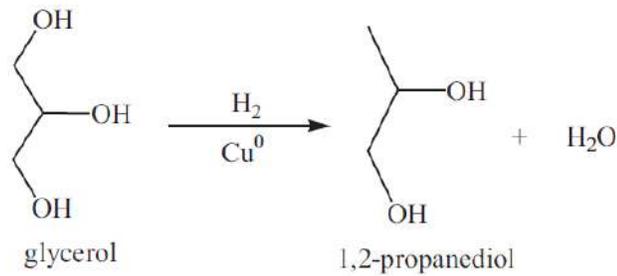
- ❖ Escisión oxidativa de lactato a acetato, formiato y carbonato.



- ❖ Escisión oxidativa de gliceraldehído a oxalato, formiato y carbonato.



- ❖ Hidrogenación de glicerol a 1,2-propanediol catalizada por catalizadores a base de Cu.



En el trabajo abordado por Yin et al.^[2,5] se realiza un modelo de reacción cinético en el cual se utilizó una ecuación cinética del tipo ley de la potencia para evaluar el efecto de las concentraciones de glicerol y NaOH, así como la temperatura de reacción, sobre la velocidad de reacción utilizando el catalizador Cu(16)/HAP.

$$-r_a = -\frac{dn_a}{m_{cat} dt} = k \cdot C_A^a \cdot C_B^b$$

Ecuación 2.1. Velocidad de consumo de glicerol.

donde m_{cat} es la carga de catalizador, n_a es la cantidad de moles de glicerol que reaccionan, C_A y C_B son las concentraciones de glicerol y NaOH respectivamente, k es la constante de velocidad, y a y b son los órdenes de reacción para el glicerol y el hidróxido de sodio. La constante de velocidad k sigue la ecuación de Arrhenius.

$$k = A \cdot e^{-\frac{E_a}{R \cdot T}}$$

Ecuación 2.2. Ecuación de Arrhenius.

donde A es el factor pre-exponencial y E_a es la energía de activación de la reacción.

Una vez finalizados los estudios se obtuvo una energía de activación $E_a = 117.2 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$ y un factor pre-exponencial $A = 2.46 \cdot 10^{11} \text{ L}^{0.83} \cdot \text{mol}^{0.17}$.

Luego, la expresión cinética puede expresarse de la siguiente manera:

$$-r_a = A \cdot e^{-117.2/RT} \cdot C_a^{0.36} \cdot C_b^{0.47} [\text{mol} \cdot g_{cat}^{-1} \cdot h^{-1}]$$

Condiciones de operación

Las condiciones de operación se ven influenciadas por las reacciones en competencia y el catalizador seleccionado. Se evalúa en este caso la temperatura y presión a la que operará el reactor. Para ello, se debe contar con la presencia de agua en fase líquida como medio de reacción, siendo el principal condicionante a la hora de operar a altas temperaturas. Las principales reacciones que tienen lugar en el proceso son:



La reacción 1 es la reacción deseada, en donde se da la formación de ácido láctico a partir de glicerol mediante su deshidrogenación. Luego, tendremos los subproductos de reacción como ya se comentó en el mecanismo de reacción. Se busca entonces optimizar las condiciones de operación maximizando el rendimiento y selectividad sobre la reacción 1.

Las altas temperaturas son necesarias para superar la barrera energética de algunos pasos intermedios y las correspondientes altas presiones son necesarias para mantener el medio de reacción en estado líquido.

Se realizó un ensayo de laboratorio en un reactor slurry batch para analizar el desempeño del Cu/Hap para distintas concentraciones iniciales de glicerina, temperatura de reacción y carga de catalizador obteniéndose los resultados de la *Tabla 2.3*.^[2,8]

Tabla 2.3. Comparación efecto concentración glicerol.

| Concentración glicerol (mol/L) | Carga catalizador (g/100ml mezcla) | Temperatura (°C) | Conversión (%) | Selectividad(%) | | | | | Balance de carbonos (%) |
|--------------------------------|------------------------------------|------------------|----------------|-----------------|---------------|---------------|---------------|-----------------|-------------------------|
| | | | | Ácido Láctico | Ácido Oxálico | Ácido Fórmico | Ácido Acético | 1,2-Propanediol | |
| 1 | 0.46 | 230 | 91 | 90 | trazas | 1 | 1 | 1 | 93 |
| 1.5 | 0.46 | 230 | 86 | 90 | trazas | 1 | 1 | 1 | 93 |
| 2 | 0.46 | 230 | 80 | 88 | 1 | 2 | 1 | trazas | 92 |
| 1 | 0.92 | 230 | 97 | 86 | 1 | 2 | 2 | trazas | 91 |
| 1 | 0.23 | 230 | 85 | 84 | trazas | 1 | 1 | 1 | 87 |
| 1 | 0.46 | 210 | 64 | 92 | trazas | 1 | 1 | 1 | 95 |

Se puede observar que las mejores condiciones de operación son a una temperatura de 230°C, 0.46 gcat/100ml de sn y una concentración 1M de glicerina. La concentración inicial de glicerina con la que se cuenta en este proceso es de 6.8M, por lo tanto, para diluirla hasta 1M, habría que añadir unas 338.772 ton/año de agua. Esto conlleva grandes costos de inversión en cañerías, bombeo, además de un gran volumen de reactor. Para evitar esto, se opta por una concentración intermedia que requiera un menor volumen de agua, pero que de igual manera se obtenga una alta conversión y selectividad.

Debido a que los estudios de laboratorio llegan hasta una concentración de 2M, se opta analizar 2 casos para realizar el balance de masa. En el primero se utilizará la concentración de 2M, el valor más alto con el que se realizó el ensayo de laboratorio.

En el segundo caso se realiza una extrapolación de los valores de conversión y selectividad para concentraciones mayores de glicerina. Estos resultados tendrán un error considerable ya que no se basan directamente en datos empíricos, pero sirven para un análisis preliminar y una posterior simulación. A partir de la *Tabla 2.3* se construyen los gráficos de las *Figuras 2.6* y *2.7*.

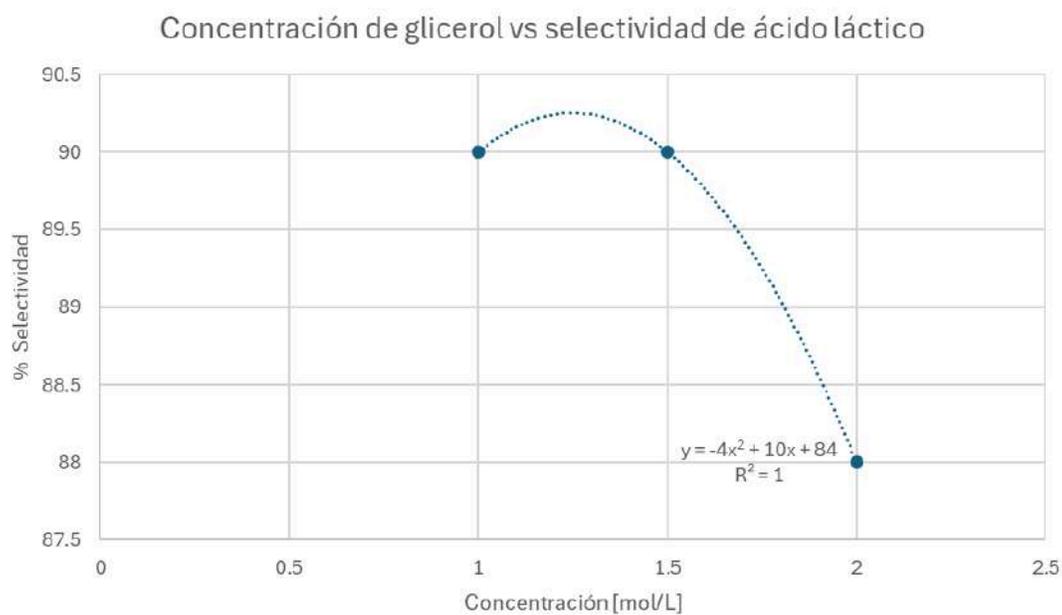


Figura 2.6. Ajuste de valores empíricos de selectividad
T: 230°C [Cat]:0.46g/100ml de sn.

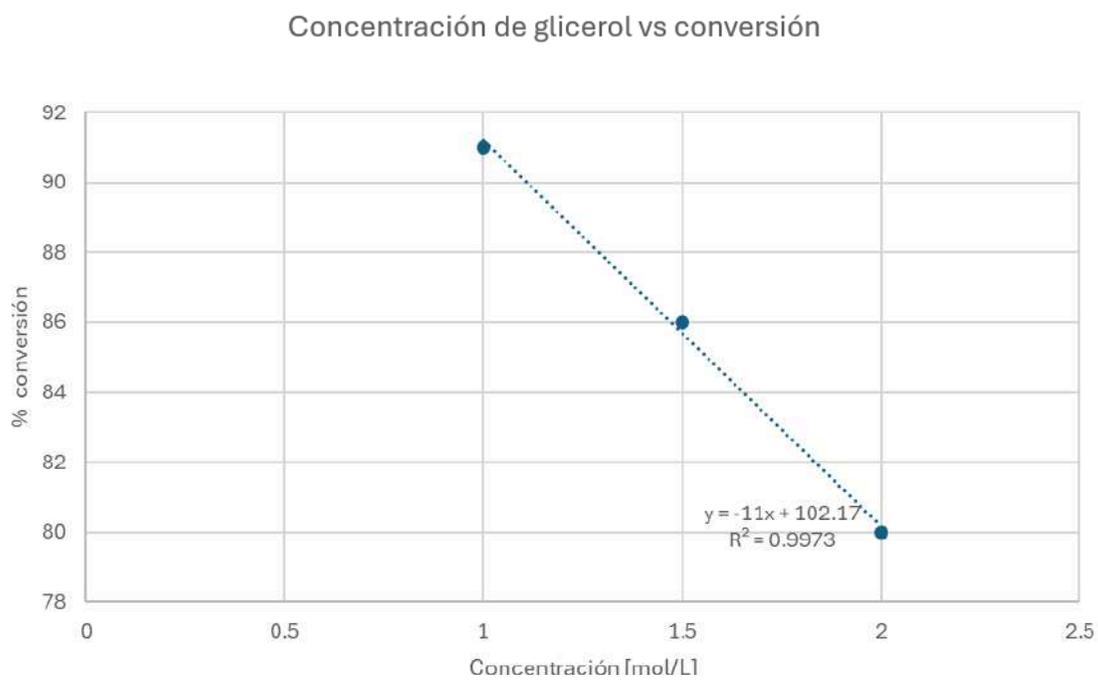


Figura 2.7. Ajuste de valores empíricos de conversión

$T: 230^{\circ}\text{C}$ [Cat]:0.46g/100ml de sn.

La presión de operación no afecta a la reacción por lo cual lo único que debe asegurarse es que toda la solución se encuentre en estado líquido. Para ello se analiza en UniSim a qué temperatura se empieza a evaporar alguno de los compuestos, requiriendo una presión mínima de 28 bar para que esto se de. Cabe destacar que esta presión fue determinada para una concentración de glicerina de 2M.

Balances de materia preliminar

De manera preliminar se procede a estudiar los balances de materia para la producción de ácido láctico, teniendo en cuenta las condiciones de operación iniciales establecidas y las diferentes vías de reacción posibles con el catalizador propuesto. Para ello, se identifican las corrientes principales de entrada y salida en el proceso, además de las respectivas subplantas (*Figura 2.8*). Se tienen en cuenta conversiones y selectividades obtenidas a partir de los ensayos experimentales expuestos anteriormente. A su vez, según el análisis efectuado de los distintos trabajos de investigación se tendrá un porcentaje de glicerina que se convierte en otros subproductos que no se han determinado su naturaleza. Para los compuestos conocidos, se establecen los siguientes valores, y el caudal másico del resto de subproductos se obtendrá de los balances de masa planteados:

- **Selectividad Ácido Láctico (S_{AcLac}): 0.88**
- **Selectividad Ácido Oxálico (S_{AcOx}): 0.01**
- **Selectividad Ácido Fórmico (S_{AcF}): 0.02**
- **Selectividad Ácido Acético (S_{AcAct}): 0.01**
- **Conversión Glicerina (x): 0.8**
- **Concentración Glicerina inicial ($C_{\text{gli,o}}$): 2 mol/L**
- **Relación OH/Gli: 1.1**

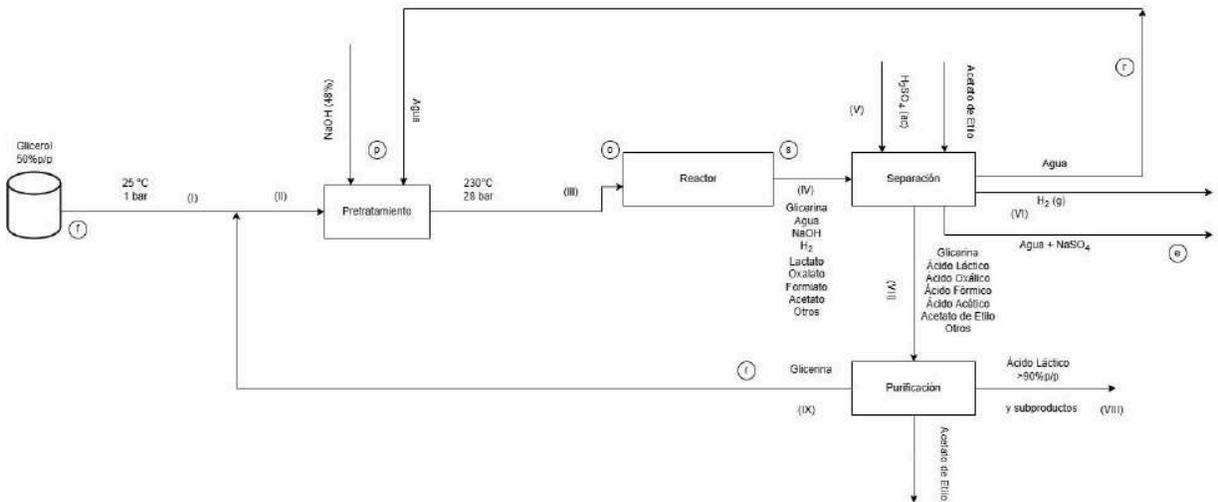


Figura 2.8. Diagrama de bloques del proceso

En el marco del funcionamiento de los equipos considerados en las sub plantas, se considera que su operación posea una máxima eficiencia y rendimiento en los procesos de separación y purificación. Los valores obtenidos en este capítulo nos servirán de valores semilla para un cálculo más riguroso en un futuro. Por otro lado, los balances de masa son planteados en estado estacionario de flujo y reacción, es decir sin considerar acumulación.

Balance de masa global:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$G_{\text{Gli,f}} + G_{\text{H}_2\text{O,f}} + G_{\text{NaOH,p}} + G_{\text{H}_2\text{SO}_4} = G_{\text{AcLac}} + G_{\text{AcOx}} + G_{\text{AcF}} + G_{\text{AcAct}} + G_{\text{H}_2} + G_{\text{H}_2\text{O,e}} + G_{\text{NaSO}_4,e} + G_{\text{otros}}$$

El caudal molar de glicerina a la entrada al reactor será mayor a la alimentada al proceso, debido al reciclo empleado.

$$F_{\text{Gli,o}} = F_{\text{Gli,f}} + F_{\text{Gli,r}}$$

Luego, el caudal molar de glicerina del reciclo será:

$$F_{\text{Gli,r}} = F_{\text{Gli,o}} \cdot (1-x)$$

Quedando el cálculo del caudal de entrada al reactor como:

$$F_{\text{Gli,o}} = F_{\text{Gli,r}}/X$$

$$F_{\text{Gli,o}} = 58.91 \text{ kmol/h} ; G_{\text{Gli,o}} = 5425.35 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{Gli,r}} = 11.78 \text{ kmol/h} ; G_{\text{Gli,r}} = 1085.07 \text{ kg/h}$$

La selectividad se define como la cantidad de moles producidos de la especie "i" sobre los moles de glicerina que reaccionan, donde cada término se afecta por la cantidad de átomos de carbono que contiene una molécula de la especie:

$$\text{Selectividad } (S_i) = \frac{\text{moles producidos de } i \cdot n_{Ci}}{\text{moles consumidos de glicerina} \cdot 3}$$

Entonces, las selectividades de los productos quedan definidas según:

$$S_{\text{AcLac}} = F_{\text{AcLac}}/F_{\text{Gli,o}} \cdot X$$

$$S_{\text{AcOx}} = F_{\text{AcOx}} \cdot 2 / F_{\text{Gli,o}} \cdot X \cdot 3$$

$$S_{\text{AcF}} = F_{\text{AcF}} / F_{\text{Gli,o}} \cdot X \cdot 3$$

$$S_{\text{AcAct}} = F_{\text{AcAct}} \cdot 2 / F_{\text{Gli,o}} \cdot X \cdot 3$$

De las selectividades quedan definidos los caudales molares de los productos:

$$F_{\text{AcLac}} = 37.70 \text{ kmol/h} ; G_{\text{AcLac}} = 3396.07 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{AcOx}} = 0.71 \text{ kmol/h} ; G_{\text{AcOx}} = 63.64 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{AcF}} = 2.83 \text{ kmol/h} ; G_{\text{AcF}} = 130.15 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{AcAct}} = 0.71 \text{ kmol/h} ; G_{\text{AcAct}} = 42.45 \text{ kg/h}$$

Sub planta de pretratamiento

Esta sección de la planta incluye un tanque de mezclado donde se introduce la corriente de alimentación, así como hidróxido de sodio para alcalinizar el medio y agua reciclada proveniente del proceso de separación aguas abajo.

Aquí también se modificarán las condiciones de entrada de la corriente de alimentación, que se encuentra a temperatura ambiente y presión atmosférica, con el propósito de alcanzar las condiciones de operación del reactor.

El hidróxido de sodio se adicionará como una corriente en fase acuosa al 48%, por lo que aportará cierta cantidad de agua al pretratamiento. Con la relación entre la concentración de glicerina e hidróxido de sodio determinada, se tendrá que:

$$C_{Gli,o} \cdot 1.1 \frac{\text{mol NaOH}}{\text{mol Gli}} = C_{NaOH,o}$$

Entonces:

$$Q_{tot,o} * C_{Gli,o} \cdot 1.1 \frac{\text{mol NaOH}}{\text{mol Gli}} = Q_{tot,o} * C_{NaOH,o}$$

$$F_{Gli,o} \cdot 1.1 = F_{NaOH,o}$$

La cantidad de hidróxido de sodio a emplear será de:

$$F_{NaOH,o} = 64.80 \text{ kmol/h} ; G_{NaOH,o} = 2591.91 \text{ kg/h}$$

El aporte de agua debido a esta corriente de materia prima corresponderá a 2807.90 kg/h.

Luego, según las concentraciones de reactivo elegidas, y teniendo en cuenta la concentración inicial de la corriente de alimentación de glicerina de 6.8 mol/L, se calcula la cantidad de agua a agregar como:

$$C_{Gli,o} = \frac{F_{Gli,f}}{\left(\frac{G_{Gli,f}}{\rho_{Gli}} + \frac{G_{Agua,f}}{\rho_{Agua}} + \frac{G_{Agua,NaOH}}{\rho_{Agua}} \right) + \frac{G_{Agua,p}}{\rho_{Agua}}}$$

De esta manera se obtiene la cantidad de agua a adicionar:

$$G_{Agua,p} = 17924.11 \text{ kg/h}$$

Finalmente, la cantidad de agua que saldrá de la subplanta de pretratamiento se obtendrá de la sumatoria del aporte de la corriente de materia prima, de la corriente de hidróxido de sodio y de la corriente de agua requerida para alcanzar la dilución.

$$F_{H_2O,o} = 1392.91 \text{ kmol/h} ; G_{H_2O,o} = 25072.29 \text{ kg/h}$$

Sub planta de reactor

Luego de realizar el pretratamiento adecuado para el ingreso de la mezcla de reactivo, se lleva a cabo la reacción de obtención de ácido láctico. Las reacciones que ocurren son las siguientes, en presencia del catalizador de Cu seleccionado:



A partir de estas reacciones se plantean las siguientes ecuaciones:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

$$G_{H_2O,o} + G_{Gli,o} + G_{NaOH,o} = G_{AcLac} + G_{H_2} + G_{AcOx} + G_{AcF} + G_{AcAct} + G_{H_2O,s} + G_{Gli,s} + G_{NaOH,s} + G_{otros}$$

En este análisis preliminar, consideramos que la cantidad de agua y de hidrógeno producida se corresponde únicamente con la reacción principal de formación ácido láctico, debido a la baja selectividad por los subproductos de reacción. Siguiendo una estequiometría mol a mol, se forman 41.47 kmol/h de agua e hidrógeno. Entonces, a la salida se tendrá:

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = 1434.38 \text{ kmol/h} ; G_{\text{H}_2\text{O}} = 25818.76 \text{ kg/h}$$

$$F_{\text{H}_2} = 41.47 \text{ kmol/h} ; G_{\text{H}_2} = 82.94 \text{ kg/h}$$

Obtenidos todos los caudales de los productos de la reacción y las cantidades sin reaccionar de los reactivos, del balance de masa en el reactor se obtiene la cantidad de los otros subproductos de la reacción:

$$G_{\text{otros}} = 952.72 \text{ kg/h}$$

Sub planta de separación

Para la etapa de separación se contempla una eficiencia del 100% para los equipos propuestos en esta división, teniendo entonces una separación completa de todos los compuestos de la corriente.

Por un lado, se separa el hidrógeno gaseoso producido, el cual se dirige a un tanque de almacenamiento para su posterior utilización, ya sea para la venta del mismo o su posible empleo como combustible energético.

El equipo de separación será diseñado para lograr una separación de agua menor al 100% ya que sino una recirculación de la cantidad total de agua conlleva a una dilución mayor de la necesaria de la corriente de alimentación. Por lo tanto, se establece un porcentaje de recirculación teniendo en cuenta el siguiente balance:

$$G_{\text{agua,p}} = \alpha \cdot G_{\text{agua,s}} = G_{\text{agua,r}}$$

$$\alpha = G_{\text{agua,p}}/G_{\text{agua,s}} = 0.694$$

Entonces, se debe separar el 69.4% del agua obtenida a la salida del reactor. Es importante tener en cuenta que, conforme a la reacción principal, la glicerina se convierte en lactato de sodio. Por ende, para obtener ácido láctico, es necesario llevar a cabo una neutralización con un ácido, como por ejemplo, ácido sulfúrico, para alcanzar el pH del

equilibrio ácido-base cuyo pKa es de 3.86. Esta neutralización se realizará sobre la corriente de salida del equipo de separación que no es recirculada hacia el reactor. Una vez añadido el ácido, se obtienen ácido láctico y sulfato de sodio. Se realiza la separación del ácido láctico disuelto en agua, mediante una extracción líquido-líquido con un solvente, tal como el acetato de etilo. De esta manera, se obtiene, por un lado, el ácido láctico con acetato de etilo, la glicerina sin reaccionar y los demás subproductos, mientras que por el otro lado se encuentra el sulfato de sodio disuelto en agua. Por último, para separar los ácidos y la glicerina del acetato, se lleva a cabo una destilación en el bloque de purificación.^[2.10]

Mediante la reacción de neutralización de las sales de sodio, se forma sulfato de sodio según la siguiente reacción:



Entonces, los moles de hidróxido de sodio que quedan sin reaccionar se asocian con el sulfato proveniente del ácido. Teniendo una relación 2 a 1, el caudal molar de sulfato de sodio que saldrá del proceso de separación será igual a la mitad del de hidróxido.

$$F_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{F_{\text{NaOH}}}{2}$$

$$F_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 14.73 \text{ kmol/h} ; G_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 2091.79 \text{ kg/h}$$

Luego, del balance global de la planta obtenemos la cantidad de ácido sulfúrico a añadir para neutralizar las sales que egresan del reactor.

$$G_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 3721.56 \text{ kg/h}$$

Más adelante, se determinará cuáles serán las condiciones de separación en cuanto a la presión y temperatura, donde dependerá del tipo de separador a utilizar.

También debe tenerse en cuenta que al emplear un reactor slurry, las partículas del catalizador, al estar en suspensión, estas pueden ser arrastradas por la corriente de proceso. Por lo tanto, será necesario incorporar un equipo de filtración aguas abajo del reactor para recuperar estas partículas y recircularlas al reactor.

Sub planta de purificación

Esta sección de la planta tiene como objetivo separar la glicerina que no reaccionó del ácido láctico con los demás subproductos, donde esta última será la corriente de producto final que sale de la planta. La corriente que contiene la glicerina se recircula a la entrada del reactor como corriente de reciclo. Según el balance de masa preliminar, la corriente que contiene el ácido láctico cumple con el requisito de pureza del 90%, por lo que no será necesario un proceso de separación adicional y el ácido láctico permanecerá junto con los subproductos secundarios.

La cantidad y condiciones específicas de operación de esta subplanta se definirán más adelante.

Corrientes del proceso

Considerando que la etapa de purificación posee un 100% de eficiencia, la cantidad obtenida de productos y subproductos en la sub planta del reactor será igual que en la corriente que egrese del proceso. Esto también se cumple para la glicerina que se recircula, proveniente de lo que quedó sin reaccionar en la misma sub planta.

Tabla 2.4. Caudales másicos y molares de las corrientes (2M).

| N° | Caudal Másico total (kg/h) | Componente | Caudal Másico por componente (kg/h) | Caudal molar por componente (kmol/h) |
|------|----------------------------|--------------------|-------------------------------------|--------------------------------------|
| I | 8680,56 | Glicerina | 4340,28 | 47,13 |
| | | Agua | 4340,28 | 241,13 |
| II | 9765,63 | Glicerina | 5425,35 | 58,91 |
| | | Agua | 4340,28 | 241,13 |
| III | 33089,55 | Glicerina | 5425,35 | 58,91 |
| | | Agua | 25072,29 | 1392,91 |
| | | Hidróxido de Sodio | 2591,91 | 64,80 |
| IV | 33089,55 | Glicerina | 1085,07 | 11,78 |
| | | Agua | 25818,76 | 1434,38 |
| | | Hidróxido de Sodio | 1178,14 | 29,45 |
| | | Ácido Láctico | 3735,67 | 41,47 |
| | | Ácido Oxálico | 63,64 | 0,71 |
| | | Ácido Fórmico | 130,15 | 2,83 |
| | | Ácido Acético | 42,45 | 0,71 |
| | | Hidrógeno | 82,94 | 41,47 |
| V | 3721,56 | Otros | 952,72 | - |
| VI | 10069,39 | Ácido Sulfúrico | 3721,56 | 37,98 |
| | | Agua | 7894,66 | 438,59 |
| | | Sulfato de Sodio | 2091,79 | 14,73 |
| VII | 6009,71 | Hidrógeno | 82,94 | 41,47 |
| | | Glicerina | 1085,07 | 11,78 |
| | | Ácido Láctico | 3735,67 | 41,47 |
| | | Ácido Oxálico | 63,64 | 0,71 |
| | | Ácido Fórmico | 130,15 | 2,83 |
| | | Ácido Acético | 42,45 | 0,71 |
| VIII | 4924,64 | Otros | 952,72 | - |
| | | Ácido Láctico | 3735,67 | 41,47 |
| | | Ácido Oxálico | 63,64 | 0,71 |
| | | Ácido Fórmico | 130,15 | 2,83 |
| | | Ácido Acético | 42,45 | 0,71 |
| IX | 1085,07 | Glicerina | 1085,07 | 11,78 |

Este balance es preliminar, puesto que al tener una corriente de reciclo, esta se verá afectada por el grado de separación en esta última sub planta. Los cálculos se realizaron para una concentración 2M de glicerina, 2.2M de NaOH, una conversión del 80% y una selectividad del lactato del 88%.

Para estas condiciones se alcanzó una pureza del 75.86% en la corriente de salida de ácido láctico.

Modificando la concentración de glicerina a 4M, y utilizando la extrapolación antes mencionada para definir la conversión y selectividad teórica de la glicerina y el lactato (58% y 60%, respectivamente) se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 2.5. Caudales másicos y molares de las corrientes (4M).

| N° | Caudal Másico total (kg/h) | Componente | Caudal Másico por componente (kg/h) | Caudal molar por componente (kmol/h) |
|------|----------------------------|--------------------|-------------------------------------|--------------------------------------|
| I | 8680,56 | Glicerina | 4340,28 | 47,13 |
| | | Agua | 4340,28 | 241,13 |
| II | 9765,63 | Glicerina | 5425,35 | 58,91 |
| | | Agua | 4340,28 | 241,13 |
| III | 18406,95 | Glicerina | 5425,35 | 58,91 |
| | | Agua | 10389,69 | 577,21 |
| | | Hidróxido de Sodio | 2591,91 | 64,80 |
| IV | 18406,95 | Glicerina | 1085,07 | 11,78 |
| | | Agua | 11136,16 | 618,68 |
| | | Hidróxido de Sodio | 1178,14 | 29,45 |
| | | Ácido Láctico | 3735,67 | 41,47 |
| | | Ácido Oxálico | 63,64 | 0,71 |
| | | Ácido Fórmico | 130,15 | 2,83 |
| | | Ácido Acético | 42,45 | 0,71 |
| | | Hidrógeno | 82,94 | 41,47 |
| V | 3721,56 | Otros | 952,72 | - |
| VI | 10069,39 | Ácido Sulfúrico | 3721,56 | 37,98 |
| | | Agua | 7894,66 | 438,59 |
| VII | 6009,71 | Sulfato de Sodio | 2091,79 | 14,73 |
| | | Hidrógeno | 82,94 | 41,47 |
| | | Glicerina | 1085,07 | 11,78 |
| VIII | 4924,64 | Ácido Láctico | 3735,67 | 41,47 |
| | | Ácido Oxálico | 63,64 | 0,71 |
| | | Ácido Fórmico | 130,15 | 2,83 |
| | | Ácido Acético | 42,45 | 0,71 |
| | | Otros | 952,72 | - |
| IX | 1085,07 | Glicerina | 1085,07 | 11,78 |

Se puede observar como en la corriente (III), correspondiente a la entrada al reactor, el caudal de agua en el medio es sustancialmente menor. Al igual que para la anterior concentración, la pureza del ácido láctico es del 75.86%.

Consideraciones adicionales

En el desarrollo de la tesis se han implementado modificaciones clave que serán tenidas en cuenta en el diseño final del proceso. Estas incluyen:

- El sistema de separación se modificó. Se optó por la implementación de una membrana de electrodiálisis como alternativa a la neutralización con ácido sulfúrico para ajustar el pH. Las corrientes de ácido sulfúrico y de acetato de etilo no son necesarias.

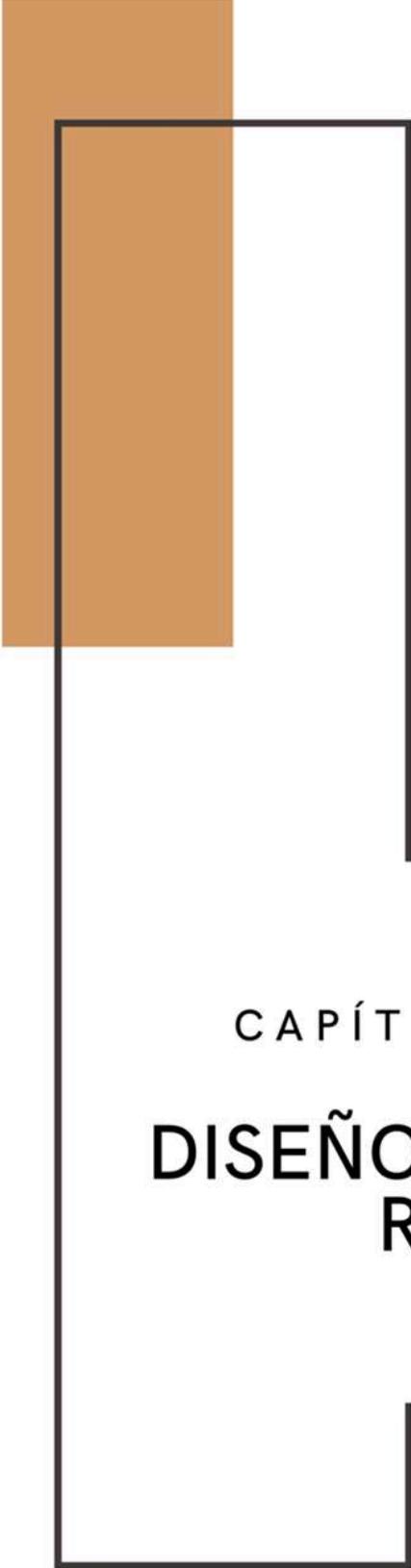
-
- Se opta por la recirculación de hidróxido de sodio en el sistema para maximizar su aprovechamiento y reducir el consumo de reactivos. El hidróxido de sodio es generado a partir de la electrodiálisis.
 - El análisis de una alimentación más concentrada no se lleva adelante, es decir que se excluye de los balances de masa y posterior diseño, dado que se prefiere seguir sin realizar extrapolaciones del modelo y abordar sólo aquellas estudiadas. La extrapolación resultaría en un exceso de suposiciones que podrían comprometer la precisión de los resultados.
 - Se optó por otro mecanismo de reacción, con el que se cuenta con información más detallada de la cinética de consumo y formación de los productos, y en donde se tienen en cuenta los otros subproductos en el consumo de glicerina.

Estas consideraciones serán integradas en las etapas finales de análisis y dimensionamiento de equipos.

Bibliografía

- ^[2.1]Sergey A. Zavrazhnov, A. L. (2 de Marzo de 2019). *Mechanism Analysis and Kinetic Modelling of Cu NPs Catalysed Glycerol Conversion into Lactic Acid*. doi:10.3390/catal9030231
- ^[2.2]Hisanori Kishida, F. J. (2005). *Conversion of Glycerin into Lactic Acid by Alkaline Hydrothermal Reaction*. doi: 10.1246/cl.2005.1560
- ^[2.3]Debdut Roy, B. S. (4 de abril de 2011). *Cu-Based Catalysts Show Low Temperature Activity for Glycerol Conversion to Lactic Acid*. doi:10.1021/cs200080j
- ^[2.4]Gao-Yuan Yang, Y.-H. K.-F.-L.-Z.-S. (9 de agosto de 2015). *La conversión de glicerol en ácido láctico catalizada por catalizadores de CuO soportados por ZrO₂*. doi:10.1016/j.cej.2015.08.027
- ^[2.5]Haixu Yin, C. Z. (2015). *Hydrothermal conversion of glycerol to lactic acid catalyzed by Cu/hydroxyapatite, Cu/MgO, and Cu/ZrO₂ and reaction kinetics*. doi:10.1016/j.cej.2015.12.010
- ^[2.6]Li Kuo-Tseng, L. J.-Y.-H. (Octubre de 2017). *Conversion of glycerol to lactic acid over Cu-Zn-Al and Cu-Cr catalysts in alkaline solution*. doi:10.1016/j.jtice.2017.03.029
- ^[2.7]Haixu Yin, H. Y. (2018). *Catalytic conversion of glycerol to lactic acid over graphite-supported nickel nanoparticles and reaction kinetics*. doi:10.1016/j.jiec.2017.08.028
- ^[2.8]Rubén Palacio, S. T. (2017). *Selective glycerol conversion to lactic acid on Co₃O₄/CeO₂ catalysts*. doi:10.1016/j.cattod.2017.05.053
- ^[2.9]Gómez, M. C. (2016). (Universidad de Córdoba) Recuperado el 16 de abril de 2024, de *TRANSFORMACIÓN DE GLICEROL MEDIANTE CATALIZADORES HETEROGÉNEOS ÁCIDO-BÁSICOS Y METÁLICOS SOPORTADOS EN DIFERENTES AMBIENTES REDOX*. <https://helvia.uco.es/handle/10396/13262>

^[2.10]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* . doi:10.1016/j.egypro.2014.07.149



CAPÍTULO 3

DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

Resumen ejecutivo

El presente capítulo profundiza en el análisis del reactor utilizado en la planta de producción de ácido láctico. El diseño incluye un reactor slurry aislado, donde se utiliza un aislante de lana mineral. La reacción llevada a cabo se realiza en fase heterogénea con un catalizador de cobre soportado en HAp (hidroxiapatita).

Se realiza el diseño del reactor: dimensiones de este y diámetro de partícula. El modelado del mismo se realizó mediante el uso de Mathcad planteando los balances de masa y energía correspondientes.

Se propone trabajar de manera isotérmica a una temperatura de 230 °C y una presión de 28 bares.

Se evalúa el calor de reacción para saber si hay un cambio de temperatura del medio para decidir si es necesario implementar sistemas de enfriamiento o calefacción según corresponda. El calor de reacción, es decir el ΔH evaluado en las condiciones de presión y temperatura de diseño indica que es una reacción endotérmica. Es así que es necesario evaluar el ΔT adiabático, es decir en condiciones adiabáticas, todo el calor absorbido por la reacción queda contenido dentro del sistema; en este caso no resulta despreciable, por lo que es necesario intercambiar calor dentro del reactor. Se calcula el calor a intercambiar, el cual surge a partir del consumo energético de la reacción, dando un valor de **1000 kW**.

Se determinan las dimensiones del reactor, su volumen es de **10.3 m³**, su diámetro es de **2.3 m** y la altura de **2.5 m**. Además, se calcula el espesor del aislante definiendo una temperatura de pared de seguridad de **50°C**. Para determinar este espesor se estimó la transferencia de calor al ambiente, siendo el fluido principal el aire. Se determinó un espesor necesario de **5.54 cm**.

Se selecciona un agitador adecuado para el proceso y se determina la velocidad mínima de agitación para mantener las partículas de catalizador en suspensión. El agitador óptimo es una turbina de discos con 6 palas planas, el cual deberá alcanzar un número mínimo de revoluciones de **200.5 rpm**. La potencia absorbida resulta de **247 kW**.

Finalmente, se detalla un sistema de control inicial a tener en cuenta en la planta, donde se registran las principales variables a controlar en la operación del reactor. La temperatura y presión de operación resultan de principal importancia a la hora de trabajar en este sector de la planta.

Introducción

En este capítulo se lleva a cabo el diseño del reactor necesario para la producción de ácido láctico. Se realiza el dimensionamiento del reactor, lo cual incluye la definición del modelo cinético de reacción, el diseño del propio reactor y el cálculo de las condiciones de operación, así como la determinación del volumen y la conversión alcanzada. Además, se lleva a cabo el diseño térmico, es decir, se definen los requerimientos energéticos para la operación de la planta y el sistema de control, donde se evalúan los elementos necesarios para evitar desviaciones de los parámetros de operación. En cualquier diseño conceptual de una planta de procesos, es fundamental establecer los equipos principales que se utilizan para obtener los productos deseados. En el caso del proceso en estudio, el equipo más importante es el reactor químico.

En la industria se pueden encontrar diversos reactores según la cantidad de fases presentes, el tipo de operación que se lleva a cabo y el diseño constructivo. Los reactores heterogéneos en los que se puede incursionar son los siguientes:

- ❖ Lecho fijo.
- ❖ Lecho fluidizado.
- ❖ Reactor en suspensión "Slurry".
- ❖ Lecho móvil.

En este caso se opta por un reactor slurry debido a sus ventajas frente a los demás reactores. Se realiza el dimensionamiento considerando un estado estacionario y condiciones isotérmicas.

Se evalúan dos mecanismos de reacción distintos, eligiendo el más complejo ya que es más exacto y permite trabajar a concentraciones distintas de las utilizadas en los estudios, minimizando el error.

Luego de realizar el cálculo de las dimensiones del reactor, con el ΔH de la reacción principal en estudio se evalúa la variación de temperatura en el reactor, como también el calor necesario para mantener la isothermicidad.

Reactores

En la industria química, los reactores son equipos fundamentales que constituyen la unidad de proceso diseñada para llevar a cabo reacciones químicas, son el corazón del proceso. Al elegir el reactor adecuado, es esencial considerar los diferentes tipos disponibles como así también las distintas formas térmicas de operarlo.

Los reactores pueden funcionar de dos maneras: continua o discontinua (batch). Los reactores continuos se diseñan para su operación en régimen estacionario, aunque tienen un periodo inicial de puesta en marcha donde su comportamiento es transitorio. Estos son ampliamente utilizados en la industria a gran escala, con costos operativos generalmente más bajos, aunque requieren una mayor inversión inicial. Por otro lado, los reactores discontinuos son comunes a menor escala y demandan una inversión inicial mucho menor. Sin embargo, la composición y las propiedades físicas de la mezcla de reacción en ellos cambian con el tiempo.

Otra clasificación de los reactores se basa en las fases que contienen:

- Reactores homogéneos: trabajan con una sola fase, que puede ser líquida o gaseosa.
- Reactores heterogéneos: contienen más de una fase, permitiendo reacciones de tipo gas-sólido, sólido-sólido, sólido-líquido o líquido-líquido. Además, algunos reactores heterogéneos son catalíticos, lo que significa que la reacción ocurre en presencia de un catalizador que acelera el proceso.

Lechos fijos

Es un tipo de reactor heterogéneo en el cual la fase sólida se encuentra inmobilizada, formando un lecho a través del cual el fluido circula. La mayor parte de reactores de lecho fijo operan con flujo axial descendente de fluido.

La conducción térmica es el mecanismo principal de transmisión de calor en un lecho fijo. Como esta es reducida, suelen originarse gradientes radiales de temperatura en el lecho, que pueden ser un problema para la estabilidad térmica del catalizador. En él se

emplean partículas medianas a grandes. Se busca optimizar la relación entre la pérdida de carga en el lecho y la velocidad observada en las partículas.

Habitualmente se utilizan si la desactivación del catalizador es lenta, la dificultad se afronta sobredimensionando el reactor y sustituyendo el catalizador desactivado en las paradas programadas de planta.

El sólido se emplea en forma de partículas, y puede ser soportado en mallas metálicas o monolitos para evitar compactación del lecho.

Lechos fluidizados

El lecho fluidizado se comporta como un fluido de densidad igual a la de los sólidos y el fluido combinados. En el lecho, tiene lugar una mezcla muy íntima y una rápida transferencia de calor, obteniéndose temperaturas uniformes en todo el volumen del lecho. La facilidad de control de la temperatura es la característica que ha conducido al uso de estos reactores en procesos fuertemente exotérmicos, y en aquellos en los que es importante un control preciso de la temperatura del proceso.

En este tipo de reactores se utilizan tamaños de partículas pequeños, existen bajas resistencias al transporte de materia y energía, y el patrón de flujo de las fases fluida y sólida es muy complejo. Las partículas sólidas se encuentran en suspensión debido al movimiento ascendente del fluido ingresante. Debido a las velocidades de gas utilizadas puede producirse pérdida de catalizador por arrastre o atrición, pero se permite la fácil regeneración del catalizador.

Reactores Slurry

Los reactores Slurry (de suspensión o de lechada) son unidades compactas y fáciles de escalar. En estos reactores, las partículas de catalizador se encuentran en suspensión en un tanque agitado mecánicamente. La fase fluida está perfectamente mezclada. Este tipo de flujo presenta altos coeficientes de transferencia de masa y calor entre las fases. El

mezclado eficiente permite altas velocidades de intercambio de calor. Debido a esto último, el control de temperatura es más efectivo que en los lechos rellenos.

El tamaño pequeño de las partículas de catalizador, además de la baja carga de ellas, permite obtener altas velocidades de reacción por unidad de masa, sin tener pérdidas de carga. El riesgo de envenenamiento se acentúa por la intensa mezcla de las partículas en suspensión, pero el catalizador se puede reponer después de la separación en un filtro.

Dentro de sus desventajas pueden mencionarse el asentamiento, atrición y desgaste de partículas de catalizador y la necesidad de equipo de filtración.

Aparte de su modelado sencillo, la agitación mecánica que suministra este tipo de reactores provee al volumen de reacción una disminución en las resistencias de transferencia de masa y calor. A su vez, las pérdidas de carga se vuelven menos considerables, considerando esto un punto a favor debido a la alta presión a la que se debe operar. Estas ventajas nos harán continuar con la elección de este reactor.

Diseño del reactor

Mecanismo de reacción

La cinética de la reacción fue estudiada por diversos autores, los que son tenidos en cuenta en este informe son los estudios de Zavrzhnov y Yin.

Modelo Yin

En el estudio de Yin^[3.1] se plantea una cinética del tipo ley de la potencia, al cual se considera como un modelo sencillo.

$$-r_a = -\frac{dn_a}{m_{cat} dt} = k \cdot C_A^a \cdot C_B^b$$

donde m_{cat} es la carga de catalizador, n_a es la cantidad de moles de glicerol que reaccionan, C_A y C_B son las concentraciones de glicerol y NaOH respectivamente, k es la

constante de velocidad, y a y b son los órdenes de reacción para el glicerol y el hidróxido de sodio. La constante de velocidad k sigue la ecuación de Arrhenius.

$$k = A \cdot e^{-\frac{E_a}{R.T}}$$

donde A es el factor pre-exponencial y E_a es la energía de activación de la reacción.

Una vez finalizados los estudios se obtuvo una energía de activación $E_a = 117.2 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$ y un factor pre-exponencial $A = 2.46 * 10^{11} L^{0.83} * mol^{0.17}$.

Luego la expresión cinética puede expresarse de la siguiente manera:

$$-r_a = A * e^{-117.2/R.T} * C_a^{0.36} * C_b^{0.47} [\text{mol} * g_{cat}^{-1} * h^{-1}]$$

Planteando el balance de masa en el reactor:

$$F_{A,in} - F_{A,out} = r_{obs}|_{out} * V_R = r_{obs}|_{out} * f_s V_R$$

$$Q C_{Ab,in} - Q C_{Ab,out} = r_{obs}|_{out} * f_s V_R$$

$$Q C_{Ab,in} - Q C_{Ab,out} = A * e^{-117.2/R.T} * C_a^{0.36} * C_b^{0.47} * W$$

considerando:

- ❖ $Q = 490.89$ litros/min
- ❖ $C_{GLY,0} = 2$ mol/litro
- ❖ $C_{OH,0} = 2.2$ mol/litro
- ❖ $p_{cat} = 3160$ gramos/litro
- ❖ $f_s = 0.1$

Para una conversión de glicerina del 80% se obtiene como resultado:

$$W = 608 \text{ kg de catalizador}$$

$$V_R = \frac{W}{\rho_{cat} * f_s} = 1.9 \text{ m}^3$$

Modelo Zavrzhnov

En el estudio de Zavrzhnov^[3.2] se realizan las siguientes suposiciones para el modelado cinético:

1. Para construir un modelo cinético de la reacción que ocurre en el volumen, se utilizó modelado cinético de ley de potencias. Los exponentes de concentración de los reactivos se basan en la estequiometría de las reacciones correspondientes. Los exponentes de concentración de LA y NaOH en la ecuación para la velocidad de consumo de ácido láctico en ácido acético se calcularon en el rango de 0.1 a 1.5.
2. La adsorción de iones hidroxilo en la superficie de las nanopartículas de Cu es insignificante y no afecta la adsorción de sustratos. El ion hidroxilo ataca la molécula de sustrato adsorbida desde el volumen en el transcurso de las reacciones heterogéneas en la superficie.
3. Para la descripción de las reacciones en la superficie en presencia de un catalizador de nanopartículas de Cu, se utilizaron modelos de tipo Langmuir-Hinshelwood y Eley-Rideal. Estos modelos son enfoques realistas comúnmente utilizados para derivar la expresión de velocidad para reacciones heterogéneas. La selección de los modelos se basó en el análisis de datos de la literatura sobre el modelado cinético de la conversión de glicerol en PG^[3.3], LA^{[3.4][3.5]} y otros ácidos carboxílicos^[3.6] en medios alcalinos.

(3.1) Para construir un modelo cinético de la reacción $r1$ que ocurre en la superficie de un catalizador heterogéneo, se utilizó un mecanismo de reacción de tipo Eley-Rideal. Una molécula de glicerol adsorbida en la superficie del catalizador es atacada por un ion hidroxilo desde el volumen de reacción. El producto formado (GA) se desorbe de la superficie.

(3.2) Para la reacción en superficie r_5 , se utilizó un mecanismo de reacción combinado de tipo Eley-Rideal y de tipo Langmuir-Hinshelwood. Primero, un ion hidroxilo ataca una molécula de glicerol en la superficie con formación de GA. Luego, GA reacciona con hidrógeno adsorbido en la superficie con formación de PG.

(3.3) Para la reacción en superficie r_6 , se utilizó un mecanismo de reacción de tipo Langmuir-Hinshelwood. El PG se deshidrogena con formación de PA en la superficie del catalizador, y el PA se desorbe en el volumen de reacción.

4. Los ácidos carboxílicos están presentes en el sistema en forma de sales de Na (anión de ácido carboxílico + catión de Na) bajo condiciones fuertemente alcalinas. La adsorción de aniones carboxílicos en la superficie del catalizador de Cu es insignificante. Dado que la formación de LA y AA ocurre en el volumen, pero no en la superficie (*reacciones r_1 , r_4 , r_6*), su presencia en el sistema puede ser ignorada al describir las conversiones en superficie.
5. Como se mencionó anteriormente, la conversión de glicerol no ocurre en un rango de temperatura dado en ausencia de hidróxido de sodio tanto en presencia como en ausencia de un catalizador de cobre. Por lo tanto, la concentración de NaOH se incluyó en todas las ecuaciones cinéticas.
6. La adsorción de sustratos orgánicos es competitiva.
7. La formación in situ de hidrógeno ocurre como resultado de la formación de LA tanto a partir de glicerol como de PG (*reacciones r_1 y r_6*), y su consumo ocurre como resultado de la hidrogenólisis de glicerol en PG (r_5). Cabe señalar que el hidrógeno se produce mucho más de lo que se consume por la reacción r_5 , lo que lleva a su exceso en el sistema de reacción. La velocidad de desorción de hidrógeno desde la superficie del catalizador aumenta y su solubilidad en el volumen de reacción disminuye debido a la alta temperatura de reacción. Como resultado, la mayor parte del hidrógeno se mueve a la fase gaseosa (el contenido de hidrógeno en la fase gaseosa en todos los experimentos superó el 95% en volumen) (Tabla S1 en la Información Suplementaria).^[3,7] Por lo tanto, se crea un pseudo-equilibrio de hidrógeno en el sistema gas-líquido-superficie del catalizador, es decir, el contenido

de hidrógeno en la superficie del catalizador y en la fase líquida casi no cambia. Se observa un patrón similar para un proceso homogéneo. Por lo tanto, las concentraciones de hidrógeno en las ecuaciones cinéticas se incluyeron en los valores de las constantes de velocidad de reacción efectivas k_5 , k_2 y k_3 .

- El volumen de la mezcla de reacción es constante.

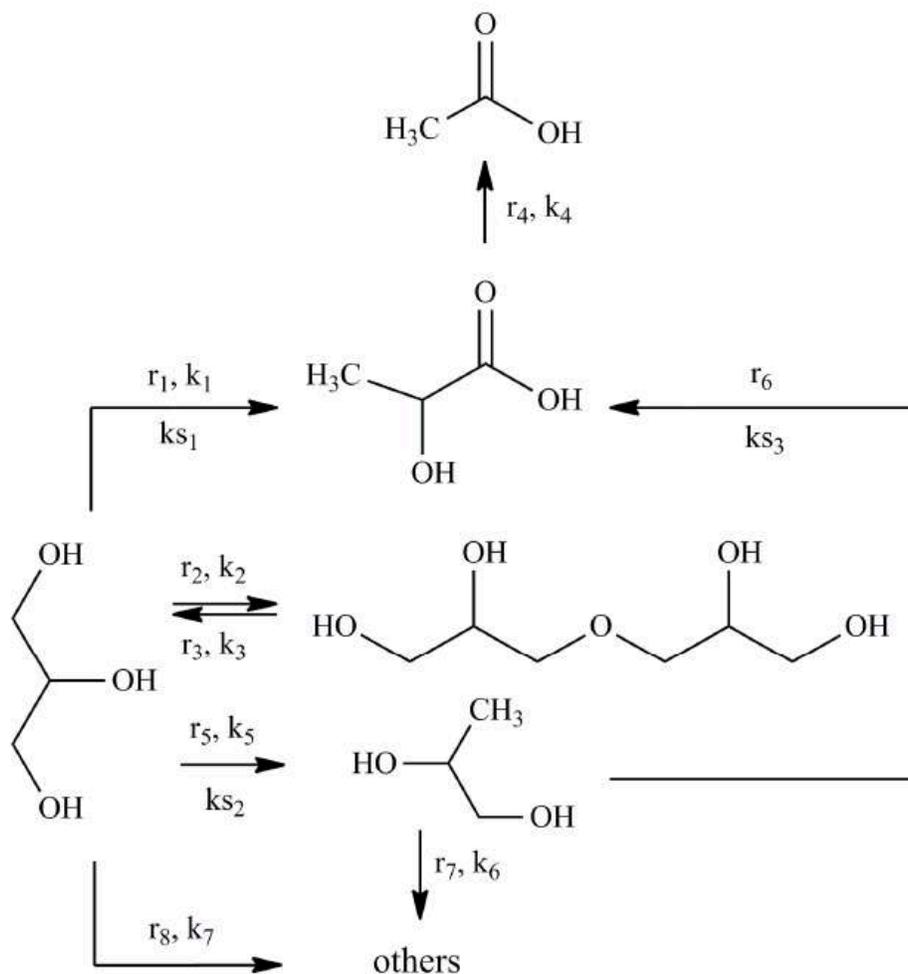


Figura 3.1. Esquema simplificado de las vías de reacción.

Descripción del modelo propuesto

Basado en esta hipótesis mecanicista, las ecuaciones de velocidad de reacción pueden escribirse como la suma de las homogéneas y las heterogéneas catalizadas, de la siguiente manera:

- r_1 : conversión de glicerol en ácido láctico.

Esta velocidad de reacción es la suma de la velocidad de reacción homogénea en el volumen y la velocidad de reacción heterogénea en la superficie.

Reacción en el volumen. La reacción incluye los siguientes pasos^[3,8]: activación de la molécula de glicerol por OH⁻ con formación de ion glicerolato, su conversión en GA, conversión adicional de GA en 2-hidroxiacetaldehído inestable, que se transforma en piruvato aldehído PA. La reacción de rearranque del ácido bencílico de PA en LA es el paso final (Figura 3.2).

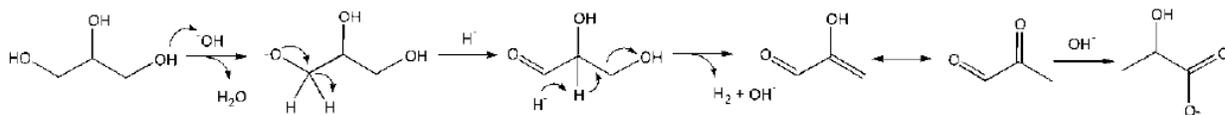
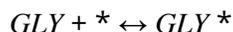


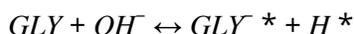
Figura 3.2. Esquema de conversión de glicerol en ácido láctico en el volumen.

Reacción en la superficie. Mecanismo de reacción de tipo Eley-Rideal. Bajo este mecanismo, la conversión de moléculas comprende los siguientes pasos: adsorción de equilibrio de moléculas de glicerol en la superficie de Cu, interacción de las moléculas de glicerol adsorbidas con iones hidroxilo que atacan desde la solución, formación de un producto intermedio de reacción (GA), su desorción instantánea en el volumen de reacción, donde tiene lugar la formación instantánea de LA bajo condiciones alcalinas según el esquema:

Paso 1. Adsorción de glicerol en el sitio activo de la superficie (*):



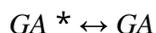
Paso 2. Activación de la molécula de glicerol adsorbida por OH⁻ con formación de iones glicerolato y átomo de hidrógeno en la superficie:



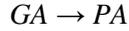
Paso 3. Conversión del ion glicerolato en GA en la superficie del catalizador:



Paso 4. Desorción de GA de la superficie del catalizador:



Paso 5. Conversión de GA en PA a través de un intermediario inestable 2-HP:



Paso 6. Reordenamiento de ácido bencílico de PA en LA (muy rápido):



La *Figura 3.3* presenta un esquema de la conversión de glicerol en ácido láctico en la superficie del catalizador.

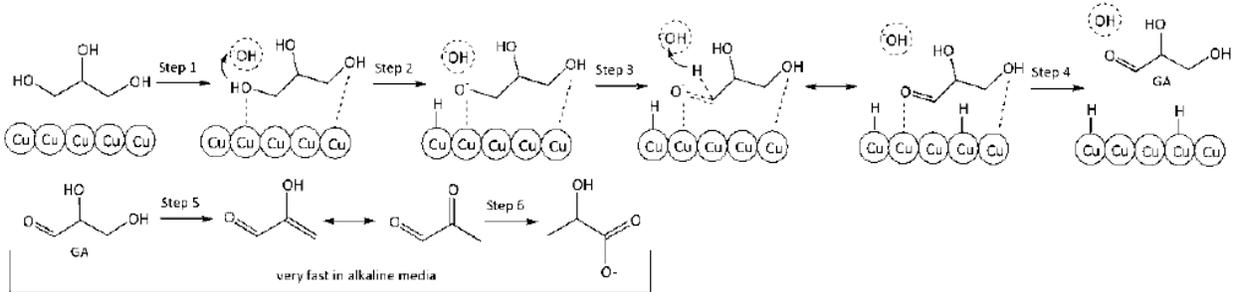


Figura 3.3. Esquema de la conversión de glicerol en ácido láctico en la superficie del catalizador.

Por lo tanto, la ecuación de velocidad de reacción generalizada es:

$$r_1 = k_1 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-} + \frac{m_{Cu} \cdot k_{s1} \cdot b_{GLY} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

2. r_2 : Conversión de glicerol en diglicérido (*Figura 3.4*).

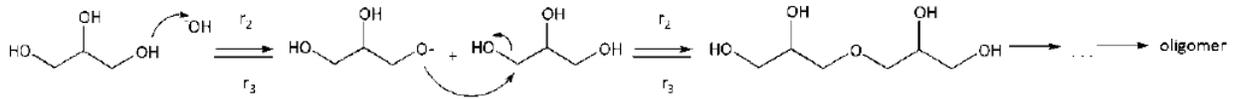


Figura 3.4. Esquema de la conversión de glicerol en diglicérido en el volumen.

Reacción en el volumen. La ecuación de velocidad de reacción es:

$$r_2 = k_2 \cdot C_{GLY}^2 \cdot C_{OH^-}$$

3. r_3 : Conversión de diglicérido en glicerol (*Figura 3.4*).

Reacción en el volumen. La ecuación de velocidad de reacción es:

$$r_3 = k_3 \cdot C_{DG} \cdot C_{OH^-}$$

4. r_4 : Consumo de ácido láctico en ácido acético en medio alcalino (*Figura 3.5*).

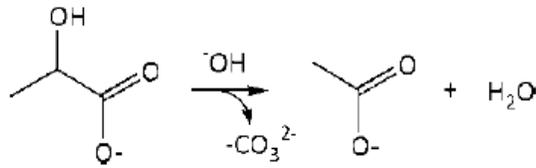


Figura 3.5. Esquema de conversión de LA en AA en el volumen.

Reacción en el volumen. La ecuación de velocidad de reacción es:

$$r_4 = k_4 \cdot C_{LA}^m \cdot C_{OH^-}^n$$

5. r_5 : Hidrogenólisis de glicerol en propilenglicol.

Esta velocidad de reacción es la suma de la velocidad de reacción homogénea en el volumen y la velocidad de reacción heterogénea en la superficie.

Reacción en el volumen. La reacción incluye los siguientes pasos: activación de la molécula de glicerol por HO^- con formación de ion glicerolato, su conversión en GA, conversión adicional de GA en 2-HP inestable, que se transforma en PA, hidrogenación de 2-hidroxiacetaldehído (2-HP) y PA con formación de PG (*Figura 3.6*).

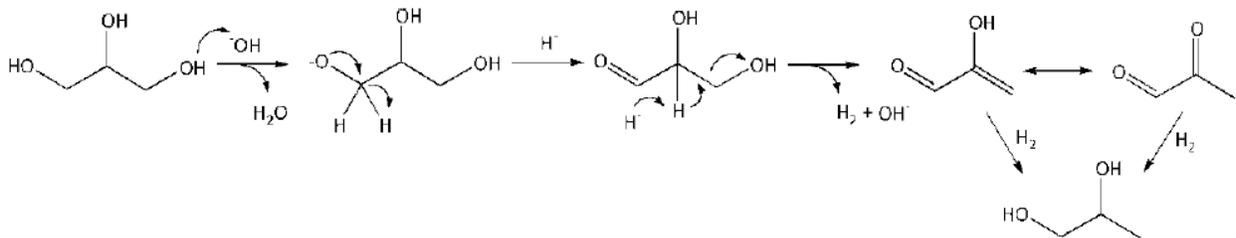
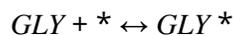


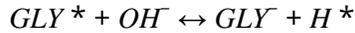
Figura 3.6. Esquema de conversión de glicerol en PG en el volumen.

Reacción en la superficie. Mecanismo combinado de Eley-Rideal (pasos 1-4) y Langmuir-Hinshelwood (pasos 5 y 6).

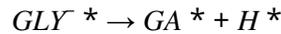
Paso 1. Adsorción de GLY en el sitio activo de la superficie (*):



Paso 2. Activación de la molécula de glicerol adsorbida por HO^- con formación de ion glicerolato y átomo de hidrógeno en la superficie:



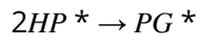
Paso 3. Conversión del ion glicerolato en GA en la superficie del catalizador (muy rápido):



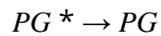
Paso 4. Eliminación de agua de la molécula de GA en la superficie con formación inestable de 2-HP:



Paso 5. Hidrogenación de 2-HP en la superficie:



Paso 6. Desorción de PG desde la superficie hacia el volumen:



La *Figura 3.7* representa el esquema de reacción de glicerol en PG en la superficie de catalizador:

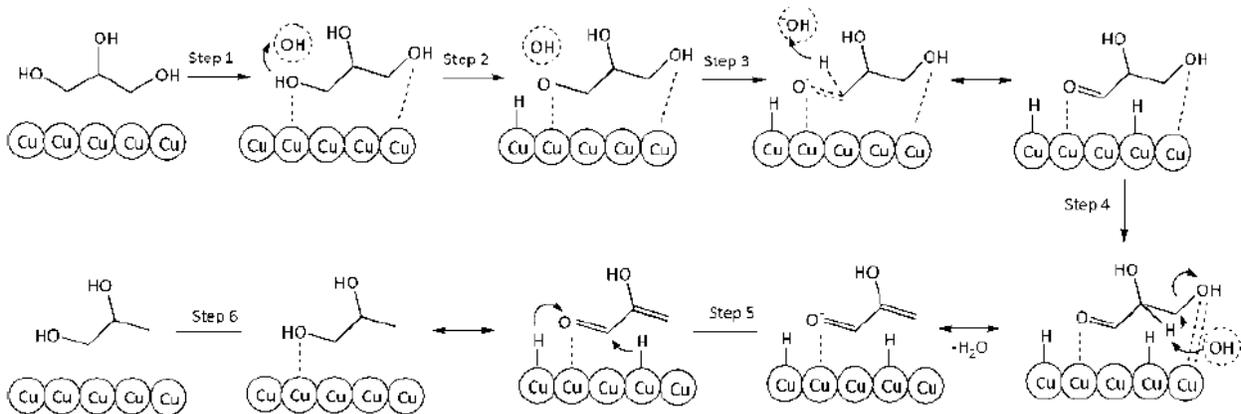


Figura 3.7. Esquema de conversión de glicerol en PG en la superficie del catalizador.

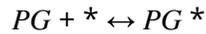
Por lo tanto, la ecuación de velocidad de formación de PG a partir de glicerol (adsorción competitiva de GLY y PG) es:

$$r_5 = k_5 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-} + \frac{m_{Cu} \cdot k_{s2} \cdot b_{GLY} \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

6. r_6 : Consumo de PG en LA.

Reacción en la superficie. Mecanismo de Langmuir-Hinshelwood.

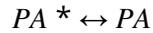
Paso 1. Adsorción de PG en el sitio activo de la superficie de Cu (*):



Paso 2. Deshidrogenación de PG en PA en la superficie de Cu:



Paso 3. Desorción de PA desde la superficie catalítica hacia el volumen de reacción:



Paso 4. Reordenamiento ácido bencílico de PA en LA (muy rápido en medios alcalinos):



La *Figura 3.8* representa el esquema de reacción de PG en LA en la superficie de catalizador:

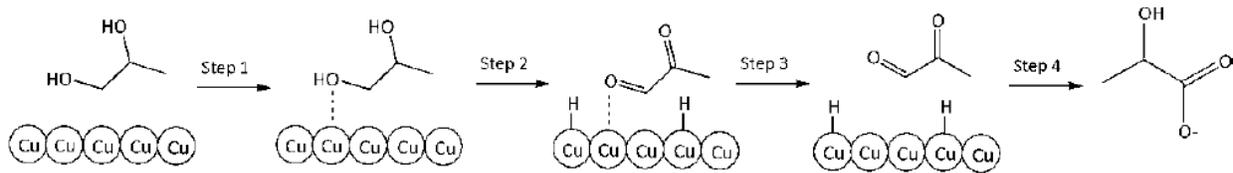


Figura 3.8. Esquema de conversión de PG en LA en la superficie catalítica.

Por analogía con la ecuación de velocidad de reacción r5, la ecuación final (ks3 - constante de velocidad de reacción efectiva de conversión de PG en LA) puede escribirse como:

$$r6 = \frac{m_{Cu} \cdot k_{s3} \cdot b_{PG} \cdot C_{PG} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

7. r7: Consumo de PG en otros productos.

Reacción en el volumen. La ecuación de velocidad de reacción es:

$$r7 = k_6 \cdot C_{PG} \cdot C_{OH^-}$$

8. r8: Consumo de glicerol en otros productos.

Reacción en el volumen. La ecuación de velocidad de reacción es:

$$r8 = k_7 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-}$$

Tabla 3.1. Ecuaciones de velocidad de reacción para el modelo.

$$r1 = k_1 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-} + \frac{m_{Cu} \cdot k_{s1} \cdot b_{GLY} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

$$r2 = k_2 \cdot C_{GLY}^2 \cdot C_{OH^-}$$

$$r3 = k_3 \cdot C_{DG} \cdot C_{OH^-}$$

$$r4 = k_4 \cdot C_{LA}^m \cdot C_{OH^-}^n$$

$$r5 = k_5 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-} + \frac{m_{Cu} \cdot k_{s2} \cdot b_{GLY} \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

$$r6 = \frac{m_{Cu} \cdot k_{s3} \cdot b_{PG} \cdot C_{PG} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

$$r7 = k_6 \cdot C_{PG} \cdot C_{OH^-}$$

$$r8 = k_7 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-}$$

Las ecuaciones de formación/consumo para cada componente se presentan en la *Tabla 3.2*.

Tabla 3.2. Ecuaciones de velocidad de reacción.

| | |
|---|-------------------------------------|
| $\frac{dC_{GLY}}{dt} = -r1 - r2 + r3 - r5 - r8$ | $\frac{dC_{LA}}{dt} = r1 + r6 - r4$ |
| $\frac{dC_{OH^-}}{dt} = -r1 - r4 - r6$ | $\frac{dC_{AA}}{dt} = r4$ |
| $\frac{dC_{DG}}{dt} = r2 - r3$ | $\frac{dC_{PG}}{dt} = r5 - r6 - r7$ |

Las constantes de velocidad calculadas, las constantes de adsorción y los exponentes de concentración para LA y AA (m, n) en la ecuación de velocidad de reacción r_4 se presentan en la *Tabla 3.3*.

Tabla 3.3. Constantes de velocidad calculadas, las constantes de adsorción y los exponentes de concentración para LA y AA.

| Parameter | Unit of Measurement | Temperature, K | | | | |
|------------------|---|-----------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| | | 483 | 493 | 503 | 513 | 518 |
| k_1 | | 1.06×10^{-4} | 1.88×10^{-4} | 2.71×10^{-4} | 4.65×10^{-4} | 6.43×10^{-4} |
| k_2 | | 1.12×10^{-5} | 1.89×10^{-5} | 4.37×10^{-5} | 6.84×10^{-5} | 8.00×10^{-5} |
| k_3 | | 1.21×10^{-5} | 2.00×10^{-5} | 3.06×10^{-5} | 4.66×10^{-5} | 6.30×10^{-5} |
| k_4 | $\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ | 1.12×10^{-4} | 1.85×10^{-4} | 4.32×10^{-4} | 6.81×10^{-4} | 7.80×10^{-4} |
| k_5 | | 1.14×10^{-5} | 2.06×10^{-5} | 3.16×10^{-5} | 5.81×10^{-5} | 7.21×10^{-5} |
| k_6 | | 7.77×10^{-6} | 1.22×10^{-5} | 2.13×10^{-5} | 2.79×10^{-5} | 3.98×10^{-5} |
| k_7 | | 1.11×10^{-4} | 1.89×10^{-4} | 2.78×10^{-4} | 4.58×10^{-4} | 6.12×10^{-4} |
| k_{s1} | $\text{mol}\cdot\text{g}_{\text{cat}}^{-1}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ | 8.55×10^{-1} | 10.95×10^{-1} | 16.19×10^{-1} | 26.91×10^{-1} | 31.99×10^{-1} |
| k_{s2} | | 6.56×10^{-2} | 8.90×10^{-2} | 2.13×10^{-1} | 2.51×10^{-1} | 3.51×10^{-1} |
| k_{s3} | | 5.00×10^{-8} | 1.00×10^{-7} | 1.40×10^{-7} | 1.80×10^{-7} | 2.30×10^{-7} |
| b_{GLY} | $\text{g}_{\text{cat}}\cdot\text{L}\cdot\text{mol}^{-1}$ | 1.40×10^{-2} | 1.11×10^{-2} | 8.31×10^{-3} | 5.72×10^{-3} | 4.70×10^{-3} |
| b_{PG} | | 5.40×10^{-3} | 4.31×10^{-3} | 2.90×10^{-3} | 2.53×10^{-3} | 2.21×10^{-3} |
| m | none | 1.12 | 1.05 | 0.97 | 1.02 | 1.04 |
| n | | 0.49 | 0.43 | 0.47 | 0.51 | 0.46 |

Se utilizó la ecuación de Arrhenius para la dependencia de la temperatura de las velocidades de reacción:

$$k_{n,i} = k_{o,i} \cdot e^{-E_{a,i}/R.T}$$

$$k_{n,si} = k_{o,si} \cdot e^{-E_{a,si}/R.T}$$

donde $k_{o,i}$ es el factor pre-exponencial para la reacción homogénea (mol/min); $k_{o,si}$ es el factor pre-exponencial para la reacción en superficie (mol/gcat.min); $E_{a,i}$ y $E_{a,si}$ es la energía de activación para la reacción homogénea y superficial respectivamente (J/mol); R es la constante universal de los gases cuyo valor es 8.314 J/mol.K; T es la temperatura (K).

La ecuación de Van't Hoff se utilizó para la dependencia de la temperatura de las constantes de adsorción:

$$b_j = b_{o,j} \cdot e^{-\Delta H_j/R.T}$$

donde b_j es la constante de adsorción del componente j en la superficie catalítica (L/mol); $b_{o,j}$ es la constante de integración (L/mol); ΔH_j es la entalpía de adsorción (J/mol); R es la constante universal de los gases cuyo valor es 8.314 J/mol.K; T es la temperatura (K).

Tabla 3.4. Valores calculados para las energías de activación y los factores pre-exponenciales.

| Parameter | Unit of Measurement | Value | Standard Error |
|----------------------------|---|--|------------------------|
| Without Cu NPs (NaOH only) | | | |
| E_{a1} | $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$ | $1.04 \times 10^5 \pm 2.39 \times 10^2$ | 9.28×10^1 |
| E_{a2} | | $1.22 \times 10^5 \pm 3.95 \times 10^2$ | 1.54×10^2 |
| E_{a3} | | $9.54 \times 10^4 \pm 1.68 \times 10^2$ | 6.52×10^1 |
| E_{a4} | | $1.23 \times 10^5 \pm 5.01 \times 10^2$ | 1.95×10^2 |
| E_{a5} | | $1.09 \times 10^5 \pm 1.48 \times 10^2$ | 5.74×10^1 |
| E_{a6} | | $9.46 \times 10^4 \pm 2.99 \times 10^2$ | 1.16×10^2 |
| E_{a7} | | $1.00 \times 10^5 \pm 2.07 \times 10^2$ | 8.06×10^2 |
| $k_{0,1}$ | $\text{mol}\cdot\text{min}^{-1}$ | $2.13 \times 10^7 \pm 1.19 \times 10^6$ | 4.63×10^5 |
| $k_{0,2}$ | | $1.86 \times 10^8 \pm 1.72 \times 10^7$ | 6.71×10^6 |
| $k_{0,3}$ | | $2.53 \times 10^5 \pm 9.99 \times 10^3$ | 3.89×10^3 |
| $k_{0,4}$ | | $2.16 \times 10^9 \pm 2.55 \times 10^8$ | 9.90×10^7 |
| $k_{0,5}$ | | $7.04 \times 10^6 \pm 2.44 \times 10^5$ | 9.49×10^4 |
| $k_{0,6}$ | | $1.33 \times 10^5 \pm 9.36 \times 10^3$ | 3.64×10^3 |
| $k_{0,7}$ | | $7.42 \times 10^6 \pm 3.62 \times 10^5$ | 1.41×10^5 |
| Cu NPs with NaOH | | | |
| $E_{a,s1}$ | $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$ | $8.14 \times 10^4 \pm 2.91 \times 10^2$ | 1.05×10^2 |
| $E_{a,s2}$ | | $1.02 \times 10^5 \pm 6.11 \times 10^2$ | 2.20×10^2 |
| $E_{a,s3}$ | | $8.99 \times 10^4 \pm 4.58 \times 10^2$ | 1.65×10^2 |
| $k_{0,s1}$ | $\text{mol}\cdot\text{g}_{\text{cat}}^{-1}\cdot\text{min}^{-1}$ | $5.05 \times 10^8 \pm 3.45 \times 10^7$ | 1.24×10^7 |
| $k_{0,s2}$ | | $6.21 \times 10^9 \pm 8.90 \times 10^8$ | 3.21×10^8 |
| $k_{0,s3}$ | | $2.77 \times 10^2 \pm 2.98 \times 10^1$ | 1.07×10^1 |
| $b_{0,GLY}$ | $\text{L}\cdot\text{mol}^{-1}$ | $1.33 \times 10^{-9} \pm 8.98 \times 10^{-11}$ | 3.23×10^{-11} |
| $b_{0,PG}$ | | $7.67 \times 10^{-9} \pm 4.31 \times 10^{-10}$ | 1.55×10^{-2} |
| $-\Delta H_{GLY}$ | $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$ | $6.54 \times 10^4 \pm 2.82 \times 10^2$ | 1.02×10^2 |
| $-\Delta H_{PG}$ | | $5.26 \times 10^4 \pm 2.40 \times 10^2$ | 8.65×10^1 |

Para verificar que las constantes y ecuaciones se usaron correctamente se grafican los perfiles de concentración vs tiempo a 513K. Comparado al estudiado por Zavrazhnov^[3,2]:

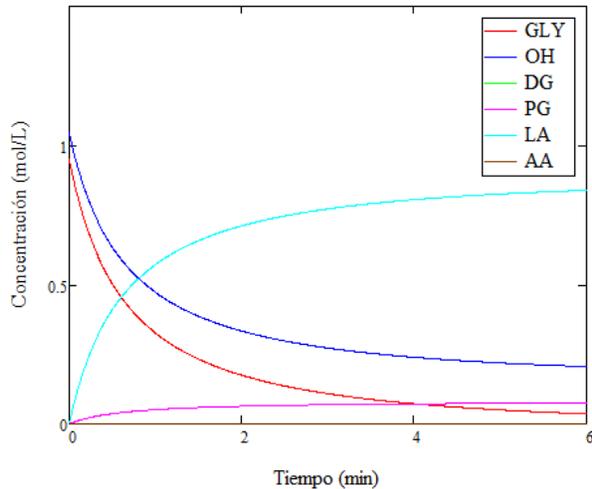


Figura 3.9. Concentraciones vs tiempo, cálculo.

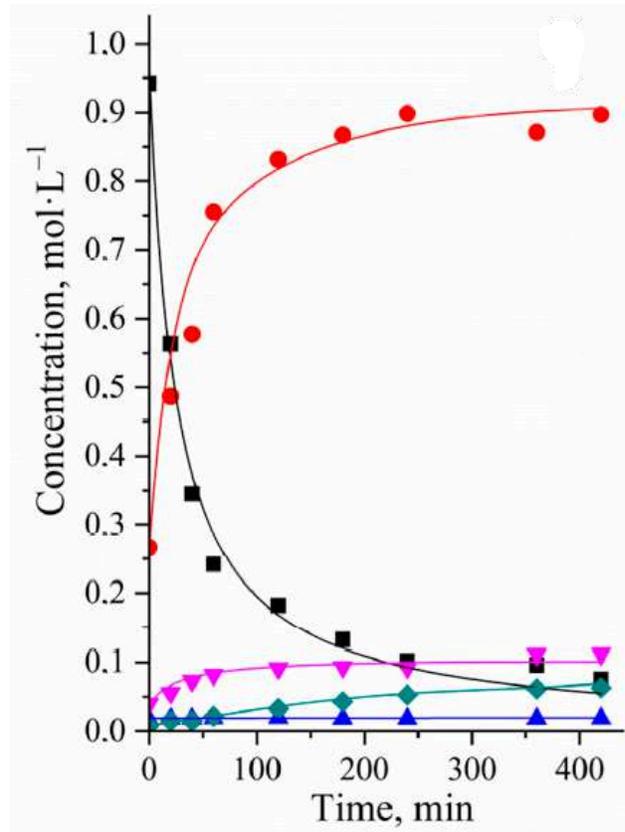


Figura 3.10. Concentraciones vs tiempo, bibliografía.

Se observa que el comportamiento es prácticamente idéntico, por lo que las constantes y ecuaciones se emplearán de acuerdo a lo planteado en la investigación.

Resolución de los balances

A partir del modelo propuesto se resuelven los balances teniendo en cuenta una pastilla de HAp de **3 mm** (valor adecuado en reactores slurry), la cual presenta una densidad de sólido de **3160 g/L** y una porosidad de pastilla de **0.4**.

Se deben resolver los balances de masa para un slurry en estado estacionario, los cuales tienen la siguiente forma:

$$Q C_{Ab,in} - Q C_{Ab,out} = r_{obs} |_{out} f_s V_R$$

donde el mismo se plantea para cada compuesto y el sistema queda de la siguiente manera:

$$Q * C_{GLY,0} - Q * C_{GLY,S} = -r_{GLY,S} * \frac{W}{\rho_{cat} * fs}$$

$$Q * C_{OH^-,0} - Q * C_{OH^-,S} = -r_{OH^-,S} * \frac{W}{\rho_{cat} * fs}$$

$$Q * C_{DG,S} = r_{DG,S} * \frac{W}{\rho_{cat} * fs}$$

$$Q * C_{LA,S} = r_{LA,S} * \frac{W}{\rho_{cat} * fs}$$

$$Q * C_{AA,S} = r_{AA,S} * \frac{W}{\rho_{cat} * fs}$$

$$Q * C_{PG,S} = r_{PG,S} * \frac{W}{\rho_{cat} * fs}$$

Considerando:

- ❖ Q = 490.89 l/min
- ❖ $C_{GLY,i0} = 2$ mol/l
- ❖ $C_{OH,0} = 2.2$ mol/l
- ❖ $\rho_{cat} = 3160$ g/l
- ❖ fs = 0.1

Como el modelo plantea en las velocidades de algunos compuestos una carga de catalizador la cual es de nanopartículas de cobre, se afecta ese W por una relación de masa de nanopartícula sobre masa de catalizador total. Esta relación se estima de la siguiente manera:

$$masa_{cat} = V_{cat} \cdot \rho_{cat} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{dp}{2}\right)^3 \cdot \rho_{cat}$$

donde la densidad de la pastilla es 3160000 g/m³, y queda:

$$masa_{cat} = 0.045 \text{ g}$$

Luego, se calcula la masa de cobre como:

$$masa_{Cu} = Vol_{Cu} \cdot \rho_{Cu} = \pi \cdot L \cdot (r_{poro}^2 - (r_{poro} - r_{Cu})^2) \cdot \rho_{Cu}$$

donde:

$$r_{poro} = \sqrt{\frac{Vol_{huecos}}{L \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{Vol_{pastilla} \cdot \epsilon b}{L \cdot \pi}}$$

y se define una porosidad promedio de 0,4; quedando entonces:

$$masa_{Cu} = 2.345 \times 10^{-3} g$$

$$Relación = \frac{masa_{cat}}{masa_{Cu}} = 19.05$$

Esto es una relación de 5.2 % p/p de cobre en el catalizador, el cual es un valor esperado por bibliografía, donde los valores normales de impregnación varían entre un 5 y 20% p/p.

Por lo tanto, se ejemplifica para la expresión de velocidad 1, que queda:

$$r_1 = k_1 \cdot C_{GLY} \cdot C_{OH^-} + \frac{\frac{m_{cat}}{relación} \cdot k_{s1} \cdot b_{GLY} \cdot C_{OH^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

y de esta manera al resolver el sistema se obtiene la carga de catalizador total necesaria.

Previo a alcanzar un resultado, analizamos como se ve afectado el volumen del reactor modificando dos de las variables de diseño:

→ El diámetro de la partícula de catalizador, fijando el fs:

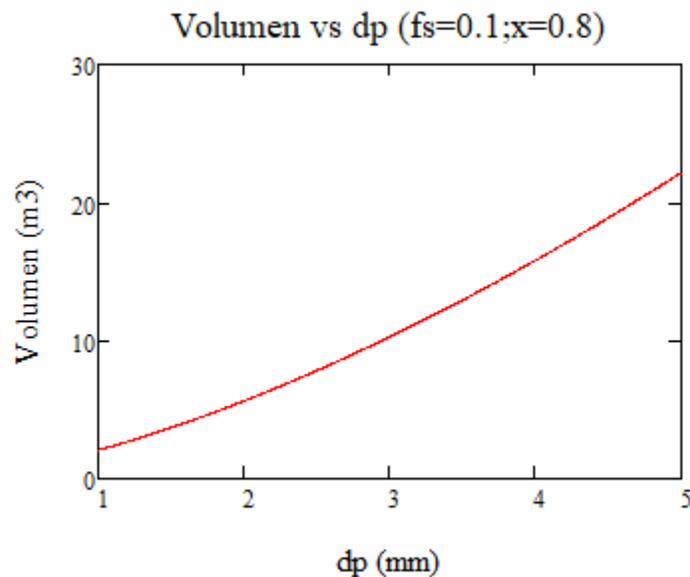


Figura 3.11. Volumen vs dp ($fs = 0.1$ y $x = 0.8$).

→ El factor fs , fijando en este caso el dp :

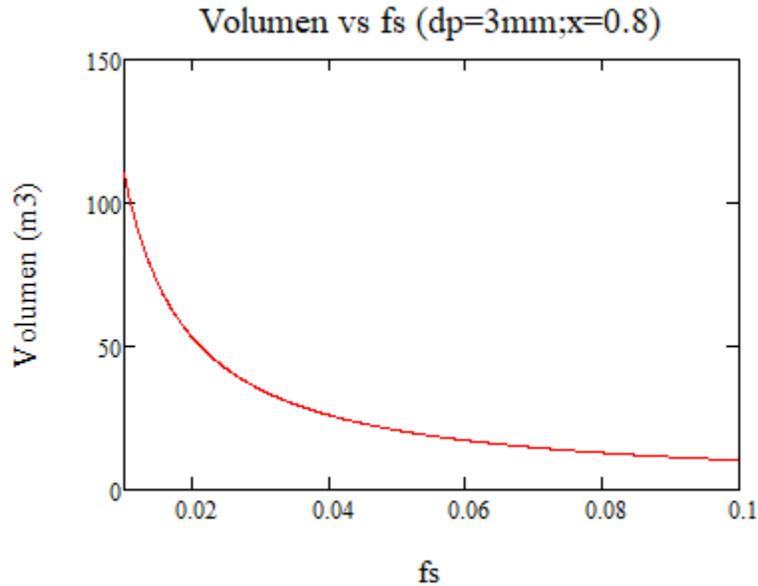


Figura 3.12. Volumen vs fs ($dp = 3 \text{ mm}$ y $x = 0.8$).

Analizando en primera instancia el factor fs , cuanto mayor es este valor menor son las dimensiones del reactor. Esto lleva a operar con el máximo recomendado en este tipo de reactores (de 0.1).

En caso contrario, con el diámetro de catalizador el volumen del reactor aumenta. Para considerar un tamaño de reactor que no traiga una inversión considerable de catalizador pero tampoco nos perjudique a la hora de procesar nuestra materia prima, es necesario fijar un tamaño de pastilla no muy chico y evaluar como se ve afectada finalmente la conversión con el volumen del reactor.

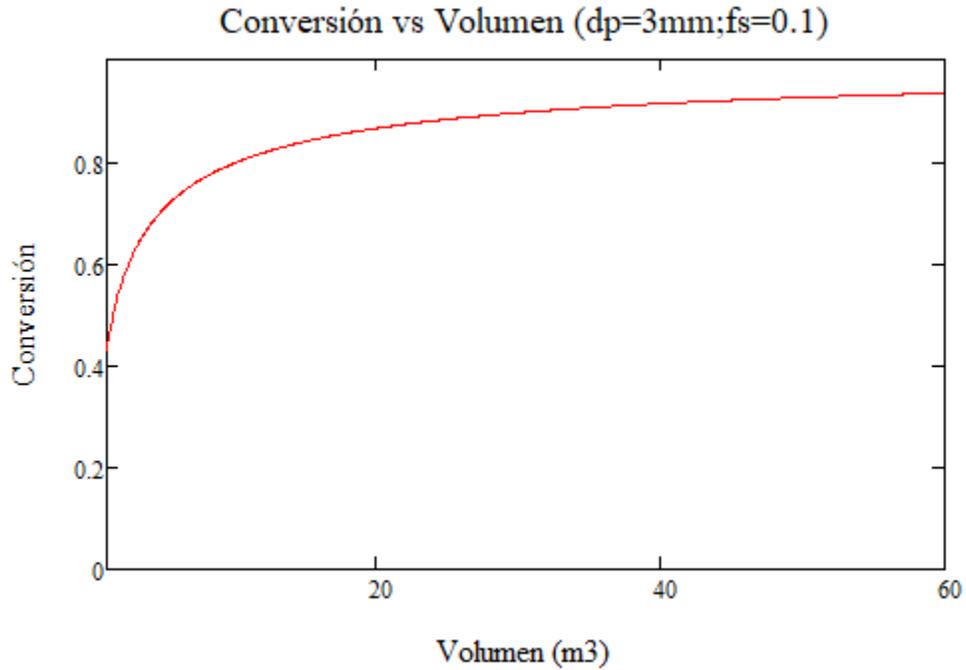


Figura 3.13. Conversión vs Volumen ($dp = 3 \text{ mm}$ y $fs = 0.1$).

Evaluando la conversión del reactivo, a conversiones mayores a 80% los efectos de aumentar el volumen del reactor se vuelven prácticamente despreciables, por lo que tener un alto volumen no acarreará ventajas significativas en el proceso. Por lo tanto, se continuará el dimensionamiento del reactor tal que la conversión alcance aproximadamente un 80%.

A partir de la resolución de los balances, con una conversión de *glicerina* del 80%, un *diámetro de partícula* de 3 mm y un $fs = 0.1$ se alcanzan los siguientes resultados:

Tabla 3.5. Resultados modelo cinético complejo.

| W (kg_{cat}) | C_{OH^-} (mol/L) | C_{PG} (mol/L) | C_{LA} (mol/L) | C_{DG} (mol/L) | C_{AA} (mol/L) |
|---------------------------|--------------------|------------------|------------------|-----------------------|-----------------------|
| 3246 | 0.72 | 0.13 | 1.46 | 9.63×10^{-5} | 9.42×10^{-3} |

El volumen del reactor se obtiene a partir de:

$$V_R = \frac{W}{\rho_{cat} * f_s}$$

$$V_R = 10.3 \text{ m}^3$$

Comparado con el modelo cinético simple, estamos obteniendo un volumen 8 veces mayor. Estas diferencias se deben a que el modelo más complejo considera una mayor cantidad de variables, lo que mejora su precisión. Sin embargo, es importante señalar que para aplicar el modelo con cobre soportado se hicieron diversas suposiciones, lo que puede introducir errores adicionales en los resultados.

Corrientes involucradas en la reacción

En la *Tabla 3.6* se resumen las corrientes obtenidas en cada especie. Como se comentó en el Capítulo 2, en el reactor se produce la misma cantidad de moles de hidrógeno y agua equivalentes a lo obtenido de ácido láctico.

Tabla 3.6. Resumen de los caudales de las corrientes.

| Corriente | | Caudal molar (kmol/h) | Caudal másico (kg/h) | Total (kg/h) |
|-----------|--------------------|-----------------------|----------------------|--------------|
| Entrada | Glicerina | 58.907 | 5425.35 | 33089.55 |
| | Agua | 1392.91 | 25072.29 | |
| | Hidróxido de sodio | 64.798 | 2591.91 | |
| Salida | Glicerina | 11.781 | 1085.07 | 32046.32 |
| | Agua | 1435.84 | 25845.11 | |
| | Hidróxido de sodio | 21.308 | 852.33 | |
| | Hidrógeno | 42.934 | 85.87 | |
| | Ácido Láctico | 42.934 | 3867.53 | |
| | Propilenglicol | 3.85 | 293.33 | |

| | | | | |
|--|----------------------|--------------|--------------|--|
| | <i>Diglicerol</i> | <i>0.003</i> | <i>0.47</i> | |
| | <i>Ácido Acético</i> | <i>0.277</i> | <i>16.67</i> | |

Las diferencias entre entrada y salida, de 1043.23 kg/h, se debe a otros subproductos del mecanismo de reacción que no se tienen en cuenta en las investigaciones abordadas para la realización de este capítulo.

Especificaciones constructivas del reactor

Finalmente, con el volumen de reactor obtenido y asumiendo una configuración cilíndrica estándar en la cual la altura es igual al diámetro, se han determinado las siguientes dimensiones:

- ❖ Diámetro del reactor: 2.3 metros
- ❖ Altura del reactor: 2.5 metros

Estas dimensiones aseguran un diseño eficiente para el reactor, permitiendo un equilibrio adecuado entre el volumen y la superficie.

Un problema importante para la implementación industrial del proceso es la corrosión del reactor. Se sabe que el acero inoxidable se corroe a alta temperatura en un medio alcalino como el utilizado en este estudio. Por lo tanto, se deben considerar dos cuestiones: primero, la velocidad de corrosión relacionada con la vida útil del reactor y, segundo, el efecto sobre los rendimientos de producto de los materiales del reactor (Ni, Fe, Cr) introducidos en el medio de reacción como consecuencia del reactor.^[3.13] Está bien documentado en la literatura que el NaOH provoca la lixiviación del reactor, es decir de sus materiales de construcción. Para la selección del reactor se analiza el comportamiento de reacciones con una solución acuosa que contiene NaOH y glicerol (sin catalizadores de Cu) que se llevaron a cabo en diferentes reactores; uno hecho de Hastelloy-C, es una aleación costosa, pero muy resistente a altas temperaturas (alrededor de 1100 °C), y contra la

corrosión, uno de titanio y el tercero con un revestimiento de teflón dentro del reactor para evitar el contacto de la reacción mezcla con la pared del reactor.

El experimento en Hastelloy-C el reactor mostró una conversión de glicerol del 36.4 % con una selectividad del 90.1 %. al ácido láctico después de 6 h a 473 K. El análisis de la mezcla de reacción mostró la presencia de Fe (<7 ppm), Cr (<5 ppm) y Ni (<3 ppm).

El reactor de titanio mostró una conversión muy baja (5%), pero sufrió una corrosión severa.

Por el contrario, el reactor revestido de teflón mostró una conversión insignificante (0.26%) en idénticas condiciones.

Estos experimentos indican claramente que los metales lixiviados catalizan la conversión de glicerol en el reactor Hastelloy-C.^[3.14]

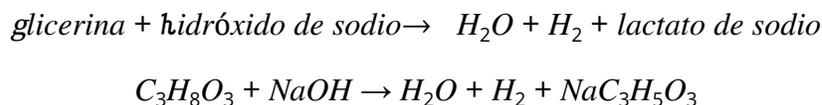
El alcance del presente informe es sugerir una primera aproximación de las necesidades constructivas del reactor en cuanto a la reactividad química. Por tanto, en base a estos resultados de investigaciones, se decide la construcción del reactor revestido de teflón. Estructuralmente se propone un reactor de acero al carbono. Como el proceso está sometido a presión, se deberá realizar un diseño mecánico del mismo en el cual de como resultado un diseño adecuado y seguro.^[3.13]

Diseño térmico

En condiciones normales de presión y temperatura todas las expresiones de entalpía reciben el nombre de entalpía estándar de formación (ΔH_f°), que se define como el cambio de calor que resulta cuando se forma un mol de compuesto a partir de sus elementos a una presión de 1 atm. A pesar de que no se especifica temperatura, siempre se utilizan medidos a 25 °C. La importancia de las entalpías estándar de formación radica en que una vez que se conocen sus valores, se puede calcular la entalpía de una reacción ΔH_r° que se define como *la entalpía de una reacción que se efectúa a 1 atm.*

$$\Delta H_{reacción}^\circ = \Sigma \Delta H_f^\circ(\text{productos}) - \Sigma \Delta H_f^\circ(\text{reactivos})$$

Para determinar el $\Delta H_{reacción}^\circ$ es necesario conocer los ΔH_f° tanto de reactivos como de productos. En este caso, la reacción que representa el proceso es:



En el sitio web Nist^[3.9] se encontraron las entalpías de formación del hidróxido de sodio, glicerina y del agua. Para el lactato se utilizó el apéndice C del libro Smith^[3.10]:

$$\Delta H_{f,H_2O}^\circ = -285.8 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f,NaOH}^\circ = -416.88 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f,GLY}^\circ = -669.9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f,C_3H_5O_3}^\circ = -686.6 \text{ kJ/mol}$$

Mientras que para el hidrógeno su $\Delta H_{f,H_2}^\circ = 0$.

De acuerdo a la reacción global mencionada anteriormente se procede a calcular el $\Delta H_{reacción}^\circ$ cómo:

$$\Delta H_{reacción}^\circ = (\Delta H_{f,C_3H_5O_3}^\circ + \Delta H_{f,H_2O}^\circ + \Delta H_{f,H_2}^\circ) - (\Delta H_{f,GLY}^\circ + \Delta H_{f,NaOH}^\circ) = 114.38 \text{ kJ/mol}$$

Es importante tener en cuenta que esta entalpía calculada es en condiciones estándar, es decir, a una temperatura de 298 K y 1 bar. Por lo tanto, como la reacción en consideración se efectúa a una temperatura de 503 K y 28 bares, se debe corregir dicho valor.

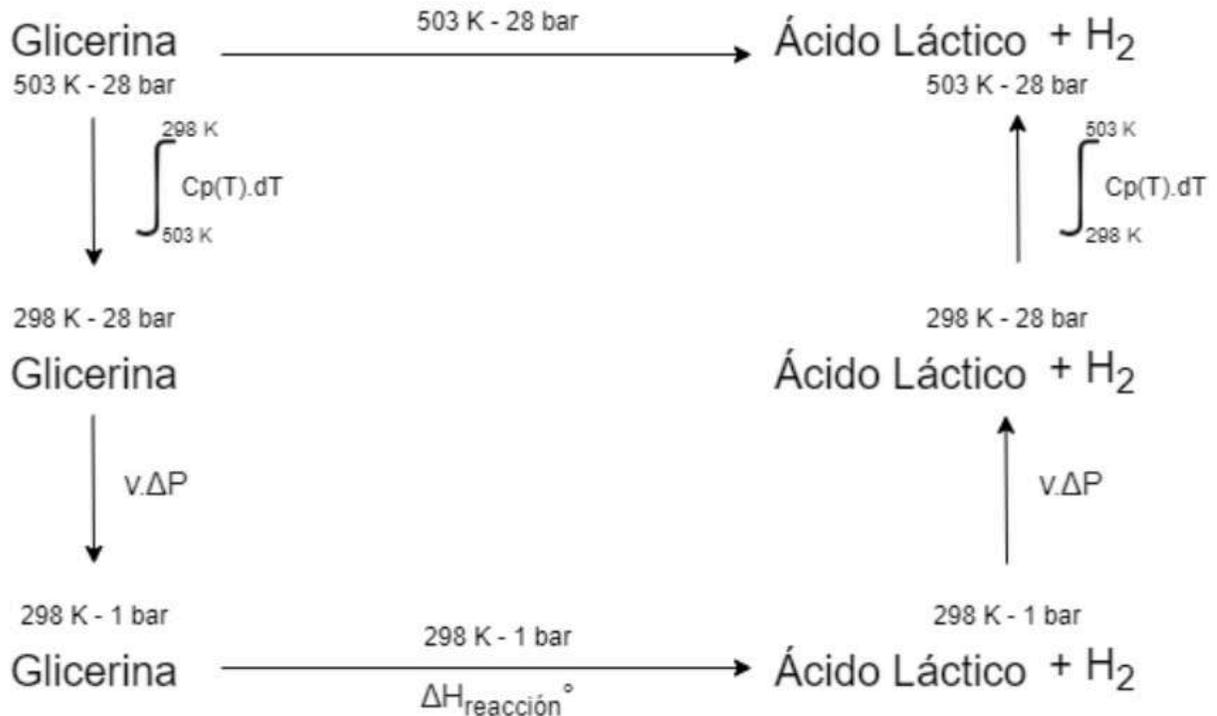


Figura 3.14. Cambio de entalpía.

Para el cálculo de las capacidades caloríficas en función de la temperatura se utiliza la herramienta de simulación UniSim, con un paquete termodinámico *NRTL*. Lo que se hace es agregar una corriente pura de cada compuesto a una presión de 28 bares y registrar los valores de C_p a diferentes temperaturas dentro del rango de operación (298 K - 503 K). Una vez que se tienen estos datos se realiza una regresión del tipo polinómica con un grado 4, siendo este el orden para el cual se observa un $R^2=1$ en todos los casos.

A partir de esto se calculan los ΔH de cada compuesto de la siguiente manera:

$$\Delta H_{\text{glicerina}} = \int_{503\text{K}}^{298\text{K}} (4 \times 10^{-9} T^4 - 6 \times 10^{-6} T^3 + 0.0029 T^2 - 0.4987 T + 242.07) \cdot \frac{1}{1000} dT + \frac{PM_{\text{glicerina}}}{\rho_{\text{glicerina}}} \cdot \frac{0.001 \text{ kJ}}{10 \text{ cm}^3 \text{ bar}} \cdot (1 - 28) \text{ bar} = -46 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{\text{ácido láctico}} = \int_{298\text{K}}^{503\text{K}} (2 \times 10^{-8} T^4 - 3 \times 10^{-5} T^3 + 0.0142 T^2 - 3.2058 T + 477.85) \cdot \frac{1}{1000} dT + \frac{PM_{\text{ácido láctico}}}{\rho_{\text{ácido láctico}}} \cdot \frac{0.001 \text{ kJ}}{10 \text{ cm}^3 \text{ bar}} \cdot (28 - 1) \text{ bar} = 10.517 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{\text{hidrógeno}} = \int_{298\text{K}}^{503\text{K}} (-9 \times 10^{-11} T^4 + 1 \times 10^{-7} T^3 - 8 \times 10^{-5} T^2 + 0.0229 T + 25.791) \cdot \frac{1}{1000} dT + \frac{PM_{\text{hidrógeno}}}{\rho_{\text{hidrógeno}}} \cdot \frac{0.001 \text{ kJ}}{10 \text{ cm}^3 \text{ bar}} \cdot (28 - 1) \text{ bar} = 5.383 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Sumando los aportes de cada compuesto y la entalpía de reacción en condiciones estándar se obtiene el ΔH_r en las condiciones de operación:

$$\Delta H_r = \Delta H_{\text{glicerina}} + \Delta H_{\text{reacción}}^\circ + \Delta H_{\text{ácido láctico}} + \Delta H_{\text{hidrógeno}} = 83.86 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

A partir del balance de energía para un reactor slurry se calcula el ΔT adiabático, para así determinar la máxima variación de temperatura posible del sistema:

$$G \cdot cp \cdot (T_b^{\text{out}} - T_b^{\text{in}}) = r_{\text{obs}}|_{\text{out}} \cdot fs \cdot V_R \cdot (-\Delta H_r) + U \cdot A \cdot (T_c - T_b^{\text{out}})$$

Anulando el término de intercambio de calor con los alrededores y definiendo $T_b^{\text{out}} - T_b^{\text{in}}$ como el ΔT en consideración se obtiene:

$$\Delta T_{\text{adiabático}} = \frac{r_{\text{obs}}|_{\text{out}} \cdot fs \cdot V_R \cdot (-\Delta H_r)}{G \cdot cp}$$

Para este cálculo se considera el valor de cp como la capacidad calorífica del agua debido a la alta cantidad presente en el volumen de reacción.

$$\Delta T_{\text{adiabático}} = -26 \text{ K}$$

Con este valor de $\Delta T_{\text{adiabático}}$ obtenido el sistema no puede considerarse isotérmico, por lo cual se debe implementar un equipo de calentamiento en el reactor. Para maximizar el área de transferencia de calor se elige un serpentín. Como fluido calefactor se utiliza agua, ya que es un insumo accesible y de bajo costo. La temperatura se define posteriormente en el Capítulo 5. Luego, con el calor de reacción y la velocidad de formación de nuestro producto principal (ácido láctico), definimos el calor a intercambiar para mantener la temperatura del volumen de reacción constante.

$$Q_{\text{intercambio}} = -r_{\text{obs}}|_{\text{out}} fs V_R (-\Delta H)$$

Al ser una reacción endotérmica, el calor resultará positivo.

$$Q_{\text{intercambio}} = 1000 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Agitación mecánica

Para aprovechar al máximo el catalizador y mantener una temperatura uniforme en el reactor es necesario que todas las partículas estén en suspensión y que se alcancen las condiciones de mezclado perfecto.

Para lograr un buen sistema de agitación, existe una mínima velocidad de agitación (N_m) requerida para mantener las partículas suspendidas:

$$N_m = \frac{\beta \cdot d_p^{0.2} \cdot \mu_L^{0.1} \cdot g^{0.45} \cdot (\rho_p - \rho_L)^{0.45} \cdot w_p^{0.13}}{\rho_L^{0.55} \cdot d_I^{0.85}}$$

donde β depende del tipo de agitador y w_p es la carga de catalizador ($g_{cat}/100 g_{SN}$).

La elección del agitador depende de varios factores como el tipo y tamaño de las partículas, la viscosidad del líquido, la velocidad de reacción y los requisitos de mezcla.

- Viscosidad: Los sistemas de alta viscosidad requieren agitadores más robustos como los de anclaje.
- Distribución de tamaño de partícula: Agitadores de turbina o de hélice pueden ser más adecuados para partículas finas.
- Requisitos de transferencia de calor: Los agitadores que promuevan un buen flujo axial pueden mejorar la transferencia de calor.
- Sensibilidad del producto: En productos sensibles a la contaminación, los agitadores magnéticos son preferibles.
- Volumen del reactor: El tamaño del reactor influye en la potencia y tipo de agitador necesario.

A continuación, se detallan algunos de los sistemas de agitación más comunes en reactores slurry:

1. Agitadores de hélice.

Los agitadores de hélice son comunes debido a su eficiencia en la mezcla de líquidos y sólidos. Estas hélices pueden ser de varias formas, incluyendo las de alta eficiencia, que tienen ángulos y curvaturas diseñadas para maximizar el flujo de mezcla. Son especialmente útiles para operaciones de bajo a moderado cizallamiento.

2. Agitadores de turbina.

Las turbinas son agitadores con varias palas que giran alrededor de un eje central. Pueden ser de flujo axial o radial, dependiendo de la orientación de las palas. Las turbinas de flujo axial son eficientes para la mezcla vertical, mientras que las de flujo radial son más adecuadas para la dispersión de partículas sólidas y la mejora de la transferencia de calor.

3. Agitadores de ancla.

Los agitadores de ancla tienen una forma similar a un ancla y son utilizados en reactores con alta viscosidad. Estos agitadores raspan las paredes del reactor, ayudando a evitar la formación de depósitos y asegurando una mezcla uniforme, especialmente en suspensiones viscosas.

4. Agitadores de paleta.

Las paletas son simples pero efectivas, consisten en una o más palas planas que giran para mover la mezcla. Son adecuadas para aplicaciones de baja a media viscosidad y proporcionan una mezcla moderada de sólidos y líquidos.

5. Agitadores magnéticos.

En sistemas donde la contaminación debe ser minimizada, como en la industria farmacéutica, los agitadores magnéticos son una opción adecuada. Utilizan un campo magnético para girar el agitador dentro del reactor sin necesidad de un sello mecánico, reduciendo el riesgo de contaminación.

En la *Tabla 3.7* algunos parámetros característicos de los agitadores de tipo palas y turbinas.

Tabla 3.7. Parámetros agitadores.

| Parámetro | Palas | Turbina |
|--------------------|--|-------------------|
| <i>Nº de palas</i> | 2-4 | 4-10 |
| <i>Diámetro</i> | 50-80% D_T | 30-50% D_T |
| <i>RPM</i> | 20-150 | 200-2000 |
| <i>Altura</i> | ~½ del Diámetro/2 | ~½ del Diámetro/2 |
| <i>Agitación</i> | <i>Suave</i> | <i>Intensa</i> |
| <i>Paso</i> | <i>Largo $\rightarrow \infty$</i> | <i>Menor</i> |

Como se requiere una velocidad de agitación moderada a intensa dada por las características del sistema se selecciona un agitador del tipo turbina de disco con un número de 6 palas.

Para este tipo de agitador el factor β para el cálculo de las rpm mínimas de agitación es:

$\beta = 2 \cdot \left(\frac{D_R}{D_I}\right)^{1.33}$. Para el cálculo de las N_m se tienen en cuenta los siguientes valores:

- ❖ $\mu_L = 0.0001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- ❖ $\rho_L = 820 \text{ kg/m}^3$
- ❖ $\rho_p = 3160 \text{ kg/m}^3$
- ❖ $D_p = 0.003 \text{ m}$
- ❖ $D_T = 3.423 \text{ m}$
- ❖ $D_I = 0.4 \cdot D_T = 1.37 \text{ m}$
- ❖ $H_L = 2.5 \text{ m}$
- ❖ $H_I = \frac{1}{6} \cdot D_I/2$

Realizando el cálculo se obtiene un **$N_m = 200.5 \text{ rpm}$** . A partir de este valor se calcula el número de Reynolds, definido como:

$$Re = \frac{N_m \cdot \rho_L \cdot D_i^2}{\mu_L}$$

obteniéndose un $Re = 2.32 \times 10^7$. Debido a este alto valor puede decirse entonces que se tiene un sistema altamente turbulento, y por lo tanto se considera despreciable la resistencia al transporte de masa externa.

A partir del tipo de rodete seleccionado se ingresa a la *Figura 3.15* con el valor de Re y se obtiene el número de Po .

Tabla 3.8. Parámetros agitador seleccionado.

| Tipo de rodete | $\frac{Dt}{Di}$ | $\frac{Zl}{Di}$ | $\frac{Zi}{Di}$ | Hojas cort. | | N.º | Ref. |
|---|-----------------|-----------------|-----------------|-------------|----------------|-----|------|
| | | | | N.º | $\frac{w}{Di}$ | | |
| Turbina de palas planas  | 3 | 2,7-3,9 | 0,75-1,3 | 4 | 0,17 | 1 | 7 |

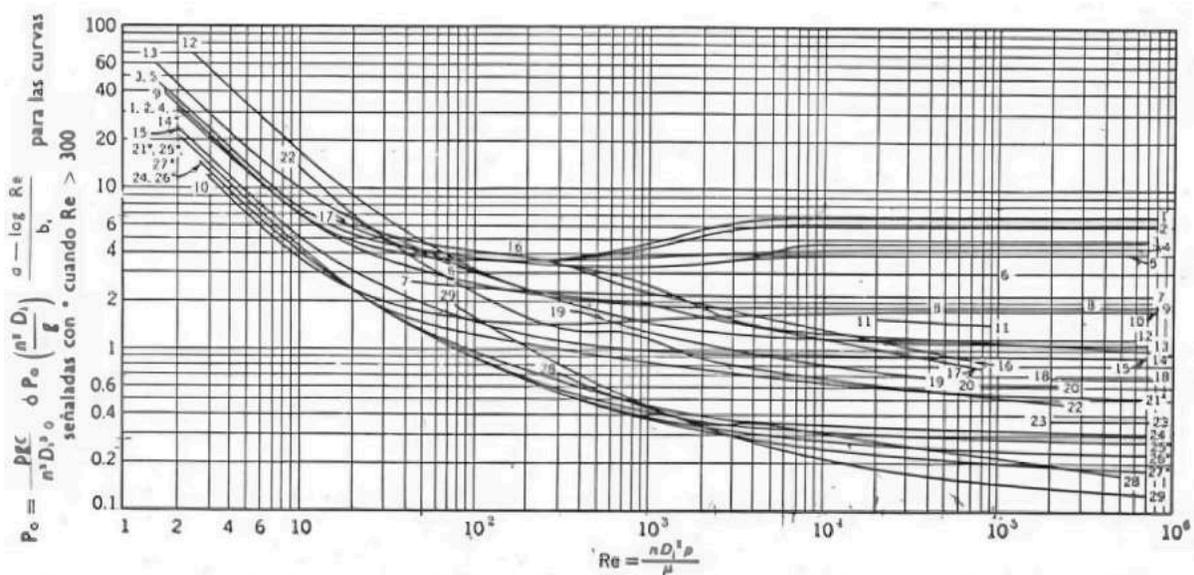


Figura 3.15. Correlación número de Po vs Reynolds.

Se obtiene un número de **Po = 7**. Debe tenerse en cuenta que como no hay similitud geométrica con los valores de la *Tabla 3.7*, se debe utilizar un factor de corrección fc.

$$fc = \sqrt{\frac{(Dt/DI)_{Sistema} \cdot (HI/DI)_{Sistema} \cdot (HI/Di)_{Sistema}}{(Dt/DI)_{Correl} \cdot (HI/DI)_{Correl} \cdot (HI/Di)_{Correl}}} = 0.239$$

$$\rightarrow Po_{corr} = fc \cdot Po_{graf} = 0.239 \cdot 7 = \mathbf{1.674}$$

La potencia absorbida se calcula como:

$$- W = Po_{corr} \cdot \rho_L \cdot N_m^3 \cdot D_I^5$$

$$\mathbf{Potencia_{absorbida} = 247 \text{ kW}}$$

Aislación térmica

Debido a que se busca operar el reactor de manera isotérmica a una temperatura de 503 K, y se debe tener las paredes del reactor a una temperatura segura para los operarios, la opción más eficiente es la de agregar una capa de aislante térmico para que la temperatura exterior del reactor sea baja.

Para determinar el tipo adecuado de aislamiento para el reactor, se deben considerar los siguientes aspectos:

- Las pérdidas de calor del reactor hacia el entorno.
- La seguridad de los operadores: la temperatura máxima que puede alcanzar la pared externa del reactor.
- La disponibilidad, características, eficiencia y costo de los materiales aislantes.

Se investigaron para esto diversos aislantes térmicos:

- Fibra de Vidrio: Buena resistencia térmica y económica. Ideal para aplicaciones que no requieren temperaturas extremadamente altas. $k=0.04 \text{ W/K.m}$

-
- Lana Mineral: Es uno de los aislantes más utilizados debido a su buena resistencia térmica y capacidad para soportar temperaturas intermedias a altas. $k=0.04 \text{ W/K.m}$
 - Aislantes de Espuma: Excelente aislamiento térmico con baja conductividad térmica. Es útil para reactores donde se requiere una alta eficiencia de aislamiento.
 - Silicato de Calcio: Resistente a altas temperaturas, es una opción común en aplicaciones industriales que requieren aislamiento robusto.
 - Aerogeles: Materiales altamente eficaces con una conductividad térmica muy baja. Son más costosos, pero proporcionan un aislamiento superior.

El calor se puede transferir en tres modos diferentes: conducción, convección y radiación.

La *convección* es el modo de transferencia de energía entre una superficie sólida y el líquido o gas adyacente que está en movimiento y comprende los efectos combinados de la conducción y el movimiento de fluidos. La *radiación* es la energía emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas (o fotones) como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas. A temperaturas bajas (del orden de los 300K) es justificable despreciar los efectos radiativos. Sin embargo, su importancia es grande a altas temperaturas, ya que la potencia emisiva crece con la cuarta potencia de la temperatura absoluta. Matemáticamente queda en evidencia que en el orden de los 300 K la constante de Stefan Boltzman hace que el producto por la temperatura a la cuarta potencia sea muy pequeño.

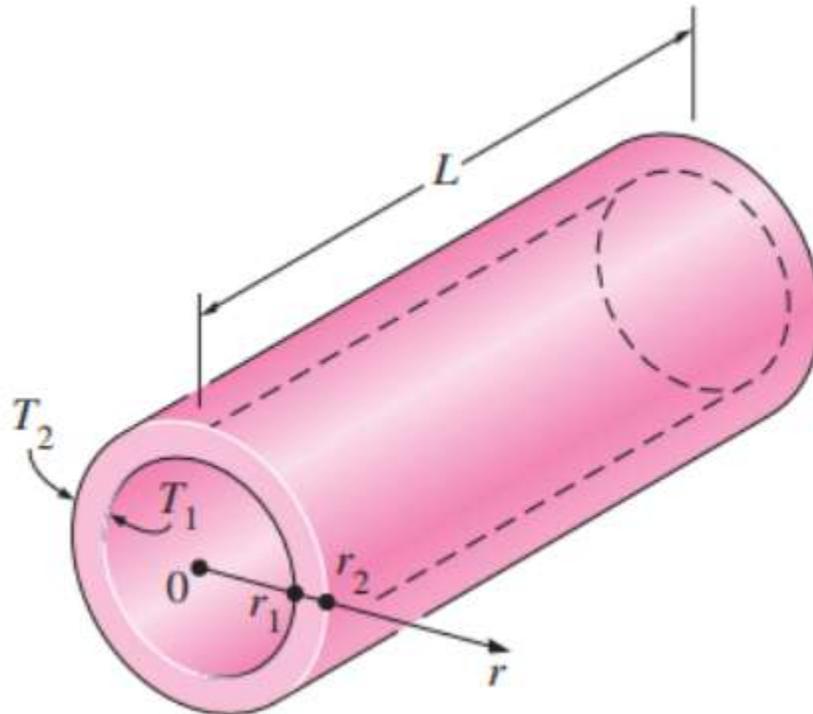


Figura 3.16. Conducción de calor a través del espesor del aislante.

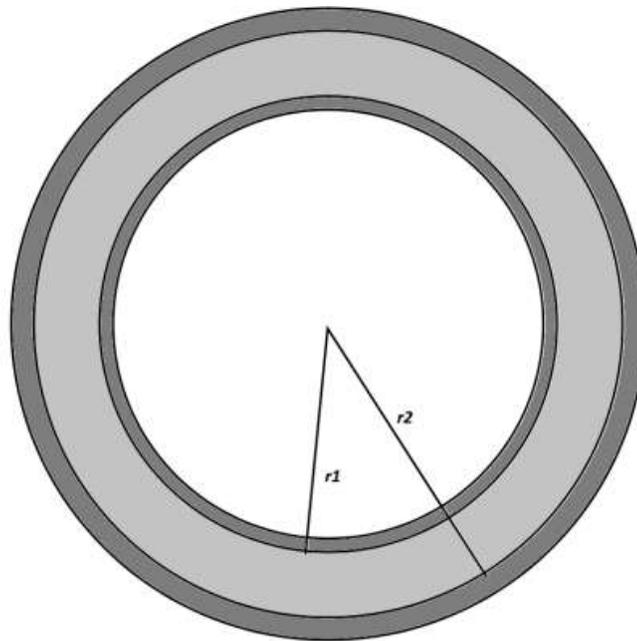


Figura 3.17. Vista desde arriba del sistema de aislamiento del reactor.

El balance de calor en estado estacionario en la pared externa quedará de la forma:

$$Q_{cond} = Q_{conv}$$

Se construye el aislante del reactor de lana mineral comprimida entre dos capas de hoja metálica de 1 mm de espesor ($k = 515.1 \frac{W}{m^{\circ}C}$). Como su conductividad es mucho mayor que la de la lana de vidrio, se considera que la resistencia a la transferencia de calor a través de ellas es despreciable. Luego

$$Q_{cond, hoja metálica} = Q_{cond, lana mineral} = Q_{cond, hoja metálica}$$

La razón de la conducción de calor a través de un cilindro es proporcional a la diferencia de temperatura a través de ésta y al área de transferencia de calor, pero es inversamente proporcional al espesor de esa capa. Donde la constante de proporcionalidad k es la conductividad térmica del material, que es una medida de la capacidad de un material para conducir calor.

$$Q_{cond} = -k A \frac{dT}{dr} = 2 \pi k L \frac{T_{int} - T_{ext}}{\ln(\frac{r_1}{r_2})}$$

La rapidez de la transferencia de calor por **convección** es proporcional a la diferencia de temperatura y se expresa en forma conveniente por la ley de Newton del enfriamiento como:

$$Q_{conv} = h A (T_s - T_{\infty})$$

donde h es el coeficiente de transferencia de calor por convección, en $\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}$. A es el área superficial a través de la cual tiene lugar la transferencia de calor por convección, T_s es la temperatura de la superficie y T_{∞} es la temperatura del fluido suficientemente alejado de esta superficie. El coeficiente de transferencia de calor por convección h no es una propiedad del fluido. Es un parámetro que se determina en forma experimental y cuyo valor depende de todas las variables que influyen sobre la convección, como la configuración geométrica de la superficie, la naturaleza del movimiento del fluido, las propiedades de éste y la velocidad masiva del mismo.^[3.11]

La temperatura máxima de pared permitida para que el reactor sea seguro para los operarios es de 50 °C.^[3.12]

La pérdida de calor con el ambiente puede calcularse de la siguiente manera:

$$T_{pared\ exterior} = 50^{\circ}C$$

$$T_{aire} = 20^{\circ}C$$

$$h_{aire} = 5 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}$$

$$Q_{perdido} = h_{aire} (T_{pared\ exterior} - T_{aire})$$

$$Q_{perdido} = 150 \frac{W}{m^2}$$

A partir de su amplio uso en la industria y su baja conductividad térmica, se elige la lana mineral como aislante térmico, y se calcula el espesor necesario:

$$T_{int} = 230^{\circ}C \quad T_{ext} = 50^{\circ}C$$

$$r_1 = 1.144\ m \quad r_2 = r_1 + e$$

$$k_{lana\ mineral} = 0.04 \frac{W}{m \cdot ^{\circ}C}$$

$$2 \pi k L \frac{T_{int} - T_{ext}}{\ln(\frac{r_1}{r_2})} = 150 \frac{W}{m^2} A = 150 * 2 \pi r_2 L$$

$$2 \pi k L \frac{T_{int} - T_{ext}}{\ln(\frac{r_1}{r_2})} = 150 \frac{W}{m^2} A = 150 * 2 \pi (r_1 + e) L$$

$$e_{diseño} = 0.047\ metros = 4.7\ cm$$

Por condiciones de seguridad, que en el caso de diversas causas el reactor se encuentre a una mayor temperatura que la estimada para las condiciones de diseño, se propone el sobredimensionamiento del aislante en un 15%.

Finalmente el espesor del aislante es:

$$e = 1.15 * e_{diseño} = 5.54\ cm$$

Luego el área de transferencia de calor es:

$$A = 18.84 \text{ m}^2$$

Definida el área de transferencia de calor, se obtiene una pérdida de calor de **2.83 kW**.

Sin contar con la capa de aislante, las pérdidas de calor resultan superiores:

$$Q = A h_{\text{aire}} (T_{\text{pared}} - T_{\text{aire}})$$

Considerando que la pared exterior del reactor se encuentra a la misma temperatura que el fluido, 230 °C, y que el área de transferencia de calor predominante es la de las paredes, el calor resultará:

$$Q = 2 \pi r L h_{\text{aire}} (230 \text{ }^\circ\text{C} - 20 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$Q_{\text{perdido}} = 19 \text{ kW}$$

Esta pérdida de calor no resulta relevante a comparación del calor perdido por la reacción. Aún así, es primordial aislar el reactor por cuestiones de seguridad. Con el aislante seleccionado se logra reducir un 85% las pérdidas de calor.

En el Capítulo 5 se detalla el calor a suministrar al reactor para mantener la isothermicidad. Estas pérdidas representan un 0.3% de calor a suministrar y finalmente se consideran despreciables.

Sistema de control

El control de variables es esencial para el funcionamiento seguro y eficiente de una planta, por lo que es necesario monitorear diversas variables.

En los tanques de almacenamiento, se instalarán sensores de nivel alto, bajo y muy bajo para mantener los niveles adecuados y evitar sobrepresión. Además, el tanque de glicerina

contará con un sensor de nivel bajo conectado en lazo con la bomba de alimentación al reactor, interrumpiendo la operación si no hay suficiente caudal.

En el reactor, se requerirá un registro preciso de temperatura y presión utilizando transmisores de temperatura, presión y caudalímetros para controlar el proceso y detectar variaciones que afecten la calidad del producto.

Dado que el reactor opera a presiones elevadas, un incremento significativo por encima del valor de diseño podría causar una situación peligrosa. Por ello, se implementará un lazo de control que monitoree la presión y realice correcciones frente a perturbaciones en el sistema. Además, se instalarán válvulas de alivio a lo largo del reactor, que actuarán cuando la presión alcance niveles extremos, señalando un peligro potencial para la planta y sus operadores.

En el caso de la temperatura para gestionarla eficazmente, se implementará un sistema de control que monitoree continuamente dicha variable. Si se detecta una desviación del valor de diseño, el sistema ajustará, por ejemplo, los caudales de los fluidos refrigerantes en los intercambiadores de calor disponibles. Además, en caso de aumentos bruscos o extremadamente elevados de temperatura, el sistema de control alertará a los operadores de la planta y, si es necesario, detendrá la operación para evitar daños mayores.

Bibliografía

- ^[3.1]Haixu Yin, C. Z. (2015). *Hydrothermal conversion of glycerol to lactic acid catalyzed by Cu/hydroxyapatite, Cu/MgO, and Cu/ZrO₂ and reaction kinetics*. doi:10.1016/j.cej.2015.12.010
- ^[3.2]Sergey A. Zavrazhnov, A. L. (2 de Marzo de 2019). *Mechanism Analysis and Kinetic Modelling of Cu NPs Catalysed Glycerol Conversion into Lactic Acid*. doi:10.3390/catal9030231
- ^[3.3]Mondal, S.; Malviya, H.; Biswas, P. *Kinetic modelling for the hydrogenolysis of bio-glycerol in the presence of a highly selective Cu–Ni–Al₂O₃ catalyst in a slurry reactor*. *React. Chem. Eng.* 2019.
- ^[3.4]Díaz, J.; Skrzyńska, E.; Girardon, J.-S.; Capron, M.; Dumeignil, F.; Fongarland, P.; Díaz, J.A.; Skrzyńska, E.; Girardon, J.-S.; Capron, M.; et al. *Glycerol oxidation in the liquid phase over a gold-supported catalyst: kinetic analysis and modelling*. *Chem Engineering* 2017, 1, 7.
- ^[3.5]Jin, X.; Subramaniam, B.; Chaudhari, R. V.; Thapa, P.S. *Kinetic modeling of Pt/C catalyzed aqueous phase glycerol conversion with in situ formed hydrogen*. *AIChE J.* 2016, 62, 1162–1173.
- ^[3.6]Brainer, J.E.N.; Sales, D.C.S.; Medeiros, E.B.M.; Lima Filho, N.M.; Abreu, C.A.M. *Wet oxidation of glycerol into fine organic acids: catalyst selection and kinetic evaluation*. *Braz. J. Chem. Eng.* 2014, 31, 913–923.
- ^[3.7]*Supplementary Information: Mechanism Analysis and Kinetic Modelling of Cu NPs Catalysed Glycerol Conversion into Lactic Acid* Sergey A. Zavrazhnov, Anton L. Esipovich, Sergey Yu. Zlobin, Artem S. Belousov and Andrey V. Vorotyntsev.
- ^[3.8]Kishida, H.; Jin, F.M.; Zhou, Z.Y.; Moriya, T.; Enomoto, H. *Conversion of glycerin into lactic acid by alkaline hydrothermal reaction*. *Chem. Lett.* 2005, 34, 1560–1561.
- ^[3.9]*National Institute of Standards and Technology (NIST). (n.d.). NIST Chemistry WebBook. Consultado 20 de mayo de 2024, from <https://webbook.nist.gov/chemistry/>*

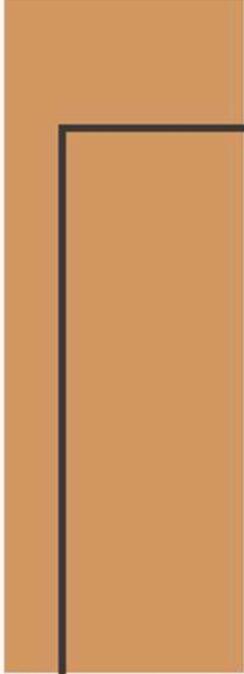
^[3.10]Smith, J. M., & Van Ness, H. C. (2005). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics (7th ed.)*. McGraw-Hill.

^[3.11]YUNUS A. CENGEL, AFSHIN J. GHAJAR. *Transferencia de Calor y Masa. 4ta ed*

^[3.12]*Guía de buenas prácticas en el aislamiento industrial (2017)*. FENERCOM. Consultado 20 mayo de 2024.

^[3.13]Hisanori Kishida, F. J. (2005). *Conversion of Glycerin into Lactic Acid by Alkaline Hydrothermal Reaction*. doi: 10.1246/cl.2005.1560

^[3.14]Camilo A. Ramirez-López, (2010). *Synthesis of Lactic Acid by Alkaline Hydrothermal Conversion of Glycerol at High Glycerol Concentration*. doi:10.1021/ie1001586



CAPÍTULO 4

SISTEMA DE PURIFICACIÓN

Resumen ejecutivo

De la planta es requisito obtener un producto de 90% de pureza. En este capítulo se describe el sistema de purificación. A continuación, se presenta el esquema utilizado para obtener el ácido láctico con las especificaciones requeridas, junto con un resumen de todas las corrientes detalladas. La planta de separación consta de 5 equipos: una centrífuga, un separador flash, una membrana de electrodiálisis y dos columnas de destilación.

En este capítulo se lleva a cabo una simulación utilizando el software UniSim Design de Honeywell para definir las características de diseño y operación de los equipos a utilizar en el proceso de purificación. Además, se busca optimizar el proceso para obtener la mayor cantidad de ácido láctico separado.

El paquete termodinámico utilizado fue NTRL-Ideal, que permite modelar la actividad de mezclas no ideales de compuestos polares o ligeramente polares, no electrolitos.

Tabla 4.1. Características separador flash.

| Características constructivas del separador flash | |
|--|---|
| <i>Geometría</i> | <i>Cilíndrica</i> |
| <i>Orientación</i> | <i>Vertical</i> |
| <i>Volumen [m³]</i> | <i>7.093</i> |
| <i>Diámetro [m]</i> | <i>1.37</i> |
| <i>Altura [m]</i> | <i>4.80</i> |
| <i>Material</i> | <i>Acero al carbono recubierto con teflón</i> |

Tabla 4.2. Características torres de destilación.

| Características constructivas de las torres de destilación | | |
|---|---------|----------|
| Nº de torre | Torre 1 | Torre 2 |
| Tipo | Platos | Empacada |
| Etapas ideales | 3 | 4 |
| Plato de entrada | 2 | 3 |
| Diámetro [m] | 1.372 | 1.067 |
| Altura [m] | 1.829 | 1.979 |
| Relación de reflujo | 0.0156 | 0.1141 |

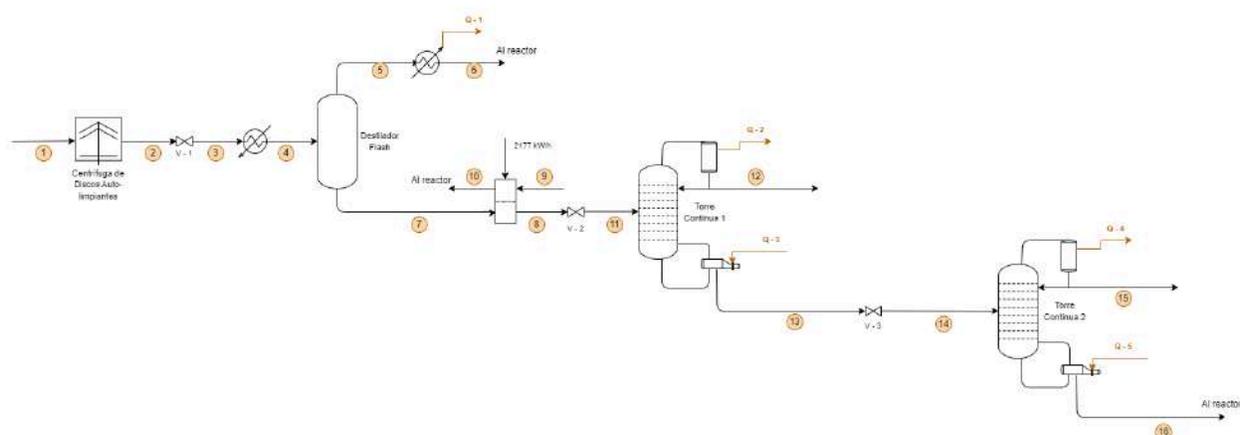


Figura 4.1. Diagrama subplanta de separación.

Tabla 4.3. Composición y propiedades de las corrientes.

| ID corriente | T (°C) | P (kPa) | Caudal másico total (kg/h) | Compuesto | Caudal másico (kg/h) | Fracción másica |
|--------------|--------|---------|----------------------------|--------------------|----------------------|-----------------|
| 1 | 230 | 2800 | 33167.48 | Agua | 25865.33 | 0.779 |
| | | | | Glicerol | 1085.1 | 0.0327 |
| | | | | Hidróxido de sodio | 852.32 | 0.0257 |

| | | | | | | |
|---|-------|------|----------|---------------------------|----------|--------|
| | | | | <i>Lactato de sodio</i> | 5048.15 | 0.1522 |
| | | | | <i>Acetato de sodio</i> | 23.38 | 0.0007 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 293.32 | 0.0088 |
| 2 | 230 | 2800 | 33167.48 | <i>Agua</i> | 25865.33 | 0.779 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1085.1 | 0.0327 |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 852.32 | 0.0257 |
| | | | | <i>Lactato de sodio</i> | 5048.15 | 0.1522 |
| | | | | <i>Acetato de sodio</i> | 23.38 | 0.0007 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 293.32 | 0.0088 |
| 3 | 180.4 | 1000 | 33167.48 | <i>Agua</i> | 25865.33 | 0.779 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1085.1 | 0.0327 |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 852.32 | 0.0256 |
| | | | | <i>Lactato de sodio</i> | 5048.15 | 0.1522 |
| | | | | <i>Acetato de sodio</i> | 23.38 | 0.0007 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 293.32 | 0.0088 |
| 4 | 181.4 | 1000 | 33167.48 | <i>Agua</i> | 25865.33 | 0.779 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1085.1 | 0.0327 |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 852.32 | 0.0256 |
| | | | | <i>Lactato de</i> | 5048.15 | 0.1522 |

| | | | | | | |
|---|-------|------|----------|---------------------------|---------|--------|
| | | | | <i>sodio</i> | | |
| | | | | <i>Acetato de sodio</i> | 23.38 | 0.0007 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 293.32 | 0.0088 |
| 5 | 181.4 | 1000 | 18262.52 | <i>Agua</i> | 18218 | 0.9976 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 3.5916 | 0.0002 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 40.940 | 0.0022 |
| 6 | 179.9 | 1000 | 18262.52 | <i>Agua</i> | 18218 | 0.9976 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 3.5916 | 0.0002 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 40.940 | 0.0022 |
| 7 | 181.4 | 1000 | 14905.06 | <i>Agua</i> | 7647.3 | 0.513 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1081.5 | 0.0725 |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 852.32 | 0.0571 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 5048.15 | 0.3386 |
| | | | | <i>Acetato de Sodio</i> | 23.38 | 0.0016 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 252.41 | 0.0169 |
| 8 | 181.4 | 1000 | 13459.11 | <i>Agua</i> | 8031.2 | 0.5967 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1081.5 | 0.0803 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 96.22 | 0.0071 |
| | | | | <i>Acido Láctico</i> | 3980.63 | 0.2957 |
| | | | | <i>Ácido Acético</i> | 17.114 | 0.0013 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 252.41 | 0.0187 |

| | | | | | | |
|----|-------|------|----------|--------------------|---------|-----------------------|
| 9 | 181.4 | 1000 | 3598 | Agua | 3598 | 1 |
| 10 | 181.4 | 1000 | 5045.18 | Agua | 2413.98 | 0.48 |
| | | | | Hidróxido de sodio | 2631.32 | 0.52 |
| 11 | 104.0 | 100 | 13459.11 | Agua | 8031.2 | 0.5967 |
| | | | | Glicerol | 1081.5 | 0.0803 |
| | | | | Lactato de Sodio | 96.22 | 0.0071 |
| | | | | Acido Láctico | 3980.63 | 0.2957 |
| | | | | Ácido Acético | 17.114 | 0.0013 |
| | | | | Propilenglicol | 252.41 | 0.0187 |
| 12 | 99.64 | 100 | 7981.64 | Agua | 7950.8 | 0.99614 |
| | | | | Ácido Láctico | 7.4155 | 0.00093 |
| | | | | Ácido Acético | 16.758 | 0.00210 |
| | | | | Propilenglicol | 6.6206 | 0.00083 |
| 13 | 187.4 | 100 | 5477.31 | Agua | 80.341 | 0.0146 |
| | | | | Glicerol | 1081.5 | 0.1974 |
| | | | | Lactato de Sodio | 96.22 | 0.0175 |
| | | | | Ácido Láctico | 3973.1 | 0.725 |
| | | | | Ácido Acético | 0.3564 | 6.50×10^{-5} |
| | | | | Propilenglicol | 245.79 | 0.0448 |
| 14 | 149.3 | 10 | 5477.31 | Agua | 80.341 | 0.0146 |
| | | | | Glicerol | 1081.5 | 0.1974 |
| | | | | Lactato de Sodio | 96.22 | 0.0175 |

| | | | | | | |
|----|-------|----|---------|-------------------------|--------|-----------------------|
| | | | | <i>Ácido Láctico</i> | 3973.1 | 0.725 |
| | | | | <i>Ácido Acético</i> | 0.3564 | 6.50×10^{-5} |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 245.79 | 0.0448 |
| 15 | 102.8 | 10 | 4213.73 | <i>Agua</i> | 80.34 | 0.0190 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 28.465 | 0.0067 |
| | | | | <i>Ácido Láctico</i> | 3859.1 | 0.9158 |
| | | | | <i>Ácido Acético</i> | 0.3542 | 8.40×10^{-5} |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 245.47 | 0.0582 |
| 16 | 198 | 10 | 1263.56 | <i>Glicerol</i> | 1053.0 | 0.833 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 96.22 | 0.076 |
| | | | | <i>Ácido Láctico</i> | 114.02 | 0.090 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 0.3219 | 2.54×10^{-4} |

Cabe destacar que la corriente 16 es recirculada hacia el reactor. Se puede ver que en ella hay un porcentaje de ácido láctico, el cual se tiene en cuenta a la hora de realizar los cálculos en UniSim.

Introducción

Las plantas químicas modifican una materia prima para generar un producto con un valor agregado luego de haber sido sintetizado por medio de una reacción química. De la planta es requisito obtener un producto de 90% de pureza, el cual no se obtiene a la salida del reactor por lo tanto es necesario diseñar un sistema de purificación.

Un proceso de separación consiste en transformar una mezcla en dos o más productos con composiciones distintas, incrementando la concentración de uno o más componentes específicos. Contrariamente, la mezcla ocurre de manera natural y espontánea, favorecida por la tendencia hacia la uniformidad y el aumento de la entropía. Por lo tanto, los procesos de separación requieren un aporte de energía para contrarrestar esta tendencia natural.

Las separaciones físico/mecánicas aprovechan la existencia de heterogeneidades en la mezcla de partida, por ejemplo, la diferencia de tamaños de partículas o la presencia de varias fases. Dentro de este tipo de separación se pueden encontrar dos tipos:

Basados en diferencias de densidad:

- Sedimentación (separación sólido - líquido)
- Decantación (líquidos inmiscibles)
- Centrifugación/ciclones (equipos con mayor gasto energético)

Basados en otras propiedades:

- Filtración
- Flotación
- Prensado/Expresión
- Precipitación electrostática
- Separación magnética

Cuando la mezcla inicial es homogénea, la separación debe realizarse a nivel molecular, lo que se conoce como separación por transferencia de materia. Estas técnicas suelen ser

más costosas, por lo que es común realizar primero todas las separaciones mecánicas posibles.

Existen dos grandes categorías de separaciones por transferencia de materia:

- *Basadas en la diferencia de concentraciones en el equilibrio de dos fases:* En estos procesos, la separación se logra aprovechando las distintas concentraciones de los componentes en las fases en equilibrio.
- *Basadas en la transferencia de masa selectiva:* Aquí, la separación se efectúa mediante la transferencia preferencial de ciertos componentes a una fase específica.

También se suele distinguir entre aquellos procesos en los que se aporta energía para generar la nueva fase o materia añadiendo directamente la fase distinta, para conseguir la separación.

Procesos de equilibrio con aporte de energía:

- Evaporación
- Destilación
- Separación flash por cambio de presión/temperatura
- Cristalización

Procesos de equilibrio con aporte de materia:

- Adsorción/desorción
- Extracción
- Lixiviación
- Adsorción
- Intercambio iónico

Procesos de equilibrio con aporte de materia y energía:

- Secado
- Destilación extractiva
- Destilación azeotrópica

Procesos basados en transferencia de masa selectiva:

- Ósmosis inversa
- Diálisis
- Ultrafiltración
- Pervaporación
- Permeación de gas

La selección del paquete termodinámico se realizó por medio de varios árboles de decisión propuestos por Eric C. Carlson de Aspen Technology Inc. en el artículo -"Don't Gamble with Physical Properties for Simulations"-.

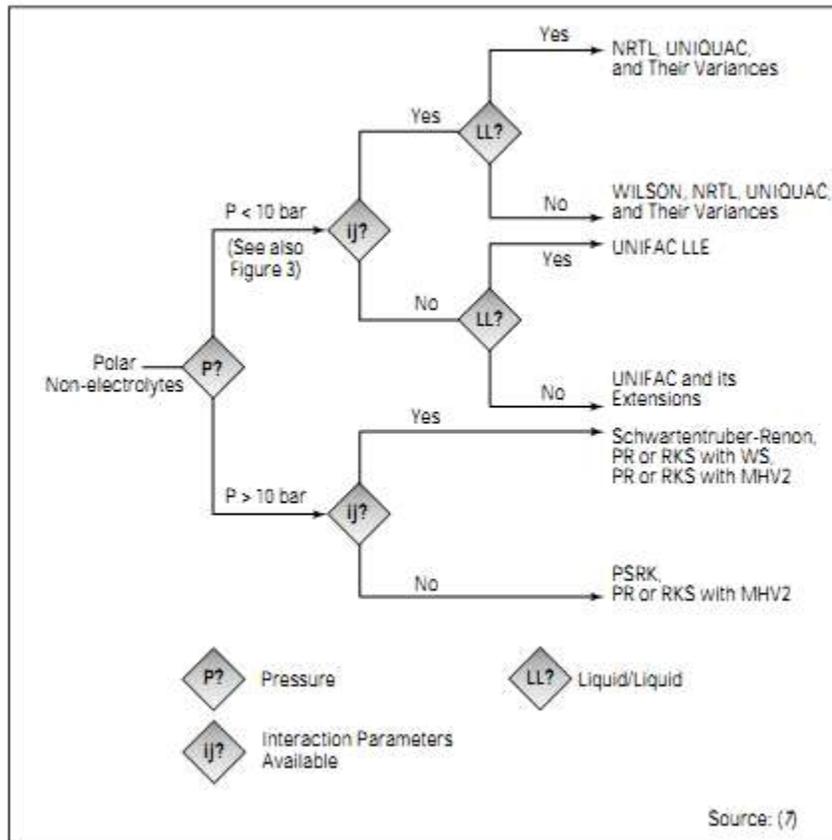


Figura 4.2. *Árbol de decisión.*

Para la elección del paquete termodinámico de la fase vapor, se considera gas ideal. Esto se debe a que en este capítulo solo se simulan los equipos de separación en UniSim, y

en dicha parte las presiones son menores a 10 bares. Esta se considera una presión baja de trabajo para los gases. Luego, el paquete termodinámico a emplear es el **NRTL-Ideal**, el cual ajusta bien los parámetros de interacción para los componentes simulados.

Separación sólido-líquido

En ingeniería, existen diversas operaciones para separar líquidos de sólidos. En el presente informe se comparan dos de ellas: la filtración y la centrifugación.

Filtración

La filtración es la separación de un sólido de una fase líquida en la que está suspendido, lo que se consigue haciendo pasar el líquido a través de un medio poroso que retiene las partículas sólidas. El dispositivo utilizado para esta operación es el *filtro*.

Entre los tipos de operación se pueden describir dos: la semi-continua y la continua. En la semi-continua la operación se realiza por cargas de forma cíclica. Filtrado → Lavado → Secado → Vaciado → Limpieza → Armado, lo cual incluye tiempos muertos para el reacondicionamiento del equipo. Mientras que la operación continua se desarrolló de acuerdo a que los procesos modernos son de alta capacidad, lo que hicieron obligatorio la implementación de filtros continuos. En estos filtros la suspensión se alimenta en forma continua, y la torta y filtrado se obtienen sin interrupción.

En la filtración industrial surge la necesidad de manejar grandes volúmenes de filtrado y una operación de bajo costo. La caída de presión implica un costo de bombeo, mientras que el área de filtrado conlleva un costo de construcción. El objetivo del diseño es reducir al mínimo la resistencia al flujo dimensionando el área de filtrado tan grande como sea posible, sin aumentar el tamaño total del equipo de filtración.

Las variables que condicionan la decisión son:

- Características del fluido: viscosidad, densidad y reactividad química.

- Características partículas sólidas: tamaño, distribución de tamaños, forma, tendencias a la floculación y deformabilidad.
- Concentración de la suspensión alimentada.
- Cantidad de material que va a manejarse.
- Valores absolutos y relativos de los productos líquido y sólido.
- Grado de separación requerido.
- Costos relativos de mano de obra, capital y energía.

Equipos de operación continua

Los hay de *tambor rotatorio* y de *discos*. Son filtros de succión, en los que la filtración, lavado, secado y descarga de la torta se realizan automáticamente, requiriendo, por tanto, de poca mano de obra.

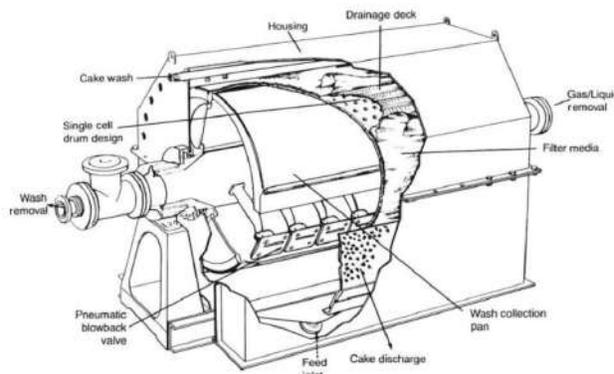


Figura 4.3. Recorte del filtro de tambor de un solo compartimento.

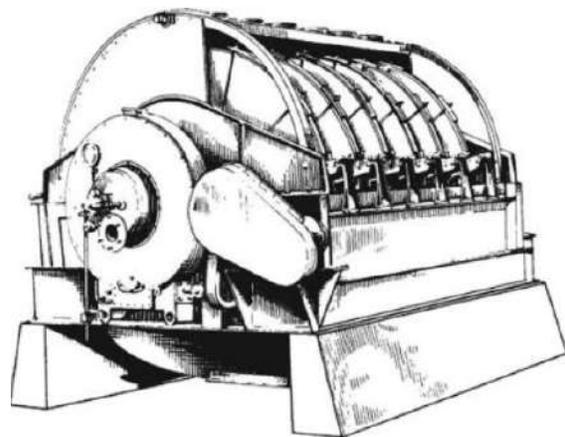


Figura 4.4. Filtro de disco rotatorio.

- Filtro de discos:

Es un filtro al vacío que consiste en un número de discos verticales unidos a intervalos en un eje central hueco horizontal que rota continuamente. Cada disco consiste en 10 a 30 sectores de metal, plástico o madera, acanalados en ambos

lados para soportar una tela filtrante y proporcionar drenaje hacia el eje central. Cada sector puede ser reemplazado individualmente. Los discos están típicamente sumergidos del 30 al 50 por ciento en un recipiente similar a una cubeta que contiene la suspensión. Otro eje horizontal que corre debajo de los discos puede contener paletas agitadoras para mantener en suspensión los sólidos.

El lavado puede aplicarse con rociadores, pero la mayoría de las aplicaciones son solo para deshidratación. A medida que los sectores rotan hacia el punto de descarga, el vacío se corta, y una ligera ráfaga de aire se utiliza para aflojar la torta. Esto permite que las cuchillas raspadoras dirijan la torta hacia las canaletas de descarga posicionadas entre los discos. El vacío y el soplado de aire se controlan por una válvula automática como en los filtros de tambor rotatorio.

- Filtro de tambor rotatorio:

El filtro de tambor rotatorio es el más utilizado de los filtros continuos. Hay muchas variaciones de diseño, incluyendo la operación como un filtro de presión o un filtro de vacío. La principal diferencia entre diseños está en la técnica para la descarga de la torta. Todas las alternativas se caracterizan por un tambor de eje horizontal cubierto en la porción cilíndrica por un medio filtrante sobre una estructura de soporte en rejilla para permitir el drenaje hacia colectores. Los tamaños (en términos de áreas de filtro) varían desde 0,37 hasta 186 m².

El tambor está sumergido (una cierta fracción de arco α en la suspensión hasta la profundidad adecuada, agitando dicha suspensión para evitar la decantación de los sólidos.

Aplicándose el vacío (ΔP) a aquellos sectores del tambor que están sumergidos se produce una torta del espesor deseado. Luego se lava, se seca y se remueve con una cuchilla. La cuchilla se encuentra separada un espacio suficiente para que quede una pequeña torta que permita una adecuada filtración. La resistencia del medio filtrante es apreciable porque la torta no crece indefinidamente y dentro de la resistencia del medio filtrante se debe considerar la que ofrece la parte no

removida de la torta. El objetivo de dejar una capa de torta es para mejorar la eficiencia del filtrado.

Dentro de las ventajas se encuentran:

- Buena automatización
- Maneja precipitados grandes y voluminosos
- Bajo costo de mano de obra

Según el *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, los filtros continuos son una opción atractiva para procesos en régimen permanente. Sin embargo, la velocidad de formación de la torta y la velocidad de producción son factores claves que controlan la eficacia del proceso de filtración.

Por ejemplo, en un filtro rotatorio al vacío, la elección puede no ser adecuada si una torta de 3 mm de grosor no se forma en menos de 5 minutos bajo vacío normal, o si la producción de torta húmeda es inferior a 1.4 m³/h. En estos casos, el diseño del reactor se orienta a retener las partículas de catalizador en el sistema, permitiendo la salida únicamente de aquellas partículas que se han fracturado debido a la agitación mecánica y han experimentado suficiente desgaste.

Es por esto que se analiza para la separación la utilización de una centrífuga.

Separación Centrífuga

La separación centrífuga es un proceso fundamental en la ingeniería química y de procesos, utilizado ampliamente para la separación de mezclas sólido-líquido o líquido-líquido. Este método se basa en la aplicación de la fuerza centrífuga para aumentar la eficiencia de separación de partículas de diferente densidad. El principio detrás de la separación centrífuga radica en la creación de un campo centrífugo de alta gravedad, que acelera la sedimentación de partículas sólidas o la estratificación de líquidos inmiscibles, permitiendo así una separación más rápida y eficiente en comparación con los métodos

gravitacionales tradicionales. Las fuerzas resultantes pueden llegar a ser hasta un millón de veces la de la gravedad. Lo que da como resultado: menores tiempos, menores volúmenes, mejor grado de separación. ^[4.6]

Destilación

La destilación es un método utilizado para separar mezclas líquidas basado en las diferencias en los puntos de ebullición de los componentes. Se busca que un componente de la mezcla sufra un cambio de fase y se evapore para separar una fase vapor por el tope y otra líquida por el fondo, y así lograr la separación. En este tipo de procesos se debe considerar el costo de aportar y retirar calor de la mezcla.

Volatilidad relativa

Cuanto mayor es la distancia entre la curva de equilibrio y la línea de 45° ($y=x$) mayor es la diferencia en las composiciones del líquido y del vapor (*Figura 4.5*). Esto a su vez aumenta la facilidad para realizar la separación por destilación. La medida numérica de este efecto se conoce como **volatilidad relativa**, es una medida de la posibilidad de separación. Es la relación entre las concentraciones de "A" y "B" en una fase y en la otra (*Ecuación 4.1*). Cuanto mayor sea a la unidad, mayor será el grado de separación.

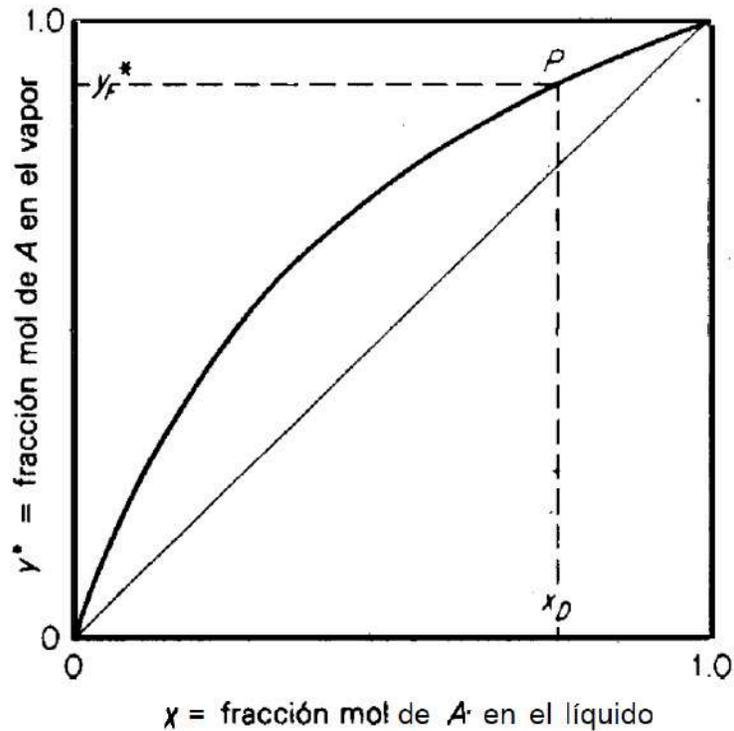


Figura 4.5. Curva de equilibrio x vs y^* .

La volatilidad relativa para mezclas binarias queda definida de la forma:

$$\alpha = \frac{y^*/(1-y^*)}{x/(1-x)} = \frac{y^*(1-x)}{x(1-y^*)}$$

Ecuación 4.1. Volatilidad relativa mezclas binarias.

Esta relación entre las composiciones, si bien está definida para una mezcla binaria, también puede definirse para una mezcla multicomponente. Para esto se deben tener datos de equilibrio entre cada uno de los componentes presentes. A falta de esta información, se emplean las temperaturas de ebullición para ordenarlos de mayor a menor volatilidad a presión atmosférica, debido a su analogía con esta propiedad (*Tabla 4.4*).

Tabla 4.4. Temperatura de ebullición de los componentes.

| Compuesto | Temperatura de ebullición (°C) |
|-----------------------|---------------------------------------|
| <i>Agua</i> | 100 |
| <i>Ácido Acético</i> | 117.9 |
| <i>Ácido Láctico</i> | 122 |
| <i>Propilenglicol</i> | 188.2 |
| <i>Glicerina</i> | 290 |

Destilación flash

La destilación flash es una forma de operación de una sola etapa en donde se evapora parcialmente una mezcla líquida, se permite que el vapor alcance el equilibrio con el líquido residual y se separan y eliminan del equipo las fases vapor y líquido resultante.^[4.1]

La corriente que sale por el tope es más rica en la sustancia más volátil y sale completamente como vapor. Es por esto que es necesario conectar a esa salida un condensador si es necesario obtener una corriente líquida.

Destilación continua en torres de destilación

También llamada rectificación o fraccionamiento continuo, es una operación de estado estacionario a contracorriente en varias etapas.

La alimentación se introduce en algún plato entre cabeza y cola. La sección por encima de la alimentación es la zona de absorción, enriquecimiento o rectificación.

La sección por debajo de la alimentación es la zona de “desorción” o agotamiento o de extracción.

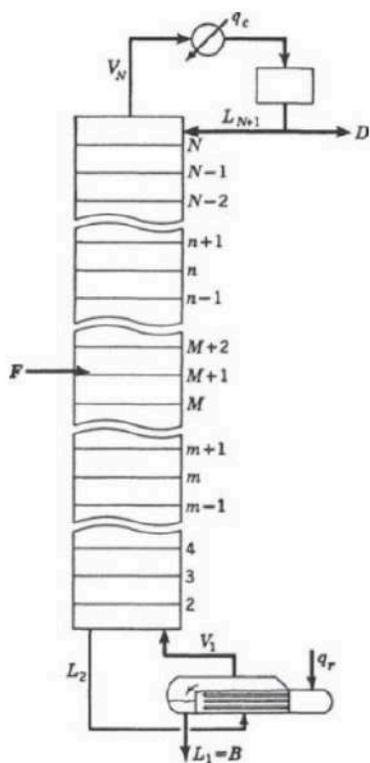


Figura 4.6. Diagrama esquemático y nomenclatura para una destilación continua simple. Columna con una alimentación, un condensador total y un reboiler parcial.^[4.2]

El vapor que sale por la parte superior está enriquecido con el componente más volátil. El líquido que baja en esa zona lava/absorbe el vapor, reduciendo la concentración del componente menos volátil. El líquido devuelto a la parte superior de la torre se llama reflujo. El líquido que se elimina permanentemente es el destilado, operando con un condensador total.

Además, es importante destacar que las temperaturas más altas están en la parte inferior de la torre donde se encuentra el reboiler y las más bajas en la parte superior donde entra el reflujo condensado. Los líquidos y vapores que circulan dentro de la torre están saturados, considerando etapas ideales (están en su punto de burbuja y de rocío, respectivamente).

Muchas sustancias orgánicas no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas próximas a sus puntos normales de ebullición, porque se descompondrán químicamente. Entonces,

si estas sustancias se van a separar por destilación, se debe trabajar a una temperatura menor que la de descomposición y para poder conseguirlas se puede variar la presión. El tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación también debe mantenerse lo más bajo posible, puesto que de esta forma se reducirá la probabilidad de que se de la descomposición térmica.^[4.1]

Como parámetro de diseño se define R , que es la relación de reflujo. Se considera un condensador total.

Dado que la columna implica una destilación de múltiples componentes, no se puede dimensionar por el método Mc. Cabe-Thiele.

El diseño se lleva a cabo mediante dos métodos: el método Fenske-Underwood-Gilliland (conocido como método corto) y el método convencional (método largo).

El método "corto" es utilizado para separar una mezcla multicomponente, de n componentes. Organizamos los componentes por orden de mayor a menor volatilidad relativa. Se debe definir el componente clave liviano, como el más pesado de los livianos y el clave pesado el más liviano entre los pesados. El corte para definir el grupo de los livianos y el grupo de los pesados es arbitrario, depende de lo que interese recuperar. El clave liviano sale en mayor medida por cabeza y el clave pesado sale en mayor medida por cola. Pequeñas cantidades del clave liviano salen por cola y pequeñas cantidades del clave pesado salen por cabeza.

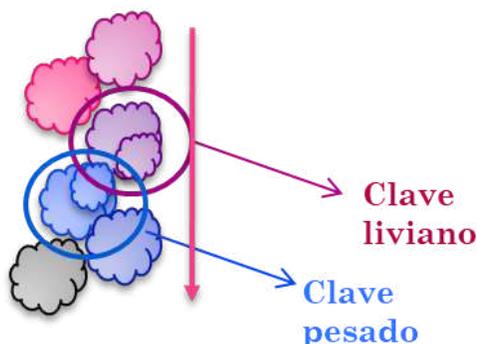


Figura 4.7. Esquema de clave liviano y clave pesado.

Este método sencillo (pero restringido) es útil para obtener valores iniciales para poder emplear otros métodos más rigurosos que se resolverán con el simulador de procesos. Mediante el shortcut column distillation en UniSim se estima el número mínimo de platos, el plato de alimentación óptimo y la relación de reflujo mínima. Es recomendable suponer una relación de reflujo de 1.2 - 1.5 veces la relación mínima. Posteriormente, estos valores obtenidos son utilizados como valores semilla para el método “largo”.

En relación a los tipos de columnas, éstas pueden clasificarse como de platos o rellenas. Los empaques de la torre se dividen en tres principales tipos: aquellos que son cargados de forma aleatoria en la torre, los que son colocados a mano, y aquellos que se conocen como empaques ordenados o estructurados.

Selección de los procesos de separación

Esquema propuesto de diseño y simulación

El producto que se comercializará con las especificaciones deseadas se puede lograr por infinitas combinaciones, pero no todas suponen un camino óptimo. El enfoque de este capítulo es, además de obtener un producto en especificación, se logre optimizar cada uno de los equipos y el proceso en sí.

El sistema consta de 5 equipos, una centrífuga de discos, un separador flash, dos torres de destilación continua y 1 membrana de electrodiálisis; además de un sistema de válvulas en el reactor químico que permite mantener el mismo presurizado y aún así purgar el hidrógeno gaseoso generado. El hidrógeno no sufre cambio de estado, ya que es un no condensable y es un producto de interés de la reacción, el cual se decidirá su uso en el Capítulo 5 del presente trabajo.

A continuación, se detalla la secuencia de equipos que debe atravesar la corriente principal del proceso. Se incluye un esquema del sistema de separación de la planta (*Figura 4.8*).

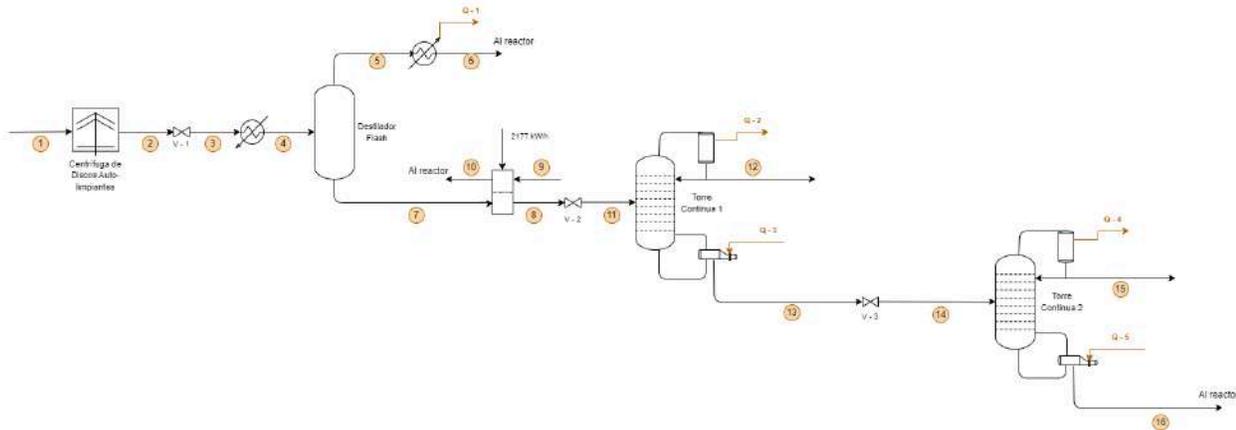


Figura 4.8. Diagrama subplanta de separación.

Centrífuga

El reactor utilizado es un Slurry, el cual posee partículas en suspensión en un tanque agitado mecánicamente. Las partículas en suspensión pueden ser arrastradas a la salida del reactor por diversos motivos. Dentro de las desventajas de utilizar este reactor se encuentra el desgaste de las partículas de catalizador debido a la agitación mecánica en operación normal, reduciendo de ese modo su tamaño lo que introduce la necesidad de incorporar un equipo de filtración.

La carga de catalizador se diseña como un parámetro constante, es por eso que a medida que se va recuperando en el filtro debe ser realimentado al reactor. Es de suma importancia la implementación de un sistema de separación cuando se desee regenerar en su totalidad el catalizador.

Para este tipo de operación existen dos tipos de equipos:

- Discontinuo: Se somete el material contenido en él a un movimiento rotatorio donde las fases de distintas densidades tienden a separarse en virtud de su diferente fuerza centrífuga. Lo que efectivamente separa es la diferencia en las velocidades terminales.
- Continuo: Permanentemente salen las fases que se separan.

Este tipo de equipos se pueden utilizar con diversos objetivos y de allí su clasificación:

-
- Clarificadores centrífugos: la fuerza es ejercida sobre partículas sólidas para obtener un líquido clarificado (separación líquido-sólido).
 - Separadores centrífugos: En base a la diferencia de densidad de las partículas a separar se logra obtener fracciones con las diferentes partículas.
 - Secadores centrífugos: se elimina centrifugamente el líquido que contenga los sólidos, contrario a la operación de clarificación.

En este tipo de equipos se desprecia el peso gravitacional por lo que que las fuerzas que están involucradas son el empuje centrífugo y el peso centrífugo.^[4.6]

Los separadores centrífugos han sustituido en buena parte a los separadores por gravedad en las operaciones de producción debido a su mayor eficiencia con gotas finas y partículas, así como su tamaño mucho menor para una determinada capacidad.

Existen tres tipos de decantadores centrífugos:

- *Centrífuga de rotor tubular:*

Desarrollan fuerzas centrífugas del orden de 13.000 veces la de la gravedad.

No poseen sistema de descarga de sólidos, pero pueden trabajar con sólidos en concentraciones pequeñas. Los sólidos se desprenden del rotor cuando se detiene la unidad y se limpia. Estos equipos se utilizan en la purificación de barnices, aceites vegetales, emulsiones de petróleo crudo, eliminación de la cera coloidal de los lubricantes y muchos otros casos similares en que deben separarse emulsiones o eliminarse pequeñas cantidades de sólidos.

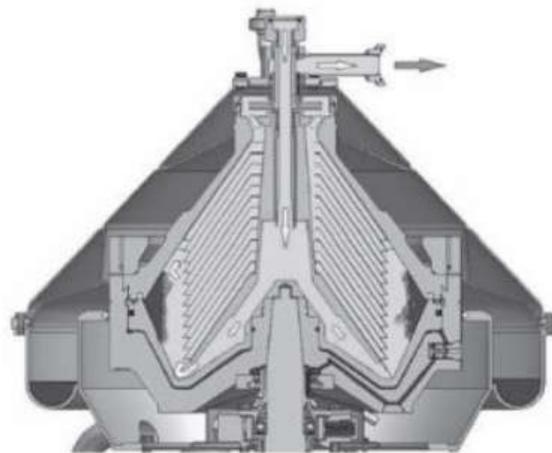
El recipiente es alto y estrecho, con un diámetro de (10 a 15 cm) y una altura de 60 cm a 1,5 m que gira dentro de una carcasa a unas 15.000 rpm.

En el interior del rotor hay tres pantallas que obligan al líquido a ir a la misma velocidad de rotación que el perímetro del rotor. **Están diseñadas para bajas capacidades** (de 200 a 2000 litros/hr).

La alimentación se efectúa en forma de chorro por medio de una boquilla insertada a través de una abertura en el fondo del rotor y se separa en dos capas concéntricas (tabiques) de líquido en el interior del recipiente.^[4.6]

- *Centrífuga de discos:*

La centrífuga de rotor de discos es mayor que la de rotor tubular y tiene un rotor de aproximadamente igual altura que diámetro (20 a 50 cm), con fondo plano y la cima cónica, provista de discos cónicos de hojas finas de metal o plástico, que giran con el recipiente. La alimentación entra por arriba a través de un tubo estacionario. Se forman dos capas líquidas y una sólida.



Two-phase separator
(Solids/liquid separation)

Figura 4.9. Centrífuga de pila de discos.

Se encuentran distintos tipos de centrífugas de discos según su funcionamiento (Tabla 4.5).

Tabla 4.5. Centrífugas de discos según tipo de funcionamiento.

| Descarga manual | Auto-limpiantes (clarificadores y separadores) | Con boquillas | Con recirculación para clarificación |
|--|---|--|--|
| - Los sólidos acumulados deben retirarse | - Descargan los sólidos acumulados automáticamente en | - Los sólidos se descargan continuamente junto | - Una fracción de los lodos descargados se retorna al tambor |

| | | | |
|---|---|---|--|
| <p><i>manualmente de forma periódica.</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - <i>Se requiere detener y desmontar el tambor para quitar el conjunto de discos.</i> - <i>La limpieza manual es económica sólo si la fracción de sólidos en la alimentación es muy pequeña.</i> | <p><i>ciclos programados mientras el tambor está a plena velocidad.</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - <i>La alimentación se introduce a través de una tubería fija y se distribuye uniformemente por los canales del conjunto de discos.</i> - <i>Los sólidos se acumulan y se descargan rápidamente en una carcasa exterior cuando la cámara de sólidos está llena.</i> - <i>Utilizadas comúnmente en la clarificación de bebidas y purificación de aceites minerales y comestibles.</i> | <p><i>con una parte de la fase líquida a través de boquillas en la periferia del tambor.</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - <i>La eficiencia de clarificación se ve afectada si los sólidos se acumulan entre las boquillas.</i> - <i>Los diámetros de las boquillas varían entre 0.6 a 3 mm.</i> | <p><i>para pre-cargar las boquillas con lodo ya separado.</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - <i>Esto reduce el flujo neto de líquido con los nuevos sólidos sedimentados.</i> - <i>Se puede aumentar la concentración reciclando una parte del lodo a la alimentación, aunque esto reduce la claridad del efluente a una determinada tasa de alimentación.</i> |
|---|---|---|--|

- *Centrífuga de rotor macizo:*

Se usan fundamentalmente para la separación de sistemas líquido sólido y permiten trabajar con **elevadas concentraciones de sólidos**.

Están preparadas para separar proporciones de **hasta 50 tn/h de sólidos**.

Presentan un rotor, generalmente horizontal, en forma de cono truncado que tiene un tornillo transportador interno. Ambos giran en el mismo sentido pero a diferentes velocidades, el tornillo más lentamente que el rotor.

La alimentación (S-L) se introduce por un eje estacionario central y entra en forma de lluvia. Por acción de la fuerza centrífuga el líquido conteniendo a las partículas sólidas es expulsado hacia las paredes. Los sólidos, debido al movimiento del tornillo, son arrastrados hacia la parte anterior y los líquidos por la posterior.^[4.2]

Para la selección de los equipos se debe tener en cuenta:

- El tipo de separación: L-L, S-L, o L-L-S, L-L con baja o alta concentración de sólidos.
- Tamaño de partícula: de acuerdo al tamaño se requerirán diferentes fuerzas centrífugas.
- Concentración de sólidos en la alimentación:
 - Si es elevada: centrífuga de rotor macizo.
 - Si es moderada: de disco con descarga automática.
 - Si es baja: tubular o de disco sin descarga automática.
- Densidad relativa de los componentes:
 - Si es pequeña: de discos.
- Capacidad o caudal de alimentación: las de menor capacidad son tubulares, luego de disco y las de mayor capacidad macizo.^[4.2]

Destilador flash

La mezcla que se obtiene a la salida del reactor es de agua, glicerina, propilenglicol y sales (de producto deseado y subproductos), que debido al pH alto de la solución se encuentran en su forma disociada en sus iones constituyentes. Los únicos compuestos que se pueden evaporar en esta etapa son la glicerina, el propilenglicol y el agua, con punto de ebullición de 290°C, 188.2°C y de 100°C respectivamente, a presión atmosférica. Debido a esta gran diferencia es que se elige este equipo.

Por el paquete termodinámico utilizado el cual modela una mezcla polar no electrolítica, no se incluye en la corriente de alimentación al flash a las sales disueltas (ej: lactato de sodio), para no tener problemas al momento de correr la simulación. Se asume que la presencia de ellas no modifica el comportamiento de la mezcla, y que todas las sales presentes en la alimentación saldrán por la corriente de fondo del flash.

La presión a la que opera el separador flash tiene influencia en el grado de separación, es decir, conforme mayor sea la presión, más difícil será la separación de los compuestos (*Figura 4.10*). Para adecuar la presión a la entrada del flash se coloca un accesorio que produzca una pérdida de carga, el que se definirá en el Capítulo 5.

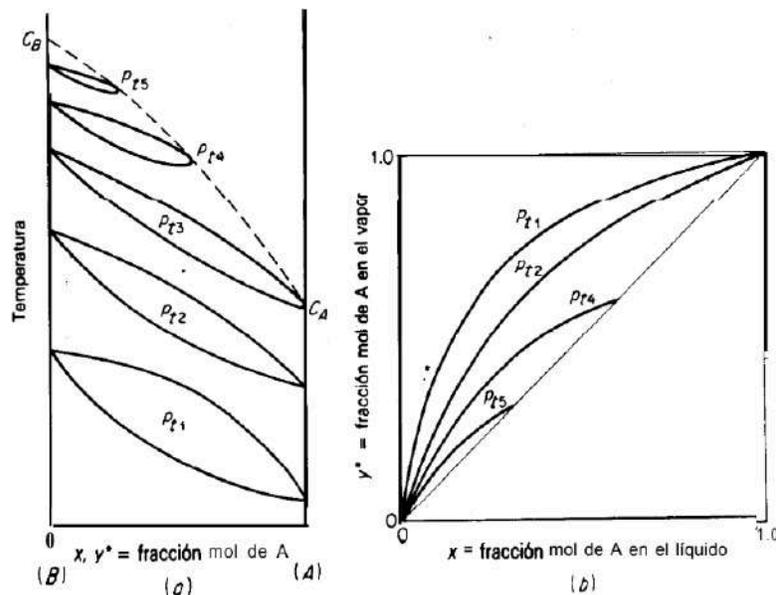


Figura 4.10. Efecto de la presión en el grado de separación.

Para la elección de las condiciones de operación, se debe tener en cuenta que menores temperaturas desfavorecen la separación al tener una menor cantidad de vapor en la mezcla al momento de alimentar el equipo. La despresurización del sistema implica una caída en la temperatura. A su vez, la alimentación del flash se calienta en un intercambiador para llevar la corriente a la temperatura deseada.

Finalmente, simulando el destilador flash en UniSim se decide la condición óptima para la cual se cumple con los requerimientos, es decir, que remueve de la corriente principal el agua que es utilizada en el reciclo, pero que deja una cantidad en la corriente de fondo que mantiene solubles las sales sintetizadas (30% p/p). La solubilidad del lactato en agua, a presión atmosférica, es de un 60% p/p. No se cuentan con datos a mayores presiones, sin embargo, está siempre aumenta con la temperatura, por lo cual se considera que las sales están disueltas en las proporciones obtenidas a la salida del separador. Es así que se definen como temperatura y presión de diseño para la operación del flash:

Presión = **10 bar**

Temperatura = **181.4 °C**

Cuando la mezcla líquido-vapor se introduce en el destilador flash se produce una rápida separación de los componentes más volátiles. Los componentes con punto de ebullición más altos, en este caso la glicerina, abandona el equipo por el fondo del flash. Una fracción del agua y propilenglicol acompañan esta corriente de manera de mantener las sales en solución, evitar su precipitación y todos los problemas que ello conllevaría.

Por otra parte, la corriente del tope se encuentra en forma de vapor, en su mayoría agua; es por esto que es necesario hacerla pasar por un condensador, donde se logre cambiar de fase para que sea una corriente líquida que pueda ser recirculada al reactor luego de ser acondicionada, tanto en presión como en temperatura.

Acondicionamiento de la corriente de productos

Como ya se analizó en el Capítulo 2, a la salida del reactor debido al pH alto los compuestos se encuentran en su forma desprotonada. Como el producto deseado es ácido láctico, es imperiosa la necesidad de bajar el pH de la solución. Para esto, se analizan dos opciones: la primera es agregar ácido sulfúrico de manera continua para neutralizar la solución.

La segunda opción es realizar una electrodiálisis. Esta consiste en una membrana bipolar por la cual circula la corriente a tratar por un lado y agua desmineralizada por el otro. En la corriente de agua se genera un campo eléctrico el cual produce la separación del agua en oxidrilos y protones. Luego, se intercambian los cationes Na^+ y H^+ a través de la membrana, recuperando el hidróxido de sodio en la corriente de agua, y formando el ácido láctico en la corriente de proceso, junto a los demás subproductos.

Analizando ventajas y desventajas de ambos métodos se plantea lo siguientes:

- La primera opción tiene la desventaja económica de que el ácido sulfúrico, utilizado como materia prima, es más costoso que el producto secundario que se genera y que podría comercializarse: el sulfato de sodio, una sal de bajo costo. Además, el catalizador, que es hidróxido de sodio, no se recupera porque reacciona con el ácido sulfúrico. Por lo tanto, es necesario introducirlo constantemente en el proceso. La ventaja es que es un proceso relativamente sencillo que solo requeriría construir un mezclador y añadir la corriente de ácido sulfúrico correspondiente.
- Para el caso de la electrodiálisis, la ventaja es que no hay que agregar un producto de alto costo como en la neutralización, pero se tiene que agregar un equipo nuevo y adimensionalizar la membrana para la separación. Además, se tienen altos costos energéticos.

Debido a las ventajas operativas que provee la electrodiálisis, al recuperar el catalizador de hidróxido de sodio, además de no generar una sal que permanezca en la corriente de salida, se decide utilizar este proceso.

Torres de destilación

Los puntos de ebullición en esta instancia ya no son tan diferentes, por lo que la separación resulta más compleja y se decide avanzar con el diseño de torres de destilación continua.

Para la simulación y diseño de las torres de destilación continua existen métodos aproximados (conocidos como cortos) y métodos rigurosos (conocidos como largos), como ya se mencionó previamente.

Para la primera torre se simula el método corto, pero los valores que surgen no son apropiados para la simulación, esto se debe a que una vez introducidos los resultados del método corto, es decir, relación de reflujo y composiciones en las corrientes de salida, en el método largo se observa que el número de etapas difiere ampliamente. Como ya se anticipó es un método aproximado que pierde precisión conforme se aleja de la simulación de compuestos de cadenas largas carbonadas de hidrocarburos. Es por esto que se desestiman los resultados del método corto y se decide iterar manualmente la torre mediante el método largo, fijando la composición de salida, variando el número de etapas y ajustando con el reflujo hasta llegar al requisito deseado sin perder de vista la optimización de la torre.

Luego, fijando las composiciones de ácido láctico en tope y fondo, se determinó el reflujo mínimo en la torre variando el número de etapas según el método de McCabe-Thiele.^[4.1]

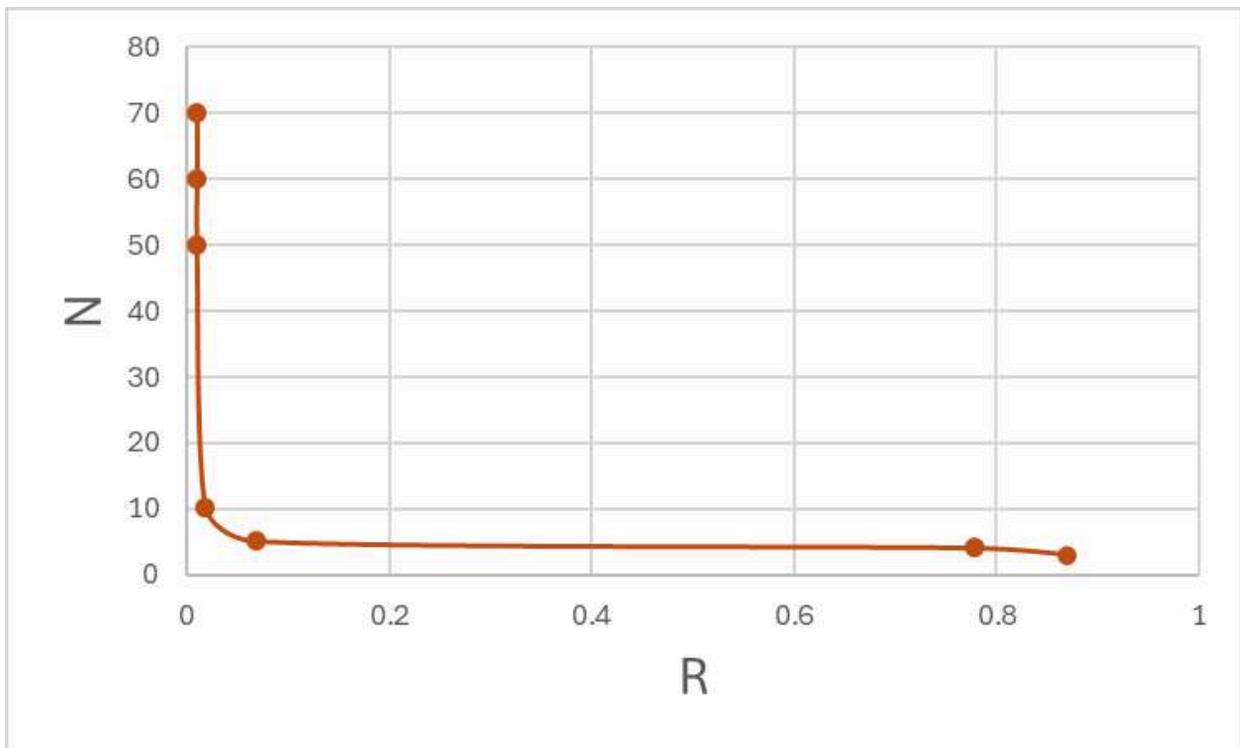


Figura 4.11. Relación de reflujo vs Número de etapas. Torre 1.

De esta manera se obtiene una relación de reflujo mínima de **0.01043**.

Para la segunda torre se sigue el mismo procedimiento que para la primera. El método corto genera valores que al introducirlos en la simulación del método largo se obtienen diferencias significativas, con condiciones de operación sobredimensionadas a las necesarias para alcanzar los requerimientos de separación. Por esto es que nuevamente se continúa diseñando la torre iterando manualmente, modificando el caudal de reflujo y procurando que la temperatura en la corriente de fondo no alcance los 200°C, debido a la posible descomposición del ácido láctico. Una vez definida la composición que se alcanza en tope y fondo, se fijan en la simulación de la torre y se varía la cantidad de etapas junto a la relación de reflujo de manera tal de determinar el reflujo mínimo y la mínima cantidad de etapas (*Figura 4.12*).

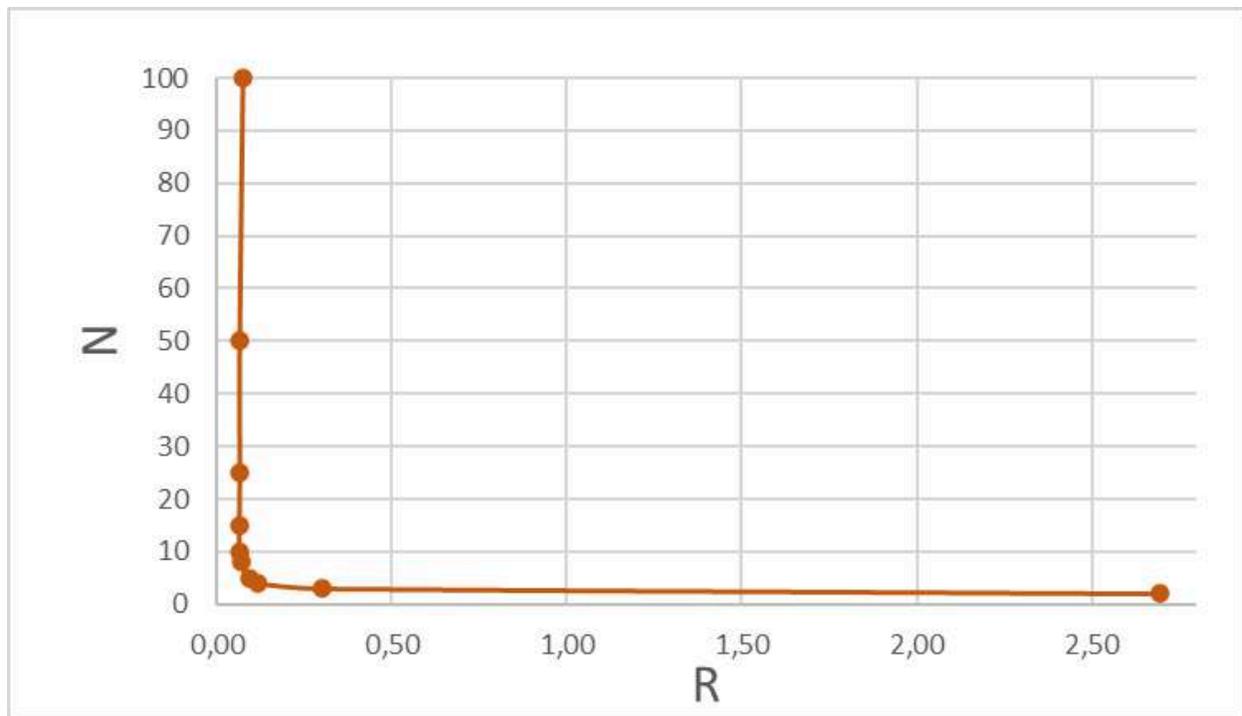


Figura 4.12. Relación de reflujo vs Número de etapas. Torre 2.

De la misma forma, se obtiene la mínima relación de reflujo, siendo de **0.0761**.

Como resultado de la optimización de ambas columnas, se obtienen los siguientes perfiles de temperatura y las condiciones de operación necesarias para alcanzar la separación deseada, buscando la mayor eficiencia energética y operativa. Para esto se disminuye la cantidad de platos y se varía el plato de alimentación. En la columna 1 se establece el porcentaje de agua por tope, tal que se separe la mayor cantidad, considerando la menor pérdida de ácido láctico. En la columna 2 se establece en cambio la temperatura de la corriente de fondo, que sale del reboiler, a 198°C tal que el ácido láctico no se descomponga. En ambas columnas se despresuriza la alimentación, nuevamente con un accesorio que se definirá en el Capítulo 5, hasta la presión requerida y se opera con la relación de reflujo óptima.

Tabla 4.6. Condiciones de operación columnas

| Método Largo | Relación de Reflujo | Etapas | Etapa de Alimentación | Calor Condensador (kJ/hr) | Calor Reboiler (kJ/hr) | Presión (kPa) |
|--------------|---------------------|--------|-----------------------|---------------------------|------------------------|---------------|
| Torre 1 | 0.0156 | 3 | 2 | 1.827×10^7 | 1.557×10^7 | 100 |
| Torre 2 | 0.1141 | 4 | 3 | 4.097×10^6 | 3.114×10^6 | 10 |



Figura 4.13. Temperatura vs número de etapas Torre 1.



Figura 4.14. Temperatura vs número de etapas Torre 2.

Aumentar el número de etapas ideales mejora el grado de separación de la torre, sin embargo, dicho aumento tiende a estabilizarse o plancharse luego de un determinado valor. Se puede considerar que después de cierto número de platos la separación se mantiene constante. Por otro lado, mayor número de etapas implica una torre más alta y más costosa. Esto se tuvo en cuenta a la hora de seleccionar este parámetro para todas las torres planteadas.

Para determinar el tipo de torre a utilizar, se compara a partir de los requerimientos buscados.

El requisito de un buen contacto entre el líquido y el gas es la condición más difícil de cumplir, sobre todo en torres grandes. De manera ideal, el líquido una vez distribuido en la parte superior del empaque, fluye en forma de una película delgada sobre la superficie del mismo durante todo el recorrido de descenso a través de la torre. En la realidad, las películas tienden a aumentar de espesor en algunos lugares y a disminuir en otros, de forma que el líquido se agrupa en pequeñas corrientes y fluye a lo largo de trayectorias

localizadas a través del empaque. En especial cuando se registran bajas velocidades del líquido, una buena parte de la superficie del empaque puede estar seca, o con más frecuencia, recubierta por una película estacionaria de líquido. Este efecto se conoce con el nombre de canalización y es la principal razón del mal funcionamiento de las grandes torres empacadas. La canalización es más grave en torres con empaque ordenado; por ello casi no se utilizan.^[4.3]

El tipo habitual de columnas, equipadas con platos perforados, operan a presiones no muy diferentes de la atmosférica para tratar mezclas que tienen propiedades ordinarias.^[4.3] Un plato perforado está diseñado para poner en íntimo contacto una corriente ascendente de vapor con una corriente descendente de líquido. El líquido fluye a través del plato y pasa sobre un vertedero hacia un tubo de descenso que conduce al plato inferior. Por lo tanto, en cada plato hay modelo de flujo cruzado en vez de flujo en contracorriente, pero la columna en su conjunto todavía puede considerarse que opera con flujo en contracorriente del líquido y el vapor.

Durante el lavado y purga de la torre es necesario lograr una eliminación minuciosa del líquido residual, agua de lavado, aire o gas de proceso atrapado en el empaque estructurado durante el arranque y el apagado. Es más difícil en la torre empacada que con los platos. La eliminación inadecuada de estos líquidos puede ser peligroso.

Además, los empaques estructurados se dañan fácilmente. Su ajuste debe ser perfecto y durante la extracción se dañan. Esto dificulta la inspección de la pared de la columna (por ejemplo, en busca de corrosión).

Finalmente, es importante destacar que la capacidad de los empaques estructurados tiende a disminuir rápidamente a altas tasas de líquido.

Diseño equipos

Diseño de centrífuga

El caudal de fluido a procesar es de 26755 L/h lo que equivale a 117.82 gal/min, el cual se encuentra a 28 bares y 230°C, ya que esta corriente es la de salida del reactor. En la

Tabla 4.7 de acuerdo al caudal de operación de la planta se selecciona como más apropiada la centrífuga de discos.

Tabla 4.7. Especificaciones y características de la performance de centrífugas típicas.^[4,2]

TABLE 18-16 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

| Type | Bowl diameter | Speed, r/min | Maximum centrifugal force × gravity | Throughput | | Typical motor size, hp |
|------------------|---------------|--------------|-------------------------------------|-----------------|-------------------|------------------------|
| | | | | Liquid, gal/min | Solids, tons/h | |
| Tubular | 1.75 | 50,000* | 62,400 | 0.05–0.25 | | * |
| | 4.125 | 15,000 | 13,200 | 0.1–10 | | 2 |
| | 5 | 15,000 | 15,900 | 0.2–20 | | 3 |
| Disc | 7 | 12,000 | 14,300 | 0.1–10 | | ½ |
| | 13 | 7500 | 10,400 | 5–50 | | 6 |
| | 24 | 4000 | 5500 | 20–200 | | 7½ |
| Nozzle discharge | 10 | 10,000 | 14,200 | 10–40 | 0.1–1 | 20 |
| | 16 | 6250 | 8900 | 25–150 | 0.4–4 | 40 |
| | 27 | 4200 | 6750 | 40–400 | 1–11 | 125 |
| | 30 | 3300 | 4600 | 40–400 | 1–11 | 125 |
| Scroll conveyor | 6 | 8000 | 5500 | To 20 | 0.03–0.25 | 5 |
| | 14 | 4000 | 3180 | To 75 | 0.5–1.5 | 20 |
| | 18 | 3500 | 3130 | To 100 | 1–3 | 50 |
| | 24 | 3000 | 3070 | To 250 | 2.5–12 | 125 |
| | 30 | 2700 | 3105 | To 350 | 3–15 | 200 |
| | 36 | 2250 | 2590 | To 600 | 10–25 | 300 |
| | 44 | 1600 | 1600 | To 700 | 10–25 | 400 |
| 54 | 1000 | 770 | To 750 | 20–60 | 250 | |
| Knife discharge | 20 | 1800 | 920 | † | 1.0 [‡] | 20 |
| | 36 | 1200 | 740 | † | 4.1 [‡] | 30 |
| | 68 | 900 | 780 | † | 20.5 [‡] | 40 |

*Turbine drive, 100 lb/h (45 kg/h) of steam at 40 lbf/in² gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.

[†]Widely variable.

[‡]Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft³.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

El equipo comercial seleccionado es la centrífuga de disco de pila.

Se selecciona por el tipo de proceso de la planta la centrífuga de discos auto-limpiantes ya que se considera la más adecuada, la cual posibilita la recirculación automática del catalizador al reactor, que como se mencionó antes la carga de catalizador es un parámetro que debe ser constante.

Diseño separador flash

La dimensionalización de este separador es muy simple ya que solo es un tanque donde el líquido se va por debajo y el vapor por arriba, por lo que no tendrá ningún relleno y solo se obtienen las dimensiones a partir de la simulación.

Tabla 4.8. Características del separador flash.

| Características constructivas del separador flash | |
|--|---|
| <i>Geometría</i> | <i>Cilíndrica</i> |
| <i>Orientación</i> | <i>Vertical</i> |
| <i>Volumen [m³]</i> | <i>7.093</i> |
| <i>Diámetro [m]</i> | <i>1.37</i> |
| <i>Altura [m]</i> | <i>4.80</i> |
| <i>Material</i> | <i>Acero al carbono recubierto con teflón</i> |

El separador flash se diseña con los materiales con los que se construye el reactor: acero al carbono revestido de teflón. El pH del medio es fuertemente básico, lo que hace necesario adicionar un revestimiento inerte; en este caso se elige el teflón, un material ideal para recubrir y proteger el acero al carbono, prolongando su vida útil y manteniendo su integridad en entornos corrosivos.

Tabla 4.9. Corrientes involucradas separador flash.

| <i>Corriente</i> | <i>ID</i> | <i>T (°C)</i> | <i>Caudal másico total (kg/h)</i> | <i>Compuesto</i> | <i>Caudal másico (kg/h)</i> | <i>Fracción másica</i> |
|------------------|-----------|---------------|-----------------------------------|---------------------------|-----------------------------|------------------------|
| <i>Entrada</i> | <i>4</i> | <i>181.4</i> | <i>33167.48</i> | <i>Agua</i> | <i>25865.33</i> | <i>0.779</i> |
| | | | | <i>Glicerol</i> | <i>1085.1</i> | <i>0.0327</i> |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | <i>852.32</i> | <i>0.0256</i> |
| | | | | <i>Lactato de sodio</i> | <i>5048.15</i> | <i>0.1522</i> |
| | | | | <i>Acetato de sodio</i> | <i>23.38</i> | <i>0.0007</i> |

| | | | | | | |
|-------------------------|---|-------|----------|---------------------------|---------|--------|
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 293.32 | 0.0088 |
| <i>Salida por Tope</i> | 5 | 181.4 | 18262.52 | <i>Agua</i> | 18218 | 0.9976 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 3.5916 | 0.0002 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 40.940 | 0.0022 |
| <i>Salida por Fondo</i> | 7 | 181.4 | 14905.06 | <i>Agua</i> | 7647.3 | 0.513 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1081.5 | 0.0725 |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 852.32 | 0.0571 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 5048.15 | 0.3386 |
| | | | | <i>Acetato de Sodio</i> | 23.38 | 0.0016 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 252.41 | 0.0169 |

Dimensionamiento Membrana de Electrodiálisis

Se debe dimensionar la membrana como también calcular el gasto energético que tendrá. Para ello, se utilizan los valores hallados en los distintos experimentos realizados en el estudio de laboratorio (*Tabla 4.10*), para un área de membrana de 0.0057 m² y un caudal de 2 L/min.^[4.4]

Tabla 4.10. Condiciones de operación membrana.

| Experiment | Operating time, min | Initial lactate concentration, g/l | Final lactic acid concentration, g/l | Final lactate concentration, g/l | Final NaOH concentration, g/l | Na ⁺ transport, g |
|------------|---------------------|------------------------------------|--------------------------------------|----------------------------------|-------------------------------|------------------------------|
| WS 1 | 82.5 | 43 | 30 | 0.5 | 14.0 | 16 |
| WS 2 | 406 | 178 | 157 | 1.3 | 58.1 | 71 |
| WS 3 | 200 | 61 | 50 | 1.5 | 21 | 23 |
| WS 4 | 210 | 66 | 53 | 2.0 | 22 | 27 |
| WS 5 | 180 | 69 | 54 | 2.3 | 21 | 26 |
| WS 6 | 300 | 85 | 63 | 1.8 | 26 | 32 |
| WS 7 | 260 | 100 | 86 | 1.0 | 33 | 42 |
| WS 8 | 345 | 139 | 127 | 2.1 | 40 | 53 |
| WS 9 | 420 | 175 | 148 | 5.1 | 57 | 70 |

Para calcular el tamaño de la membrana se utiliza el experimento con la mayor concentración de lactato, 178 g/L, con una conversión a ácido láctico del 98% (como se observa en la *Tabla 4.11*). Esto debido a que es la más cercana a la del proceso, 422 g/L.

La relación entre estas concentraciones puede determinarse de dos maneras: mediante una extrapolación de los valores experimentales o suponiendo que las propiedades del experimento se mantienen constantes con la concentración. Para adoptar una postura conservadora, se elige la segunda opción, asumiendo que bajo las condiciones de operación del proceso se obtendrá la misma conversión. Además, se considera que a alta concentración no surgen efectos adversos significativos que afecten la eficiencia del equipo. Para el cálculo se relacionan el caudal del estudio de laboratorio con el de este proceso, 152 L/min.

$$\text{Área de membrana} = \mathbf{0.433 \text{ m}^2}$$

Tabla 4.11. Datos de consumo energético.

| Experiment | Water transport index, ml/g | Rate of Na ⁺ transport, g/h | Rate of lactic acid conversion, g/h | Current efficiency, % | Energy consumption, kWh/kg | % of conversion |
|------------|-----------------------------|--|-------------------------------------|-----------------------|----------------------------|-----------------|
| WS 1 | 3.8 | 11.6 | 45.3 | 92 | 0.91 | 85 |
| WS 2 | 3.0 | 10.5 | 41.0 | 78 | 0.84 | 98 |
| WS 3 | 3.3 | 6.9 | 26.9 | 73 | 1.20 | 95 |
| WS 4 | 3.4 | 7.6 | 29.8 | 77 | 1.14 | 93 |
| WS 5 | 6.7 | 8.7 | 34.2 | 73 | 1.20 | 87 |
| WS 6 | 2.8 | 6.5 | 25.4 | 61 | 1.38 | 92 |
| WS 7 | 3.9 | 9.6 | 37.6 | 77 | 1.10 | 96 |
| WS 8 | 4.2 | 9.3 | 36.4 | 72 | 1.10 | 89 |
| WS 9 | 2.3 | 10.0 | 39.2 | 76 | 0.98 | 94 |

El caudal de hidróxido a procesar es de 2592 kg/h. Multiplicando por el valor de kWh/kg del experimento 2 se obtiene el consumo de energía.

$$\text{Consumo de energía} = \mathbf{2177 \text{ kW}}$$

El lactato remanente está en relación 6.98% p/p con la glicerina. La glicerina se describe como especialmente eficaz para disolver compuestos hidrofílicos debido a su estructura de

alcohol trihídrico, que forma una red de enlaces de hidrógeno robusta. Esto facilita la interacción y disolución de compuestos como el lactato de sodio, que también es polar y soluble en agua. Tanto el agua como el glicerol se caracterizan por una fuerte red de enlaces de hidrógeno.^[4.7] Por esto último, el lactato se disuelve y retorna al reactor, en el reciclo a la salida de la torre de destilación 2.

Para estimar el caudal de agua desmineralizada necesaria que debe circular por la membrana, se considera que se intercambiarán todos los Na⁺ del hidróxido de sodio. Debido a que la relación de intercambio entre H⁺ y Na⁺ es 1:1, se requiere una cantidad de moles de agua similar a las de sodio. La cantidad de sodios totales proviene de las sales y del hidróxido sin reaccionar.

Caudal molar agua desmineralizada teórico = **65.78 kmol/h**

Es necesario que luego de formarse todo el hidróxido de sodio, este permanezca disuelto en la corriente de agua. La solubilidad de la sal en este solvente, a temperatura ambiente, es de 1.09 kg/L. Debido a que se trabaja a 181.4°C, la solubilidad es aún mayor, pero de igual manera se hacen los calculos con el valor ya mencionado, para tener un margen de seguridad. De esta manera el caudal de agua desmineralizada necesario es el siguiente:

Caudal molar agua desmineralizada = **199.89 kmol/h**

Tabla 4.12. Corrientes involucradas en la membrana.

| Corriente | ID | T (°C) | Caudal másico total (kg/h) | Compuesto | Caudal másico (kg/h) | Fracción másica |
|------------------|----|--------|----------------------------|-----------|----------------------|-----------------|
| Entrada Membrana | 7 | 181.4 | 14905.06 | Agua | 7647.3 | 0.513 |
| | | | | Glicerol | 1081.5 | 0.0725 |

| | | | | | | |
|------------------------------|----|-------|----------|---------------------------|---------|--------|
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 852.32 | 0.0571 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 5048.15 | 0.3386 |
| | | | | <i>Acetato de Sodio</i> | 23.38 | 0.0016 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 252.41 | 0.0169 |
| <i>Salida Membrana</i> | 8 | 181.4 | 13459.11 | <i>Agua</i> | 8031.2 | 0.5967 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1081.5 | 0.0803 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 96.22 | 0.0071 |
| | | | | <i>Acido Láctico</i> | 3980.63 | 0.2957 |
| | | | | <i>Ácido Acético</i> | 17.114 | 0.0013 |
| | | | | <i>Propilenglicol</i> | 252.41 | 0.0187 |
| <i>Entrada Agua Membrana</i> | 9 | 181.4 | 3598 | <i>Agua</i> | 3598 | 1 |
| <i>Salida Agua Membrana</i> | 10 | 181.4 | 5045.18 | <i>Agua</i> | 2413.98 | 0.48 |
| | | | | <i>Hidróxido de sodio</i> | 2631.32 | 0.52 |

Dimensionamiento Torre Continua 1

Para la primera torre de destilación continua, se elige una columna de platos perforados en vez de una columna empacada para evitar el problema de la distribución del líquido en una torre de un gran diámetro y disminuir la incertidumbre en el escalamiento.

La torre opera a presión atmosférica ya que de esa manera se obtiene una temperatura de operación dentro de la torre que no supera los 200 °C, a la cual se descompondría el ácido láctico.

Tabla 4.13. Corrientes involucradas Torre 1.

| Corriente | ID | T (°C) | Caudal másico total (kg/h) | Compuesto | Caudal másico (kg/h) | Fracción másica |
|------------------|----|--------|----------------------------|------------------|----------------------|-----------------------|
| Entrada | 11 | 104.0 | 13459.11 | Agua | 8031.2 | 0.5967 |
| | | | | Glicerol | 1081.5 | 0.0803 |
| | | | | Lactato de Sodio | 96.22 | 0.0071 |
| | | | | Acido Láctico | 3980.63 | 0.2957 |
| | | | | Ácido Acético | 17.114 | 0.0013 |
| | | | | Propilenglicol | 252.41 | 0.0187 |
| Salida por Tope | 12 | 99.64 | 7981.64 | Agua | 7950.8 | 0.99614 |
| | | | | Ácido Láctico | 7.4155 | 0.00093 |
| | | | | Ácido Acético | 16.758 | 0.00210 |
| | | | | Propilenglicol | 6.6206 | 0.00083 |
| Salida por Fondo | 13 | 187.4 | 5477.31 | Agua | 80.341 | 0.0146 |
| | | | | Glicerol | 1081.5 | 0.1974 |
| | | | | Lactato de Sodio | 96.22 | 0.0175 |
| | | | | Ácido Láctico | 3973.1 | 0.725 |
| | | | | Ácido Acético | 0.3564 | 6.50×10^{-5} |
| | | | | Propilenglicol | 245.79 | 0.0448 |

Dimensionamiento Torre Continua 2

La operación de la segunda torre se hace a presión de vacío (0.1 bares) para evitar trabajar a temperaturas mayores a 200°C. Debido a esto, se debe diseñar un equipo que genere una baja caída de presión y que soporte trabajar en condiciones ácidas.

Industrialmente, para trabajar a presiones de vacío, se utilizan torres con rellenos ordenados. Como primer paso, para dimensionar la torre, se debe elegir un relleno adecuado para este proceso y, a su vez, se debe disponer de un equipo para generar el vacío necesario en la torre. Para este proceso se utiliza un eyector de vapor, el cual emplea una corriente de gas o vapor en lugar de partes móviles (como una bomba de vacío) para ejercer la caída de presión necesaria.

Para la elección del relleno se recurre a catálogos de diversos fabricantes, siendo Sulzer una de las empresas que más variedad ofrece.^[4.5] Se encuentra que la serie Mellapak permite trabajar a bajas presiones y en condiciones ácidas. Se utiliza la función tray sizing en UniSim con los rellenos 125 y 250 de la serie, obteniendo similares dimensiones de torre, pero una menor caída de presión en el primero de ellos. Por esto último, se elige el relleno Mellapak 125.

Tabla 4.14. Dimensiones y caída de presión relleno Mellapak.

| | Mellapak 125 | Mellapak 250 |
|-------------------------------|---------------------|---------------------|
| <i>Diámetro (m)</i> | 1.067 | 1.067 |
| <i>Altura del relleno (m)</i> | 1.979 | 1.979 |
| <i>Delta P (kPa)</i> | 0.0832 | 0.137 |

Tabla 4.15. Corrientes involucradas Torre 2.

| <i>Corriente</i> | <i>ID</i> | <i>T (°C)</i> | <i>Caudal másico total (kg/h)</i> | <i>Compuesto</i> | <i>Caudal másico (kg/h)</i> | <i>Fracción másica</i> |
|------------------|-----------|---------------|-----------------------------------|-------------------------|-----------------------------|------------------------|
| <i>Entrada</i> | 14 | 149.3 | 5477.31 | <i>Agua</i> | 80.341 | 0.0146 |
| | | | | <i>Glicerol</i> | 1081.5 | 0.1974 |
| | | | | <i>Lactato de Sodio</i> | 96.22 | 0.0175 |

| | | | | | | |
|-------------------------|----|-------|---------|------------------|--------|-----------------------|
| | | | | Ácido Láctico | 3973.1 | 0.725 |
| | | | | Ácido Acético | 0.3564 | 6.50×10^{-5} |
| | | | | Propilenglicol | 245.79 | 0.0448 |
| <i>Salida por Tope</i> | 15 | 102.8 | 4213.73 | Agua | 80.34 | 0.0190 |
| | | | | Glicerol | 28.465 | 0.0067 |
| | | | | Ácido Láctico | 3859.1 | 0.9158 |
| | | | | Ácido Acético | 0.3542 | 8.40×10^{-5} |
| | | | | Propilenglicol | 245.47 | 0.0582 |
| <i>Salida por Fondo</i> | 16 | 198 | 1263.56 | Glicerol | 1053.0 | 0.833 |
| | | | | Lactato de Sodio | 96.22 | 0.076 |
| | | | | Ácido Láctico | 114.02 | 0.090 |
| | | | | Propilenglicol | 0.3219 | 2.54×10^{-4} |

Las dimensiones de las torres se obtienen del entorno de simulación utilizando la herramienta Tray Sizing. En el caso de la torre 1, se seleccionó el tipo de platos, y para la torre 2, se definió el tipo de relleno. Con estos datos introducidos el simulador dimensionó las torres.

Cabe destacar que las alturas obtenidas son, en el caso de la torre 1, la altura de los platos y en el caso de la torre 2, la altura de relleno. Es decir, no se obtiene la altura total del equipo sino la altura del relleno interno.

Tabla 4.16. Características torres de destilación.

| Características constructivas de las torres de destilación | | |
|---|----------------|-----------------|
| <i>Nº de torre</i> | <i>Torre 1</i> | <i>Torre 2</i> |
| <i>Tipo</i> | <i>Platos</i> | <i>Empacada</i> |
| <i>Etapas ideales</i> | 3 | 4 |
| <i>Plato de entrada</i> | 2 | 3 |
| <i>Diámetro [m]</i> | 1.372 | 1.067 |
| <i>Altura [m]</i> | 1.829 | 1.979 |
| <i>Relación de reflujo</i> | 0.0156 | 0.1141 |

Bibliografía

[4.1] Treybal, R. (s.f.). Operaciones de transferencia de masa. McGraw Hill.

[4.2] Don W. Green, M. Z. (2019). *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. McGraw Hill Education.

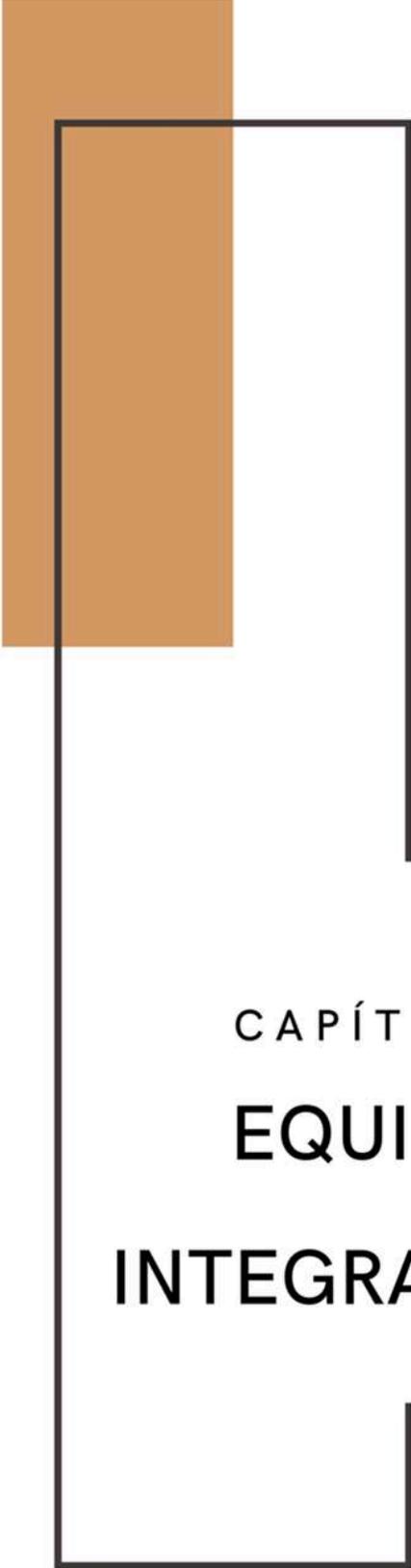
[4.3] McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2024). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química* (7ª ed.).

[4.4] Hábová, V., Melzoch, K., Rychtera, M., & Sekavová, B. (2004). Electro dialysis as a useful technique for lactic acid separation from a model solution and a fermentation broth. *Desalination*, 163(1), 361-372. doi:10.1016/S0011-9164(04)00070-0

[4.5] Sulzer Chemtech. (2023). *Structured Packings*.

[4.6] Bengochea, J. (2022). Unidad 15 - Separación centrífuga. Cátedra de Transferencia de Cantidad de Movimiento, Facultad de Ingeniería, [Universidad Nacional de Mar del Plata].

[4.7] Gu, Y., y Jérôme, F. (2010). El glicerol como disolvente sostenible para la química verde. *Química verde*, 12 (7), 1127-1138. <https://doi.org/10.1039/c001628d>



CAPÍTULO 5
EQUIPOS AUXILIARES
-
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se realiza la definición y selección de equipos auxiliares y la integración energética de la planta de producción de ácido láctico. Para realizar la integración energética el método empleado es el PINCH, que permite determinar la cantidad mínima de intercambiadores de calor necesarios para optimizar el aprovechamiento energético de las diversas corrientes. Este análisis se realiza con el software HINT, el cual genera las curvas compuestas necesarias para la evaluación y selección de los diseños potenciales.

Se definen los equipos de intercambio de calor, tanto de proceso como auxiliares. Esto abarca intercambiadores de calor, la caldera y la torre de enfriamiento de agua. Los intercambiadores se diseñan considerando los parámetros críticos de cada equipo y se calculan las áreas de transferencia de calor necesarias. Además, se diseña el sistema de bombas para la impulsión de los fluidos, donde se calcula la potencia para las 5 bombas de mayor consumo.

En la *Tabla 5.1* se detallan todos los equipos involucrados en la transferencia de calor.

Tabla 5.1. Características de los intercambiadores de calor.

| N° | ID | Corriente | | $T_{entrada}$ (K) | T_{salida} (K) | m (kg/h) | ΔT_{ML} (K) | U (kW/ $m^2 \cdot K$) | Q (kW) | A_{min} (m^2) | A (m^2) |
|----|-----------------|-----------|----------|----------------------|---------------------|---------------|------------------------|--------------------------------|-------------|------------------------|------------------|
| 1 | Entrada reactor | 1 | Fría | 400 | 503 | 33255.99 | 44.82 | 2.5 | 4442 | 39.65 | 43.61 |
| | | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 9073.12 | | | | | |
| 2 | Entrada flash | 2 | Fría | 453.4 | 454.4 | 33167.61 | 60.2 | 2.5 | 8551 | 56.86 | 62.55 |
| | | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 17465.87 | | | | | |
| 3 | Evaporador 1 | 4 | Fría | 389.3 | 444.4 | 16257.29 | 28.57 | 0.9 | 3351.7 | 130.35 | 143.38 |
| | Condensador 1 | 3 | Caliente | 454.4 | 453.6 | 18262.52 | | | | | |
| 4 | Condensador 1 | AF | Fría | 305 | 323 | 328633.54 | 139.04 | 3 | 6878.3 | 16.49 | 18.14 |
| | | 3 | Caliente | 453.6 | 452.9 | 18262.52 | | | | | |

| | | | | | | | | | | | |
|---|---------------|----|----------|--------|--------|-----------|-------|-----|--------|-------|-------|
| 5 | Evaporador 1 | 4 | Fría | 444.4 | 460.4 | 16257.29 | 61.30 | 3 | 973.3 | 5.29 | 5.82 |
| | | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 1988.02 | | | | | |
| 6 | Condensador 2 | AF | Fría | 305 | 323 | 239966.55 | 58.76 | 3 | 5022.5 | 28.48 | 31.34 |
| | | 5 | Caliente | 374 | 372.6 | 7981.66 | | | | | |
| 7 | Evaporador 2 | 6 | Fría | 445.4 | 471 | 5049.21 | 54.86 | 0.9 | 865.1 | 5.26 | 5.78 |
| | | VA | Caliente | 514.5 | 514.5 | 1767.02 | | | | | |
| 8 | Condensador 3 | AF | Fría | 305 | 313 | 54371.71 | 83.01 | 0.5 | 1138 | 27.42 | 30.16 |
| | | 7 | Caliente | 428 | 375.8 | 4694.53 | | | | | |

donde:

- AF → agua fría
- VA → vapor de agua

Para el suministro de corrientes auxiliares para los intercambiadores se selecciona una caldera de vapor de agua y una torre de enfriamiento de tiro forzado mecánico. Las características de la torre de enfriamiento son las siguientes:

Tabla 5.2. Condiciones de diseño dimensionamiento torre de enfriamiento.

| | |
|---|-------|
| Temperatura de ingreso del agua (°C) | 50 |
| Temperatura de egreso del agua (°C) | 30 |
| Temperatura de bulbo húmedo (°C) | 26.56 |
| Flujo total de agua (m ³ /h) | 624 |

Para la caldera, se evaluó que es necesario que produzca un caudal de **30 tn/h** de vapor saturado a **34 bar** con una temperatura de **241°C**. Se optó por una caldera acuatubular de Babcock Wanson.

También, se utiliza un eyector para la columna de destilación que opera a vacío. Se utiliza vapor de agua como fluido motriz. La cantidad de vapor a utilizar en este equipo es de **34.15 kg/h**.

Por último, se calcula el consumo energético de la planta donde se llega a que tiene un consumo total estimado de **3033.36 kW**.

Introducción

Este capítulo tiene como objetivo definir, seleccionar y dimensionar los equipos auxiliares necesarios, así como diseñar un sistema de integración energética que optimice el uso de la potencia disponible. Los objetivos específicos son:

- **Gestión de la Energía:**
 - Evaluar la viabilidad de integrar sistemas energéticos.
- **Diseño de la Red de Intercambio de Calor:**
 - Diseñar una red para el intercambio de calor y calcular las áreas necesarias para la transferencia térmica.
- **Diseño y Selección de Sistemas Auxiliares de Calentamiento y Enfriamiento:**
 - **Calderas:** Especificar el caudal de vapor y las temperaturas requeridas.
 - **Sistemas de Refrigeración y Torres de Enfriamiento:** Definir el refrigerante, las presiones de operación, el caudal de refrigerante, el caudal de agua, las temperaturas de entrada y salida, así como el tipo y tamaño de la torre.

Además, entre los objetivos de este capítulo se encuentra la determinación y selección de los equipos y sistemas auxiliares necesarios. En particular, se procederá a la selección de los siguientes equipos:

- Bombas
- Ventiladores
- Eyectores

Asimismo, se calcula el consumo energético de los equipos eléctricos seleccionados.

Análisis PINCH

El análisis PINCH es una de las técnicas de integración energética desarrolladas más útil y exitosa. Su nombre deriva del hecho de que en una gráfica de las temperaturas del sistema frente al calor transferido, habrá algún grado de superposición o aproximación

máxima entre las curvas de la corriente caliente y la corriente fría, que será el punto más crítico para el intercambio de calor. Es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico-industrial. Luego de aplicar este método a la planta del proyecto se analiza de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento. También se utiliza esta metodología para identificar costos energéticos y elegir la mejor alternativa de integración de corrientes, y de este modo determinar los costos energéticos.

En un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente.

Ese acercamiento mínimo (ΔT_{\min}) entre las temperaturas es, en el análisis PINCH, el punto PINCH o condición PINCH, y define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor.

El procedimiento incluye diferentes pasos:

1. Se dividen todas las corrientes de proceso en calientes y frías.
2. Se divide el problema en rangos de temperatura, y se calcula la capacidad calorífica total de cada grupo de corrientes (frías y calientes) en cada rango.
3. Se construye una curva T vs H para corrientes frías y calientes: en cada intervalo de T, la curva es una recta de pendiente C_p^{-1} .
4. Se superponen ambas curvas compuestas y se desplaza la fría de modo que haya un valor de ΔT mínimo en el punto de máxima aproximación. El punto que corresponde al ΔT mínimo es donde la transferencia de calor será más difícil: *punto PINCH*.

Una vez definido el ΔT mínimo se pueden calcular los requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento de corrientes auxiliares.

Para lograr una red de intercambiadores con el mínimo requerimiento de energía:

- Para $T > T_{PINCH}$, no remover calor.
- Para $T < T_{PINCH}$, no entregar calor.
- No transferir calor a través del punto PINCH.

El óptimo económico puede no coincidir exactamente con el óptimo de integración energética.

Diagrama de proceso

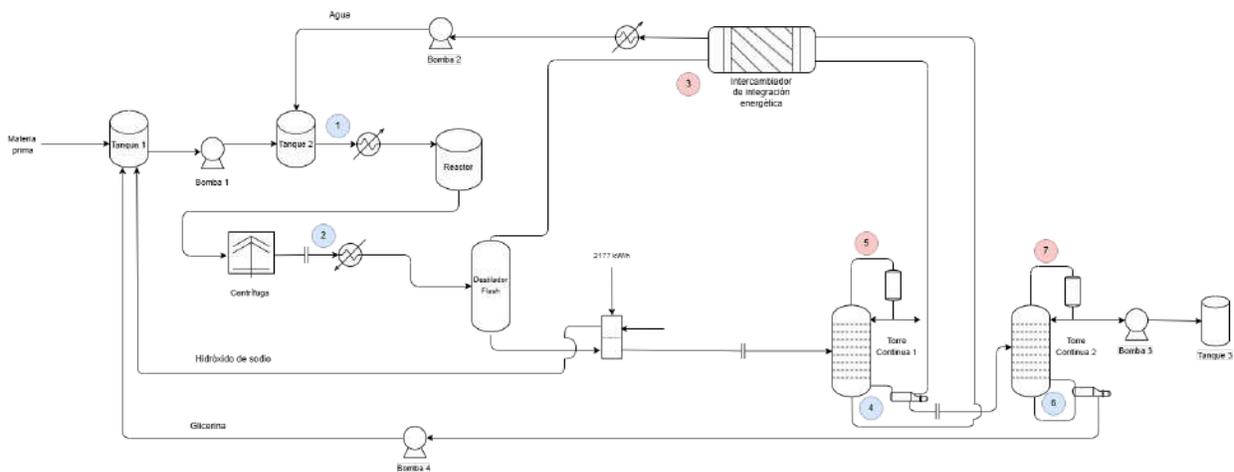


Figura 5.1. Diagrama del proceso.

Integración energética

Se utilizó para el análisis PINCH el software Hint desarrollado por el departamento de Ingeniería Química y Ambiental de la Universidad de Valladolid, España.^[5.1]

Identificación de corrientes calientes y frías

Para realizar el análisis correspondiente es necesario determinar los requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento para una red de intercambio de calor. Para esto, primero debe de identificarse las fuentes de calor, o corrientes calientes y los sumideros de calor o corrientes frías.

A su vez, es necesario definir la cantidad de energía requerida por cada corriente. En la *Tabla 5.3* se detalla el valor de Calor y Calor/ ΔT de cada una. Este último detalla la cantidad de kilovatios necesarios para elevar un grado centígrado la temperatura de cada corriente. Se puede calcular como el calor específico por el caudal másico de la corriente.

Tabla 5.3. Condiciones de las corrientes de proceso.

| TAG | | Corriente | Caudal másico (kg/hr) | Temperatura de entrada (K) | Temperatura de salida (K) | Calor (kW) | Calor/ ΔT (kW/K) |
|-----|---|-----------------|-----------------------|----------------------------|---------------------------|------------|--------------------------|
| F | 1 | Entrada Reactor | 33089.55 | 400 | 503 | 4442 | 43.13 |
| F | 2 | Entrada Flash | 33167.61 | 453.4 | 454.4 | 38.67 | 38.67 |
| C | 3 | Condensador 1 | 18262.52 | 454.4 | 452.9 | 10249 | 6832.67 |
| F | 4 | Evaporador 1 | 16257.29 | 389.3 | 460.4 | 4325 | 60.83 |
| C | 5 | Condensador 2 | 8106.17 | 374.0 | 372.6 | 5075 | 3265 |
| F | 6 | Evaporador 2 | 5049.22 | 445.4 | 471.0 | 865.1 | 33.79 |
| C | 7 | Condensador 3 | 4694.53 | 428.0 | 375.8 | 1138 | 21.80 |

Curvas compuestas

Como parte del análisis PINCH se debe realizar un gráfico de curvas compuestas con el cual se representa el estado de las corrientes que se desea integrar energéticamente e indica, para un ΔT_{\min} seleccionado, la cantidad total de calor a ser suministrada o eliminada por las corrientes auxiliares.

Las curvas compuestas son perfiles de temperatura (T) y entalpía (H) que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría) juntos, en una representación gráfica. En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante (C_p) se representa en un diagrama T-H mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea está determinada por el cambio de temperatura que

sufre, así como por el cambio de entalpía. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar en una posición en la que siempre se encuentre arriba de la curva compuesta fría.

El análisis de las corrientes no debe realizarse de manera aislada, sino en conjunto. Por esta razón, se puede hablar de un rango de temperatura en el que coinciden varias corrientes calientes o frías. Dentro de cada intervalo de temperatura, las corrientes calientes se combinan para formar una curva compuesta caliente, mientras que las frías se combinan para crear una curva compuesta fría. El $m \cdot C_p$ de las curvas compuestas en cualquier rango es la suma de los $m \cdot C_p$ de cada corriente individual, lo mismo ocurre con el cambio de entalpía. La corriente compuesta refleja cómo se comportan las corrientes individuales si actuaran como una sola.

El método sugiere que la separación entre las curvas en el eje Y de temperatura, en el punto donde están más cercanas (punto PINCH), sea igual o mayor a la diferencia mínima de temperatura definida por el usuario. En este caso, se ha adoptado un ΔT_{\min} de 10 °C, siguiendo recomendaciones heurísticas de diseño. De acuerdo con el análisis PINCH realizado, el número mínimo de intercambiadores necesarios es 9.

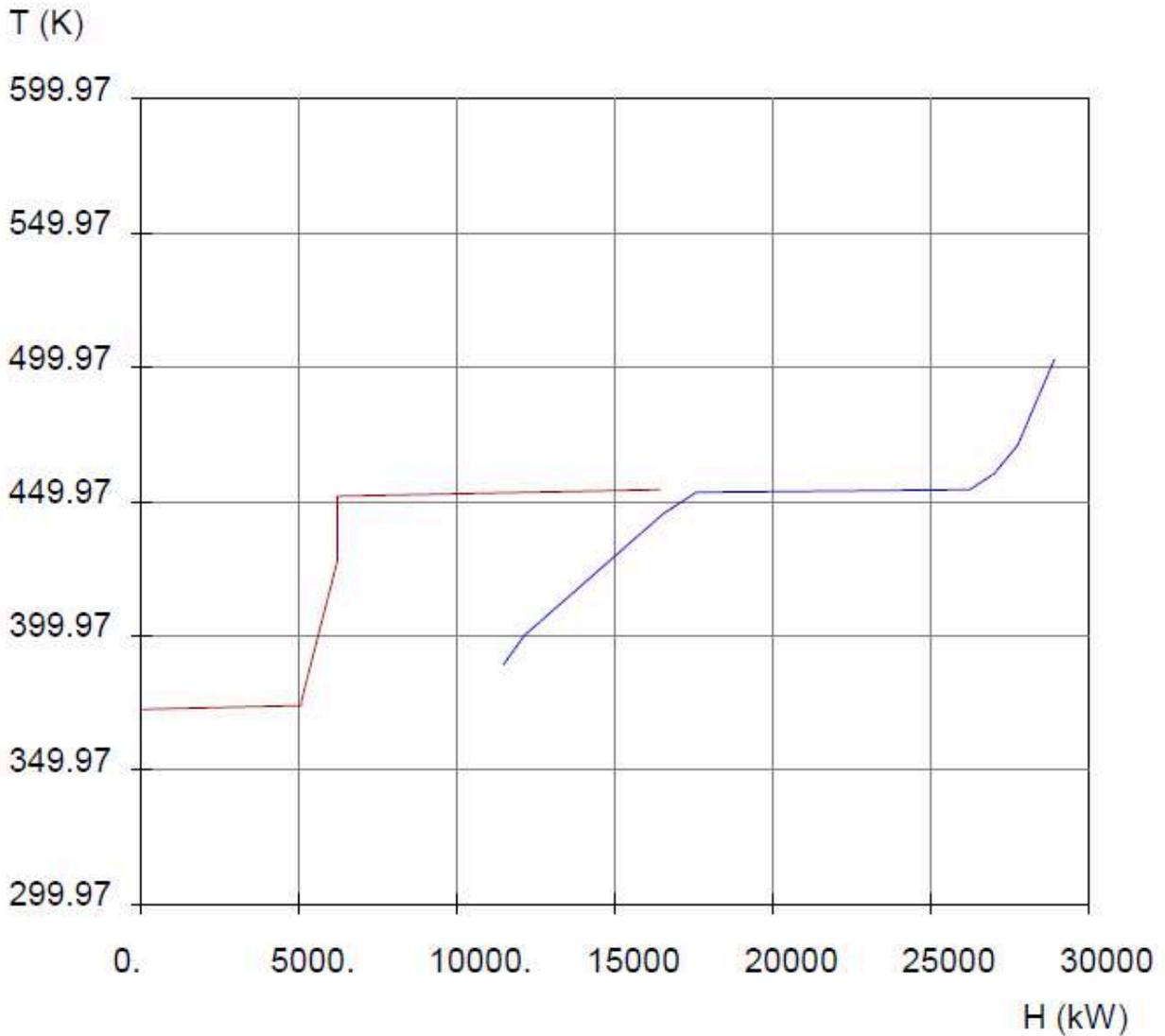


Figura 5.2. Curvas Compuestas.

La superposición entre las curvas es muy leve, lo que minimiza la posibilidad de una integración energética considerable. La necesidad de uno o más servicios auxiliares para remover o suministrar calor se hace notable; en los extremos las curvas no se encuentran superpuestas.

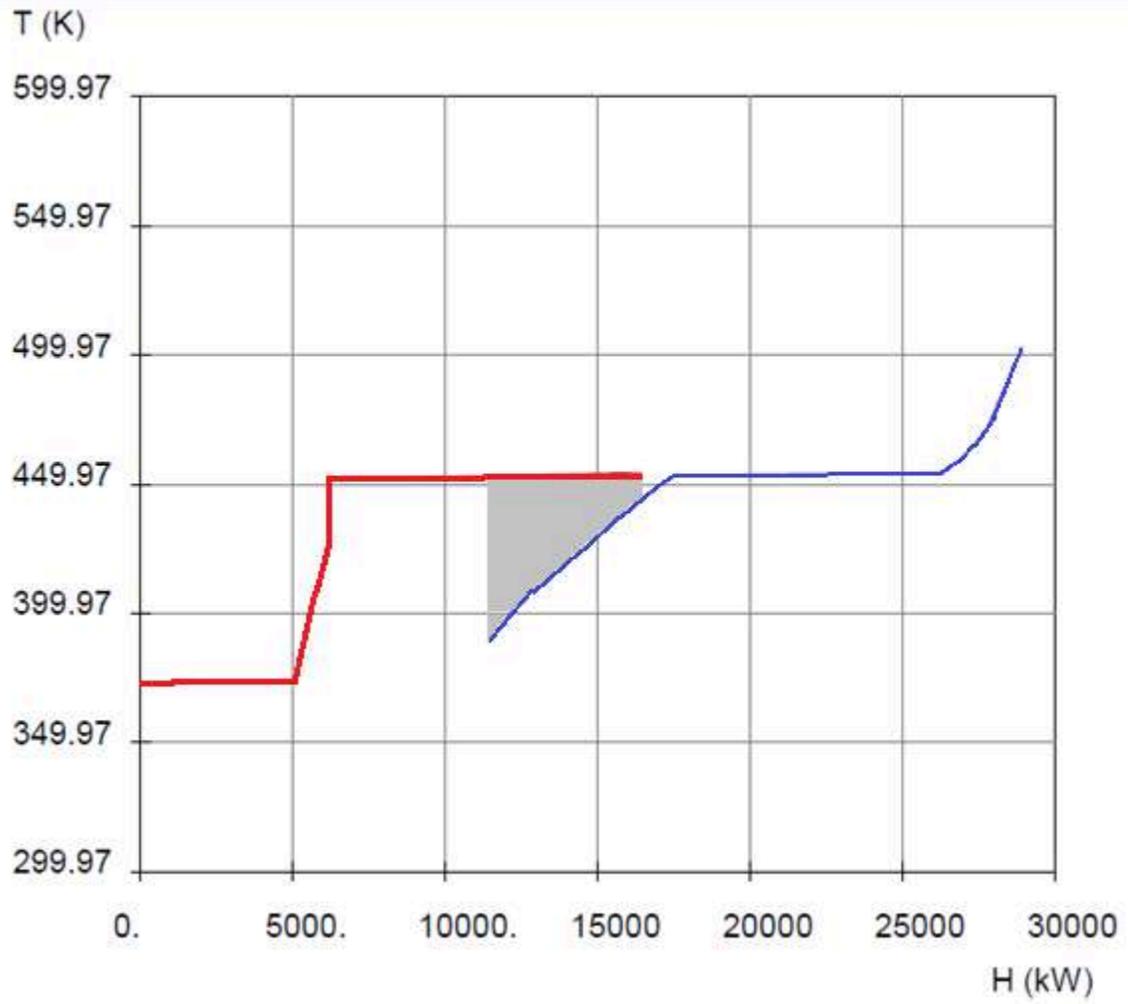


Figura 5.3. Área de integración energética.

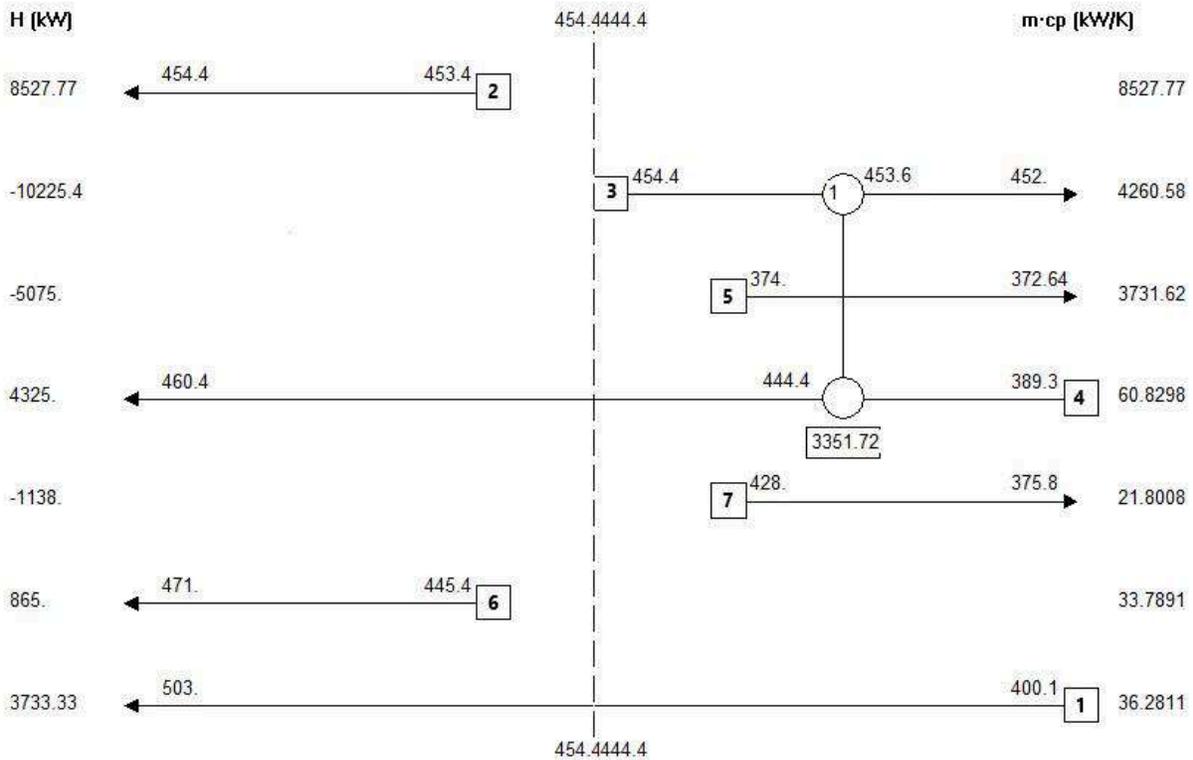


Figura 5.4. Esquema de las corrientes, por debajo y encima del punto PINCH.

HINT arrojó como máxima integración energética 6153 kW. Sin embargo, luego de analizar las distintas combinaciones de integración posible, el máximo calor intercambiado hallado es de 3351 kW.

Intercambiadores de calor

Estos equipos tienen como propósito transferir calor de una corriente a otra. Existen dos tipos principales de intercambiadores de calor: directos e indirectos. En los intercambiadores de calor directos, los medios están en contacto directo entre sí, como ocurre en las torres de enfriamiento donde el agua se enfría por contacto con el aire. En los equipos de contacto indirecto, las corrientes están separadas, y el calor se transfiere a través de una pared.

Además, los intercambiadores se pueden clasificar según la disposición de los fluidos. En los de paso único se encuentran los de flujo paralelo, contracorriente o cruzado. En los de flujo paralelo, las corrientes de ambos fluidos se desplazan en la misma dirección y de

manera paralela. En los de contracorriente, los fluidos se mueven en direcciones opuestas. Finalmente, los intercambiadores de flujo cruzado trabajan con dos corrientes que forman un ángulo recto entre sí.

Entre los tipos más utilizados en la industria están los intercambiadores multitubos y de placas. Un intercambiador de calor multitubo contiene varios tubos por los que circula el producto, mientras que el fluido de servicio fluye por la camisa circundante. Su diseño versátil lo hace ideal para una amplia gama de industrias y aplicaciones. En los intercambiadores de placas, los fluidos están separados de manera alternada entre capas divididas por una pared metálica.

En general, la eficiencia de los intercambiadores multitubo es mayor que la de los de placas; además, soportan mayores presiones y temperaturas, y tienen una baja pérdida de carga. Por otro lado, los intercambiadores de placas son muy compactos y fáciles de limpiar, ya que pueden desmontarse con facilidad.

A partir de las ventajas y desventajas de cada equipo, se opta por utilizar intercambiadores de tipo multitubo para la planta de ácido láctico. Las normas TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) permiten seleccionar la configuración más apropiada para cada caso. Denominan a los equipos intercambiadores de calor de casco y tubo con tres letras. La primera letra indica el tipo de cabezal, la segunda el tipo de casco y la tercera el tipo de cabezal del extremo posterior. Dentro de los cabezales más comunes se encuentran los tipo A, con canal y cubierta desmontable, y los B, casquete. Los cascos utilizados son: E, de un solo paso y F, de dos pasos. Los tipo G, H y J son los indicados en caso de ser necesario reducir las pérdidas de carga en el casco. El cabezal del extremo posterior puede ser S, (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo, T, (cabezal flotante sin contrabrida) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio, o U (haz de tubo en U) es el más económico, pero a la hora de mantenimiento necesita una gran cantidad de tubos en stock.

Para todos los intercambiadores se utiliza un cabezal tipo A debido a que será necesaria la limpieza frecuente de los tubos, ya que dentro de ellos fluiría la mezcla de glicerina y ácidos, compuestos que generan ensuciamiento.

En los rehervidores se utiliza el arreglo AKT (*Figura 5.5*). Este intercambiador se caracteriza por la configuración del casco, el cual, debido a su amplio tamaño de coraza, permite la evaporación del fluido que ingresa, saliendo el vapor por la tobera superior.

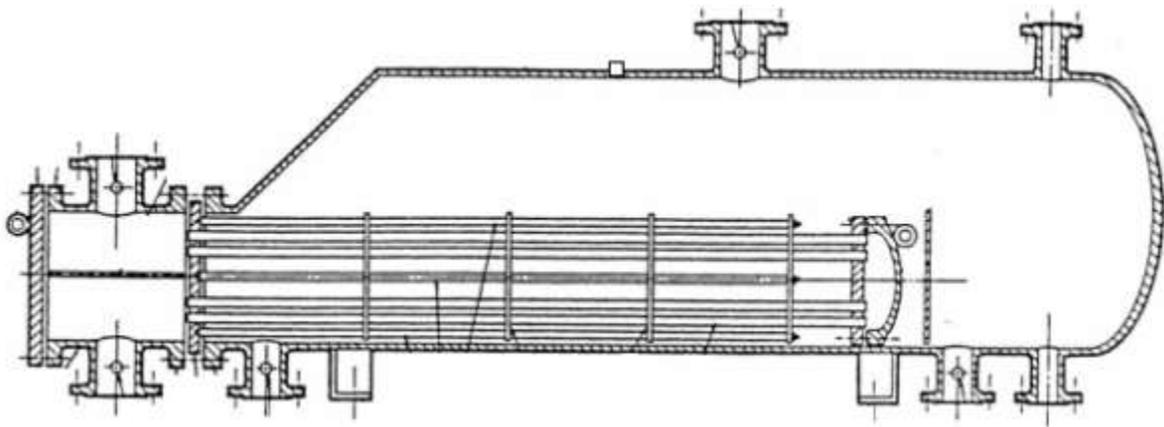


Figura 5.5. Intercambiador de calor de tipo AKT.

Para los intercambiadores en los cuales se condensa vapor de agua, se utiliza un condensador de flujo dividido (AJW, *Figura 5.6*). Este arreglo permite disminuir la pérdida de carga, lo cual es de gran importancia al tratarse de vapor a altas presiones.

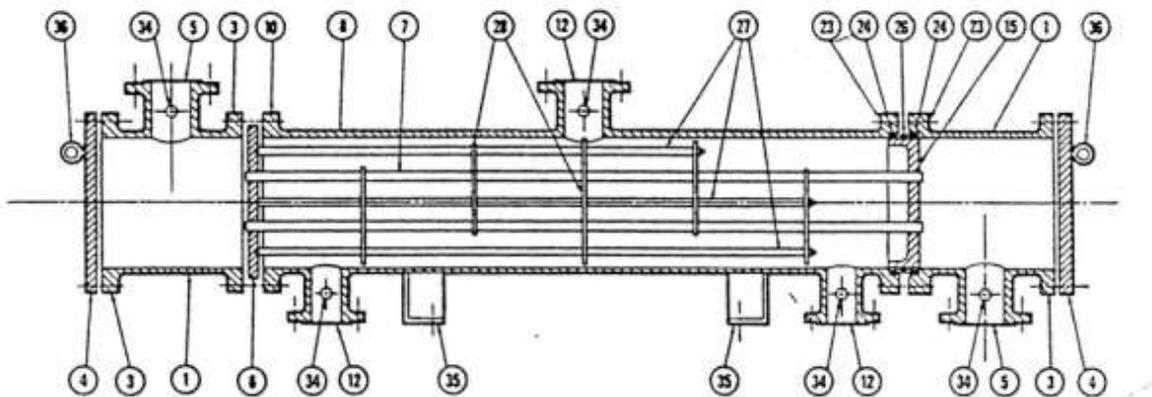


Figura 5.6. Intercambiador de calor tipo AJW.

En los casos en que no hay cambios de fase, se utilizan los intercambiadores AES (*Figura 5.7*). Este arreglo es el más común en la industria debido a su flexibilidad de uso. Permite utilizar de 1 a 8 pasos y, además, es posible variar el porcentaje de paso de los deflectores, lo que permite modificar la velocidad del fluido y la pérdida de carga en la coraza.

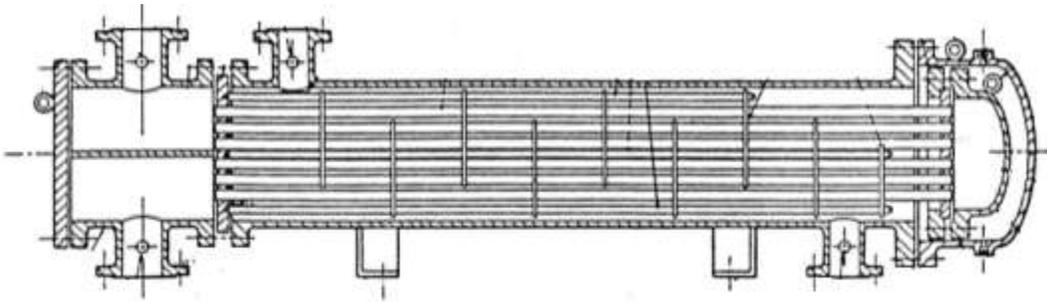


Figura 5.7. Intercambiador de calor tipo AES.

Diseño

Una vez seleccionado el sistema de intercambiadores de calor se lo debe dimensionar, por lo que se procede a calcular el área mínima de cada equipo.

En primer lugar, se deben determinar los coeficientes globales de calor (U) para cada corriente involucrada en el proceso de intercambio de calor. Se obtienen de bibliografía los intervalos para mezclas de fluido frío y caliente (*Figura 5.8*) o, en el caso de fluidos térmicos y líquidos refrigerantes, puede ser proporcionado por el vendedor una vez seleccionados. Para el caso en que se tiene vapor como fluido calefactor, se utilizan los datos proporcionados en la *Figura 5.9*.

Las corrientes del proceso están compuestas mayoritariamente por compuestos orgánicos, como glicerina, ácido láctico, propilenglicol y agua. Se considerarán valores intermedios de U , dentro de los intervalos presentados en la *Figura 5.8* y *5.9*. En los casos en que se trabaja a altas presiones se considerará, dentro de este rango, valores menores debido a la resistencia que genera el espesor del material de las paredes de las tuberías a utilizar.

En los procesos de intercambio de calor se emplea agua fría y vapor de agua, debido a los bajos costos de estos compuestos en relación a los fluidos refrigerantes y calefactores proporcionados por vendedores.

En aquellos procesos en los que se intercambie calor latente (condensadores y evaporadores), se decide tomar una postura más conservadora y se toman valores más bajos del rango, puesto que es posible que sea necesario un sobredimensionamiento por las áreas de sobrecalentamiento y enfriamiento.

| 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 5.8. Coeficientes globales de transferencia de calor.^[5.1]

| EVAPORADORES | | |
|---------------------|---------------------|-----------------------------|
| Fluido caliente | Fluido frío | U (J/ s m ² . K) |
| Vapor | agua | 2000-4000 |
| Vapor | solventes orgánicos | 600-1200 |
| Vapor | aceites livianos | 450-1000 |
| Vapor | aceites pesados | 150-300 |
| Agua | refrigerantes | 400-800 |
| Solventes orgánicos | refrigerantes | 150-600 |

Figura 5.9. Coeficientes globales de transferencia de calor. Evaporadores.^[5.1]

La temperatura media logarítmica se calcula según la *ecuación 5.1*.

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)}$$

Ecuación 5.1. Diferencia de temperatura media logarítmica.

donde:

- **T1**: temperatura inicial de la corriente caliente.
- **t2**: temperatura inicial de la corriente fría.
- **T2**: temperatura final de la corriente caliente.
- **t1**: temperatura final de la corriente fría.

El calor total intercambiado en el proceso (Q) se determina según la *Ecuación 5.2*.

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

Ecuación 5.2. Calor total intercambiado.

donde:

- **m**: caudal másico de la corriente.
- **cp**: capacidad calorífica de la corriente.
- **ΔT**: diferencia de temperatura de la corriente entre la entrada y la salida.

Esta ecuación se utiliza para los cálculos del caudal másico de los fluidos auxiliares, teniendo en cuenta el calor (Q) a entregar o remover de la corriente de proceso.

El área mínima de intercambio de calor se obtiene a partir de la *Ecuación 5.3*.

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ML}$$

Ecuación 5.3. Calor puesto en juego en intercambiador de calor.

Una práctica habitual en el diseño de intercambiadores de calor es **sobredimensionar** los equipos durante la etapa de diseño preliminar. Al ponerlos en funcionamiento, pueden surgir discrepancias entre los coeficientes de intercambio de calor previstos y los reales, así como posibles problemas de ensuciamiento. Debido a esto, se agrega un **10%** al área mínima requerida de cada equipo.

Las características de cada intercambiador se muestran en la *Tabla 5.4*. Luego, se continúa con su diseño.

Tabla 5.4. Características de los intercambiadores de calor.

| N° | ID | Corriente | | $T_{entrada}$ (K) | T_{salida} (K) | m (kg/h) | ΔT_{ML} (K) | U (kW/ m ² .K) | Q (kW) | A_{min} (m ²) | A (m ²) |
|----|-----------------|-----------|----------|----------------------|---------------------|---------------|------------------------|-----------------------------------|-------------|--------------------------------|--------------------------|
| 1 | Entrada reactor | 1 | Fría | 400 | 503 | 33255.99 | 44.82 | 2.5 | 4442 | 39.65 | 43.61 |
| | | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 9073.12 | | | | | |
| 2 | Entrada flash | 2 | Fría | 453.4 | 454.4 | 33167.61 | 60.2 | 2.5 | 8551 | 56.86 | 62.55 |
| | | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 17465.87 | | | | | |
| 3 | Evaporador 1 | 4 | Fría | 389.3 | 444.4 | 16257.29 | 28.57 | 0.9 | 3351.7 | 130.35 | 143.38 |
| | Condensador 1 | 3 | Caliente | 454.4 | 453.6 | 18262.52 | | | | | |
| 4 | Condensador 1 | AF | Fría | 305 | 323 | 328633.54 | 139.04 | 3 | 6878.3 | 16.49 | 18.14 |
| | | 3 | Caliente | 453.6 | 452.9 | 18262.52 | | | | | |
| 5 | Evaporador 1 | 4 | Fría | 444.4 | 460.4 | 16257.29 | 61.30 | 3 | 973.3 | 5.29 | 5.82 |
| | | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 1988.02 | | | | | |
| 6 | Condensador 2 | AF | Fría | 305 | 323 | 239966.55 | 58.76 | 3 | 5022.5 | 28.48 | 31.34 |
| | | 5 | Caliente | 374 | 372.6 | 7981.66 | | | | | |
| 7 | Evaporador 2 | 6 | Fría | 445.4 | 471 | 5049.21 | 54.86 | 0.9 | 865.1 | 5.26 | 5.78 |
| | | VA | Caliente | 514.5 | 514.5 | 1767.02 | | | | | |
| 8 | Condensador 3 | AF | Fría | 305 | 313 | 54371.71 | 83.01 | 0.5 | 1138 | 27.42 | 30.16 |
| | | 7 | Caliente | 428 | 375.8 | 4694.53 | | | | | |

Reactor

Para el reactor también se utiliza vapor saturado. El modo de intercambio será mediante un serpentín que se encuentra dentro del reactor, ya que de esta manera se maximiza el área de intercambio. Para el cálculo del área requerida se utilizan las mismas ecuaciones que para los intercambiadores (*Ecuaciones 5.1, 5.2 y 5.3*), con la diferencia de que en este caso, en lugar de utilizar el ΔT_{ML} , se utiliza el ΔT neto entre ambas corrientes ya que sus temperaturas no varían.

Tabla 5.5. Características del equipo de intercambio de calor del reactor.

| | Corriente | | $T_{inicial}$ (K) | T_{final} (K) | m (kg/h) | ΔT (K) | U (kW/ m ² .K) | Q (kW) | A_{min} (m ²) | A (m ²) |
|---------|-----------|----------|----------------------|-----------------|---------------|-------------------|-----------------------------------|----------|--------------------------------|--------------------------|
| Reactor | R | Fría | 503 | 503 | 33255.99 | 11.05 | 2.5 | 1000 | 36.22 | 39.84 |
| | VA | Caliente | 514.05 | 514.05 | 2042.55 | | | | | |

El reactor ya ha sido dimensionado, por lo que es necesario verificar si es posible incorporar un serpentín cuya área de transferencia de calor cumpla con los requisitos establecidos. A continuación, se presentan los cálculos realizados:

$$\text{Área máxima de intercambio} = \pi \cdot D_s \cdot L \cdot N$$

D_s: diámetro serpentín

L: perímetro de reactor = 7.85 m

H_R: altura reactor

N: número de veces que la cañería del serpentín entra en el reactor = $\frac{H_R}{D_s}$

Diámetro reactor = 2.5 m

Altura reactor = 2.3 m

El diámetro de serpentín normalmente se selecciona considerando alguna velocidad sugerida para el fluido que circula en su interior. Para el caso de vapor de agua, a baja o

moderada presión el Mc Cabe sugiere velocidades de entre 6 y 24 m/s. Se considera una velocidad promedio de 15 m/s y a partir del caudal de vapor de agua (densidad=17,05 kg/m³ a 514 K) de 0,033 m³/s, se realiza el cálculo:

$$\text{Área} = \frac{\text{Caudal}}{\text{Velocidad}}$$

$$\text{Área} = 0.0022 \text{ m}^2$$

Considerando el área transversal de un cilindro:

$$\text{Área} = \pi \cdot \frac{D_s^2}{4}$$

$$D_s = 0.05 \text{ m}$$

$$N = 46$$

$$\text{Área máxima de intercambio} = 56.72 \text{ m}^2$$

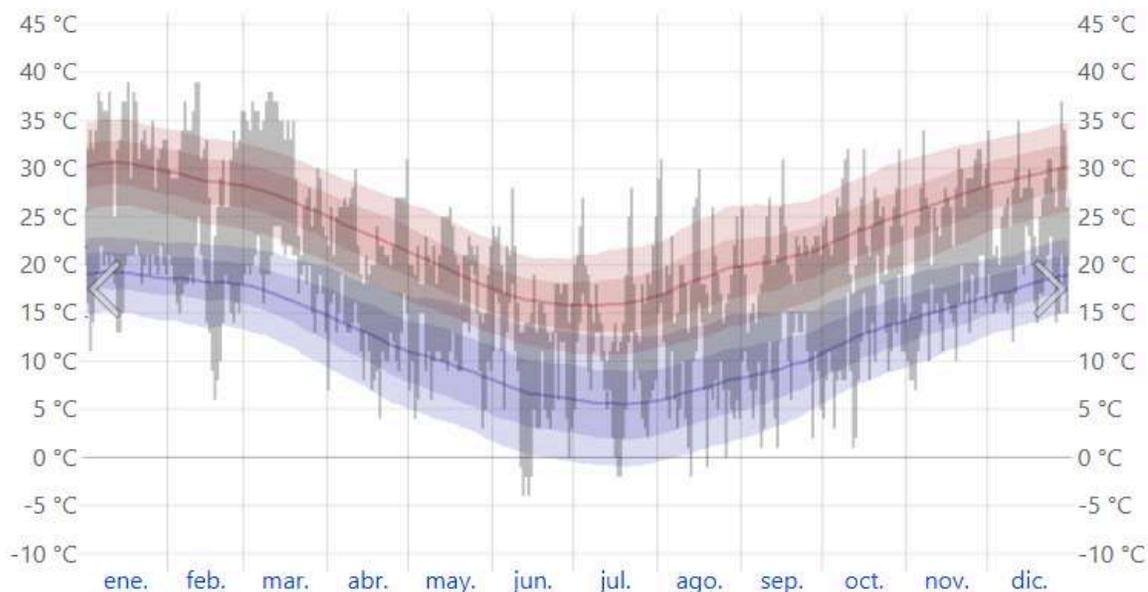
Se puede observar que el área disponible de transferencia de calor en el reactor es mayor a la requerida, por lo que el diseño del equipo de intercambio de calor es factible.

Torre de enfriamiento

Diseño

Se realiza el diseño de una torre de enfriamiento para suministrar agua a los intercambiadores 4, 6 y 8 de la planta. Para la construcción de esta es necesario conocer las condiciones climáticas de la localidad donde se instala la planta, por lo que se buscan temperaturas y humedades relativas promedio del Gran Rosario (*Figuras 5.10 y 5.11*).

Datos históricos de temperatura en el Rosario en 2023



El intervalo diario de temperaturas reportadas (barras grises) y las máximas (marcas rojas) y mínimas (marcas azules) de 24 horas, colocadas arriba del promedio diario de la máxima (línea rojo claro) y de la mínima (línea azul claro), con las bandas de los percentiles 25 a 75 y 10 a 90.

Figura 5.10. Temperatura promedio Rosario, Argentina.

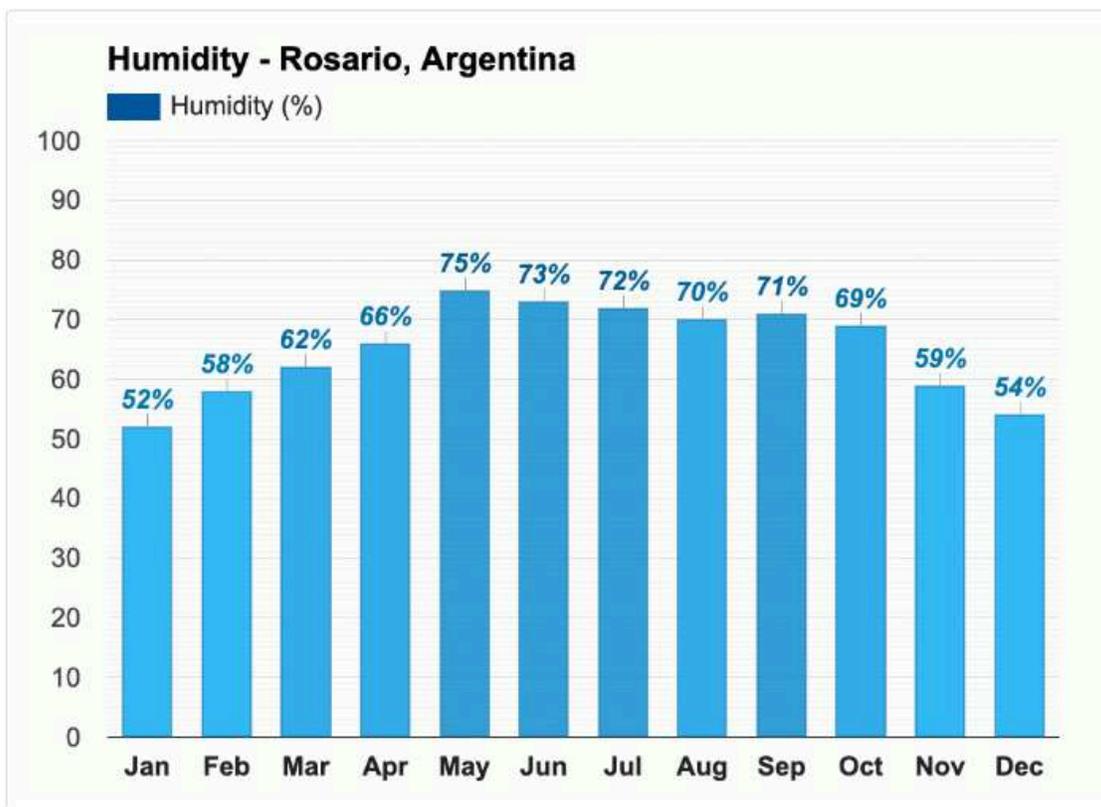


Figura 5.11. Humedad media Rosario, Argentina.

Para el cálculo de la temperatura de bulbo húmedo se utiliza la humedad y temperatura del peor caso para Rosario a lo largo del año. Esto se da en enero cuando se tiene una temperatura de 35 °C y una humedad de 52%. En la *Figura 5.12* se observa este punto en el diagrama psicrométrico aire-agua a presión atmosférica.

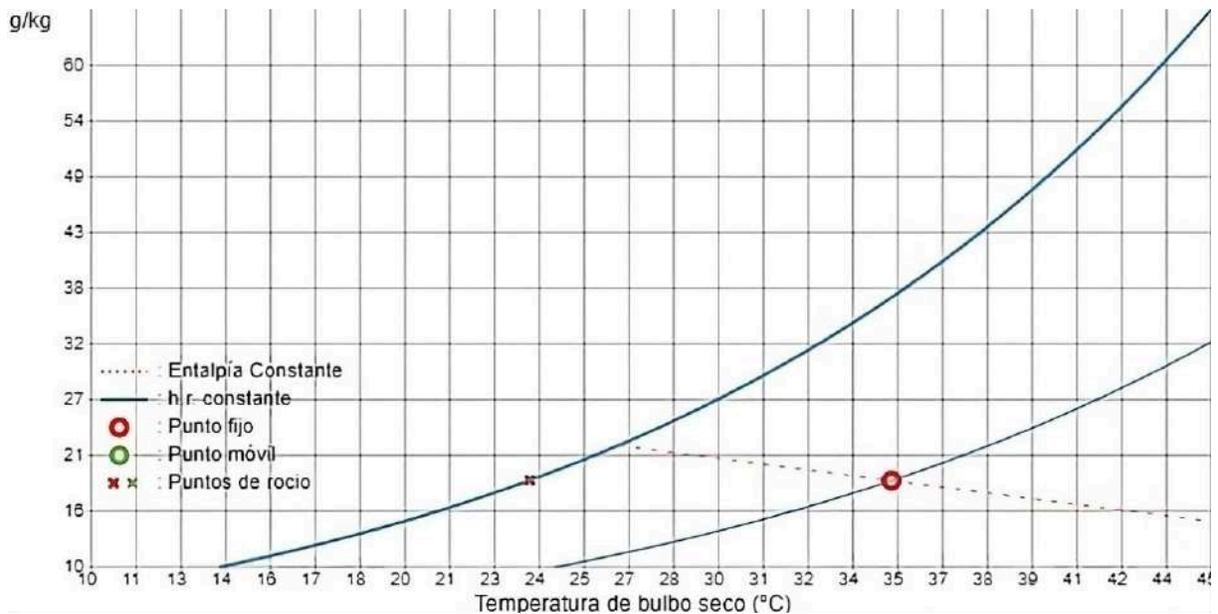


Figura 5.12. Temperatura bulbo húmedo en diagrama psicrométrico.

En la *Tabla 5.6* se resumen las características del aire que circula por la torre.

Tabla 5.6. Condiciones del aire.

| | |
|------------------------------------|-------------------------|
| Temperatura de bulbo seco | 35°C |
| Humedad relativa | 52% |
| Temperatura de bulbo húmedo | 26.56°C |
| Gramos de agua por kg de aire seco | 18.5 g/kg |
| Entalpía específica | 82.64 kJ/kg |
| Punto de rocío (x) | 23.7°C |
| Densidad | 1.133 kg/m ³ |
| Presión | 1013.3 hPa |

Para dimensionar el equipo, se utiliza el software proporcionado por MESAN USA, quien también actúa como proveedor. En este programa, se ingresan las condiciones de diseño (Tabla 5.7) y se selecciona el tipo de torre de enfriamiento.

Tabla 5.7. Condiciones de diseño dimensionamiento torre de enfriamiento.

| | |
|---|-------|
| Temperatura de ingreso del agua (°C) | 50 |
| Temperatura de egreso del agua (°C) | 32 |
| Temperatura de bulbo húmedo (°C) | 26.56 |
| Flujo total de agua (m ³ /h) | 624 |

Dentro de los tipos de torre se encuentran:

- De tiro natural
- De tiro mecánico:
 - Forzado
 - Inducido

Las torres de circulación natural se caracterizan por tener una chimenea de gran altura, lo que permite generar el tiro necesario para inducir el flujo de aire. Este movimiento de aire se debe principalmente a la diferencia de densidades entre el aire húmedo y caliente dentro de la torre y el aire atmosférico exterior, además de la influencia de la velocidad del viento. Por esta razón, estas torres requieren una sección transversal amplia que facilite el movimiento del aire.

Por otro lado, las torres de tiro mecánico se dividen en dos tipos: de tiro forzado y de tiro inducido. En ambos casos, el flujo de aire puede ser cruzado o en contracorriente respecto al descenso del agua. En el flujo cruzado, el aire se desplaza horizontalmente, mientras que en el de contracorriente, el aire fluye en dirección opuesta al descenso del agua. Estas torres están equipadas con un ventilador, lo que las hace más compactas que las de tiro natural, con una menor sección transversal y altura de bombeo.

En las torres de tiro forzado, el ventilador impulsa aire a baja velocidad, primero en dirección horizontal a través del relleno de la torre y luego en dirección vertical, en contra del flujo descendente de agua que circula a ambos lados del ventilador. Dado que el flujo de aire se opone al flujo del agua, el agua más fría en la parte inferior entra en contacto con el aire más seco, mientras que el agua más caliente en la parte superior se encuentra con el aire más húmedo. Esta disposición mejora la eficiencia de la transferencia de calor y disminuye el desgaste del ventilador.

Las torres de tiro inducido poseen una mejor distribución del aire, un mejor enfriamiento gracias a la extracción de aire caliente de forma más constante, tiende a ser más eficiente el consumo energético y en condiciones de alta carga suelen tener una mayor eficiencia. Como desventaja a comparación de las de tiro forzado, su costo es más elevado y su mantenimiento es más difícil.

En las torres de contracorriente, el aire se desplaza verticalmente hacia arriba a través de la torre, en dirección opuesta al flujo descendente de agua. Este tipo de torre requiere múltiples etapas de admisión y descarga, además del uso de sistemas de rociado a alta presión. Las torres pequeñas que operan en contracorriente suelen tener una mayor altura, requieren más presión en la bomba y consumen más energía para la ventilación en comparación con las torres de flujo cruzado equivalentes. Sin embargo, en torres de mayor tamaño, la diferencia entre ambos tipos de torre se equilibra gracias al uso de sistemas de distribución que funcionan con baja presión y gravedad, así como la disponibilidad de amplias áreas para la admisión y el tratamiento del aire.

Por otro lado, las torres de flujo cruzado tienen un diseño en el que el aire fluye horizontalmente a través del flujo descendente de agua. El agua a enfriar se suministra a los tanques de entrada de agua caliente situados en la parte superior de las áreas de llenado y se distribuye por gravedad a través de orificios de medición en la parte inferior de estos tanques.

Debido al alto caudal de agua fría que se utiliza en la planta para remover calor de las corrientes de proceso, se elige diseñar una **torre de tiro mecánico inducido**. Se detallan las dos opciones de flujo de aire en la *Tabla 5.8*, con flujo cruzado y a contracorriente, de tal

forma de comparar los modelos proporcionados y evaluar la potencia del soplador y el tamaño de la torre, a fin de seleccionar la disposición más óptima.

Tabla 5.8. Datos comparativos de torres de enfriamiento.

| Variable | Flujo a Contracorriente | Flujo Cruzado |
|--|-------------------------------------|--|
| <i>Modelo</i> | <i>MKT</i> | <i>MSX</i> |
| <i>Flujo de aire (m³/h)</i> | <i>550000</i> | <i>535000</i> |
| <i>Dimensiones (m)</i> | <i>Diámetro 8.8 Altura 6.09</i> | <i>Longitud 5.53 Ancho 7.66 Altura 6.2</i> |
| <i>Potencia del soplador (kW)</i> | <i>30</i> | <i>37</i> |
| <i>Ventilador</i> | <i>Axial</i> | <i>Axial</i> |
| <i>Diámetro del ventilador (m)</i> | <i>5</i> | <i>4.7</i> |
| <i>Pérdidas por evaporación</i> | <i>3%</i> | <i>3%</i> |

La empresa MESAN USA cuenta con la línea de torres a contracorriente MKT, de bajo costo y alta eficiencia. Su forma redonda lo convierte en un actor versátil, ante cualquier dirección de viento predominante, y también permite una baja restricción al flujo de aire, lo que resulta en un consumo de energía muy bajo.

La serie MSX presenta un flujo de aire cruzado, adopta un diseño estructural optimizado y rígido. El revestimiento está hecho de fibra de vidrio de alta calidad, con características de alta resistencia a la temperatura y a la corrosión. Mantiene un bajo consumo energético y un fácil mantenimiento.

Al momento de comparar el consumo energético de cada equipo, la potencia del soplador requerida resulta menor en el equipo a contracorriente. Se decide utilizar el **modelo MKT con flujo a contracorriente inducido.**

Calderas

Calderas acuotubulares

Las calderas acuotubulares suministran vapor de alta calidad, que va desde vapor saturado seco hasta vapor sobrecalentado a alta temperatura, gracias al diseño de su intercambiador de calor. Además, alcanzan presiones operativas muy elevadas. Son aptas para aplicaciones que requieren una producción de vapor elevada (hasta 80 tn/h), vapor a alta presión (hasta 80 bar) o vapor sobrecalentado (hasta 550 °C).

Principio de funcionamiento

Normalmente, las calderas acuotubulares se componen de cuatro partes: un calderín de agua de alimentación inferior (en ocasiones, conocido como “domo inferior”), un calderín o domo superior con una superficie de agua a partir de la que se genera el vapor, tubos de agua que conectan ambos calderines y un sobrecalentador/economizador (dependiendo de la calidad de vapor necesaria). El agua circula por convección entre los dos calderines, mientras que el calor atraviesa los haces de tubos. El agua más fría desciende hacia el calderín inferior y el agua recalentada asciende hacia el interior del calderín superior donde se produce el proceso de vaporización del agua y por tanto la generación de vapor. El vapor saturado se extrae de la parte superior del calderín para transferirlo a consumo o pasar por el sobrecalentador posterior situado en medio del flujo de gases de escape para incrementar la temperatura todavía más. El agua más fría del fondo del calderín de vapor precalienta el suministro de agua de alimentación cuando regresa al calderín de agua de alimentación.

Con el fin de mejorar la eficiencia energética, los gases de escape también se emplean para precalentar el aire inyectado en el hogar y para calentar el suministro de agua de alimentación.

Ventajas

- Producción de vapor desde 4.5 hasta 80 tn/h.
- Vapor saturado y vapor sobrecalentado hasta 550 °C.

-
- Eficiencia superior al 95%, sin ningún sistema de recuperación de calor adicional.
 - Presión de servicio típica de 10-90 barg.
 - Posibilidad de uso en interiores o exteriores.
 - Compatibilidad con todo tipo de combustibles líquidos y gaseosos.
 - Construcción conforme con la Directiva 2014/68/UE (PED) y la norma armonizada EN-12952.
 - Distintos niveles de supervisión de la caldera: desde el modo atendido (p.ej., supervisión local permanente) hasta el modo desatendido durante periodos de hasta 72 horas.

El diseño de las calderas acuotubulares es muy robusto gracias a los diámetros relativamente pequeños de los calderines de vapor, así como a su funcionamiento inundado.^[5.2]

Para la planta es necesario un caudal de **30 tn/h** de vapor saturado a **34 bar** con una temperatura de **241°C**. Dados los requerimientos de los eyectores y de los intercambiadores de calor se considera adecuada la instalación de una caldera acuotubular para la operación de la planta. El proveedor es Babcock Wanson.

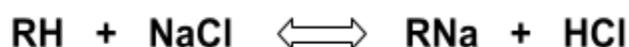


Figura 5.13. Caldera acuotubular instalada de Babcock Wanson.

Sistema de desmineralización

Cabe destacar que para los equipos como la caldera y la membrana de electrodiálisis es necesario utilizar agua desmineralizada para así disminuir/eliminar los iones en solución. Se utilizan dos torres de intercambio iónico, una catiónica y una aniónica.

En la primera torre se tiene una resina catiónica RH donde se intercambian iones sodio por hidrógenos a partir de la siguiente reacción:



En la segunda torre se tiene una resina aniónica R'OH donde se intercambian iones cloro por oxidrilos a partir de la reacción:



A continuación se presentan dos tablas (Tabla 5.9 y 5.10) con las especificaciones técnicas y detalles del equipo obtenidos a partir de una cotización realizada a la empresa Filtomat Water Systems S.R.L.

Tabla 5.9. Especificaciones técnicas.

| Condiciones de diseño | Unidades | Mínimo | Operación | Máximo |
|----------------------------------|--------------------------|---------------|------------------|---------------|
| <i>Caudal</i> | <i>m³/h</i> | - | 33.6 | - |
| <i>Temperatura</i> | <i>°C</i> | - | 25 | - |
| <i>Presión</i> | <i>kg/cm²</i> | 2.5 | 10.2 | - |
| <i>Pérdida de carga</i> | <i>kg/cm²</i> | - | 0.3 | - |
| <i>Dureza total agua cruda</i> | <i>mg/L</i> | - | 158 | - |
| <i>Dureza total agua tratada</i> | <i>mg/L</i> | - | 0.5 | - |

Tabla 5.10. Equipo y detalles.

| Descripción | Cantidad |
|---|-------------------------------|
| <i>Marca</i> | <i>Filtomat Water Systems</i> |
| <i>Tipo</i> | <i>Automático</i> |
| <i>Tanque modelo WS-06450 Diámetro 64" alto 2000 mm Difusores S-10 slots 0,2 mm Material Difusores PPH Pintura epoxi especial</i> | <i>4</i> |
| <i>Resina catiónica fuerte 2800 litros por tanque</i> | <i>5600 lts</i> |
| <i>Resina aniónica fuerte 2800 litros por tanque</i> | <i>5600 lts</i> |

Impulsión de fluidos

Bombas

Son dispositivos que captan energía mecánica, usualmente proveniente de un motor eléctrico, y la convierten en energía hidráulica, permitiendo que un fluido sea transportado de un punto a otro a diferentes presiones, niveles y velocidades. Entre los diversos tipos de bombas, las más comunes son las de *desplazamiento positivo* y las *centrífugas*.

Las bombas *centrífugas* transfieren energía cinética constante mediante un componente rotatorio, lo que garantiza que la presión se mantenga estable. Por otro lado, las bombas de *desplazamiento positivo* ceden energía a través de un pistón, aplicando presión directamente al fluido mediante un pistón recíprocante o miembros rotatorios que crean cámaras alternadamente llenas o vacías del líquido, lo que garantiza que el caudal bombeado sea constante.

Bombas centrífugas

En las bombas *centrífugas*, el fluido entra a través del eje y se desplaza a lo largo de una trayectoria tangencial respecto al cuerpo de la bomba. Estas tienen la ventaja de contar con menos piezas móviles y los mecanismos de acoplamiento son bastante simples. La impulsión eléctrica del motor que las acciona es fácil de implementar y se adapta bien a diversas condiciones. Además, su diseño suele ser más sencillo, lo que hace que requieran poco mantenimiento.

Estas bombas son especialmente recomendadas para manejar productos de baja viscosidad, pero no son adecuadas para líquidos con alto contenido de aire. Se debe utilizar este tipo siempre que sea posible, ya que resulta ser la opción más económica en términos de adquisición, operación y mantenimiento. Además, ofrece una mayor versatilidad para adaptarse a diversas condiciones de operación. Es adecuado para bombear líquidos con viscosidad relativamente baja que no requieran un tratamiento delicado.

Bombas de desplazamiento positivo

Las bombas de desplazamiento positivo son especialmente eficientes para manejar líquidos con alta viscosidad, como grasas, melazas y pinturas. Además, son útiles para medir el flujo y pueden generar una presión superior a la de cualquier otro tipo de bomba. Algunos diseños incluso permiten que la bomba esté completamente aislada del contacto con el fluido que se está impulsando.

Este tipo de bomba es especialmente útil para manejar presiones extremadamente elevadas, operación manual, descargas bajas, operación a baja velocidad, succión variable y pozos profundos donde se requiere una capacidad de bombeo mínima. Sin embargo, estas bombas operan con caudales reducidos, tienen muchas piezas móviles, requieren mantenimiento frecuente, son costosas en términos de cantidad de fluido bombeado y son menos eficientes que las bombas centrífugas.

Selección de bombas

En este proyecto se utilizan **bombas centrífugas** debido a su simplicidad y a los bajos costos asociados con su mantenimiento y reparación. Su diseño compacto las hace ideales para su uso en espacios reducidos. Para seleccionar las bombas adecuadas, es necesario considerar los siguientes factores:

- Caudal de operación (Q).
- Presión en la succión y en la descarga (Ps y Pd).
- Temperatura (T).
- Propiedades del fluido a bombear.

De acuerdo con el diagrama de la planta (*Figura 5.1*) se determina que serán necesarias bombas para impulsar las corrientes que corresponden a la alimentación del tanque 2 (mezcla 1), el agua del reciclo, la corriente obtenida por el tope de la torre de destilación 2 (mezcla 2), la corriente obtenida por el fondo de la torre de destilación 2 (mezcla 3) y la alimentación a la torre de enfriamiento.

Tabla 5.11. *Propiedades de las corrientes de la planta.*

| Equipo | <i>B-01</i> | <i>B-02</i> | <i>B-03</i> | <i>B-04</i> | <i>B-05</i> |
|------------------------------------|-----------------|--------------|-----------------|-----------------|------------------------------|
| Cantidad | 2 | 1 | 1 | 1 | 4 |
| Equipo asociado | <i>Tanque 2</i> | <i>Flash</i> | <i>Torre 2</i> | <i>Torre 2</i> | <i>Torre de enfriamiento</i> |
| Fluido | <i>Mezcla 1</i> | <i>Agua</i> | <i>Mezcla 2</i> | <i>Mezcla 3</i> | <i>Agua</i> |
| Temperatura (°C) | 37.52 | 179.9 | 102.8 | 198 | 50 |
| Densidad (kg/m³) | 922 | 874.3 | 1141 | 975.4 | 995 |
| Viscosidad (cp) | 3.04 | 0.15 | 1.887 | 2.612 | 1 |

| | | | | | |
|-------------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|---------------------------------|
| Caudal (m³/h) | 12.3 | 18.3 | 3.5 | 0.92 | 624 |
| Presión de entrada (bar) | 1 | 10 | 0.1 | 0.1 | 1 |
| Presión de salida (bar) | 28 | 28 | 1 | 1 | 1.67 |
| Potencia (kW) | 7.01 | 13.79 | 0.207 | 0.104 | 11.42 |
| H_{DES} (m.c.a) | 276 | 210 | 8.04 | 9.41 | 7 |
| Modelo seleccionado | Bomba Grundfos CR 15-14 | Bomba Grundfos CR 20-17 | Bomba Grundfos CR 5-4 | Bomba Grundfos CR 3-4 | Bomba Grundfos CR 155-1-1 |

Para la selección de las bombas se calcularon los aumentos de presión necesarios de las corrientes a impulsar. Con dichos valores y los caudales volumétricos de cada una de ellas se seleccionan las bombas requeridas.

Se calcula la altura desarrollada de la bomba como la diferencia de presión entre la salida y entrada de la bomba expresada como metros de columna de fluido bombeado.

$$H_{DES} = \frac{P_{descarga} - P_{admisión}}{\rho_{fluido} g} \text{ [m.c.f]}$$

Ecuación 5.4. Altura desarrollada de la bomba en m.c.f.

Si la viscosidad del fluido es diferente a la del agua, es necesario corregir las curvas proporcionadas por el fabricante. Sin embargo, si la viscosidad del fluido no alcanza o supera los 10 cP, no es necesario realizar correcciones en las curvas del fabricante.

Como el fluido posee una densidad distinta a la del agua, se corrige mediante la Ecuación 5.5.

$$H_{DES} = \frac{\rho_{fluido} H_{DES}}{\rho_{agua}} \text{ [m.c.a]}$$

Ecuación 5.5. *Altura desarrollada de la bomba en m.c.a.*

A continuación, se presentan las curvas características de las bombas seleccionadas, con base en las condiciones de operación estimadas mediante el software UniSim. Las propiedades de los fluidos se cargan en el simulador de bombas de Grundfos, el cual devuelve opciones que cumplen los requisitos de caudal y presión establecidos. Finalmente, para la elección de cada una de las bombas se prioriza que operen con el menor consumo de energía posible. Todas las bombas seleccionadas tienen regulador de velocidad para alcanzar la altura desarrollada deseada a excepción de la bomba 5, la cual tira más caudal del necesario. Para ajustarla se añade una válvula previo al ingreso a esta.

Bomba 1

Para la selección de la bomba, se consideraron dos opciones del proveedor Grundfos: la bomba CR 15-14 (*Figura 5.14*) y la bomba CR 10-22 (*Figura 5.15*). Ambas presentan un consumo energético similar. Sin embargo, se optó por la primera debido a su mayor operatividad en comparación con la segunda.

Opción 1

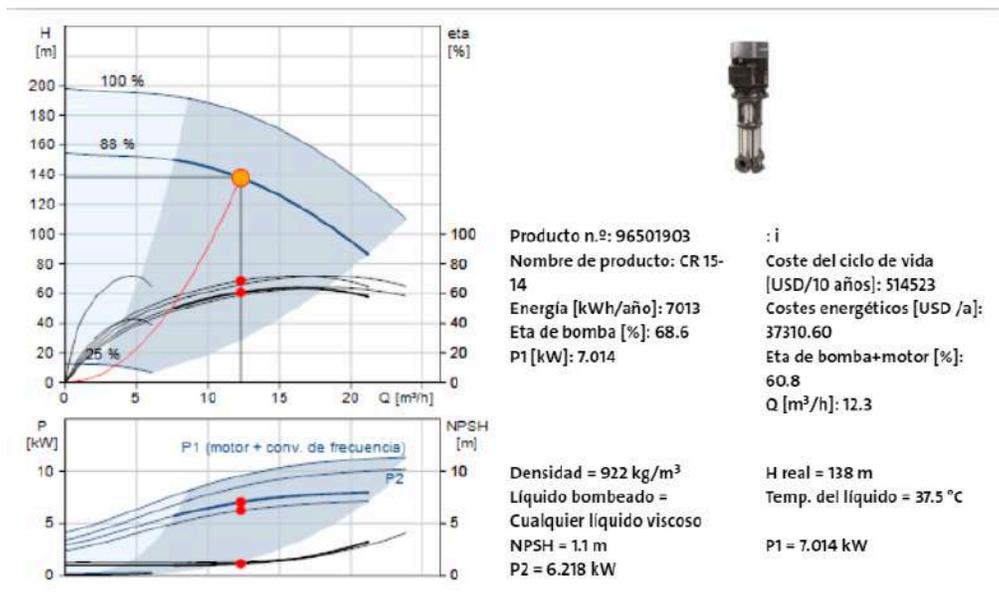


Figura 5.14. Curva característica y datos de la operación de la bomba CR 15-14.^[5.5]

Opción 2

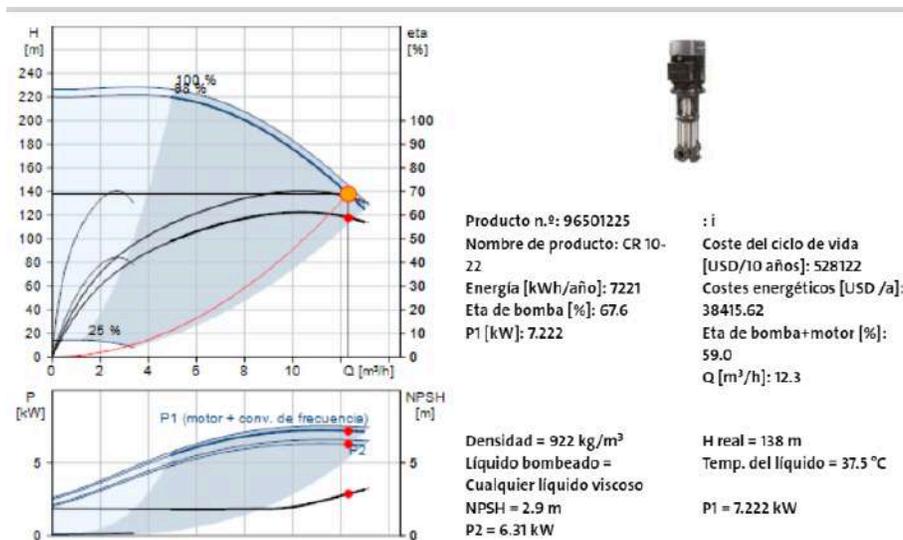


Figura 5.15. Curva característica y datos de la operación de la bomba CR 10-22.^[5.5]

Para alcanzar una presión de 28 bares en el sistema, se determina que es necesaria la instalación de dos bombas en serie en lugar de utilizar una sola bomba.

Al colocar dos bombas en serie, cada una puede trabajar a una presión más baja y en conjunto lograr la presión deseada. Esto no solo permite que las bombas operen de manera más eficiente, sino que también reduce la carga individual de cada bomba, prolongando su vida útil y mejorando la confiabilidad del sistema. Además, en caso de mantenimiento, es más sencillo y económico reemplazar o reparar una bomba estándar que una bomba única y especializada.

Bomba 2

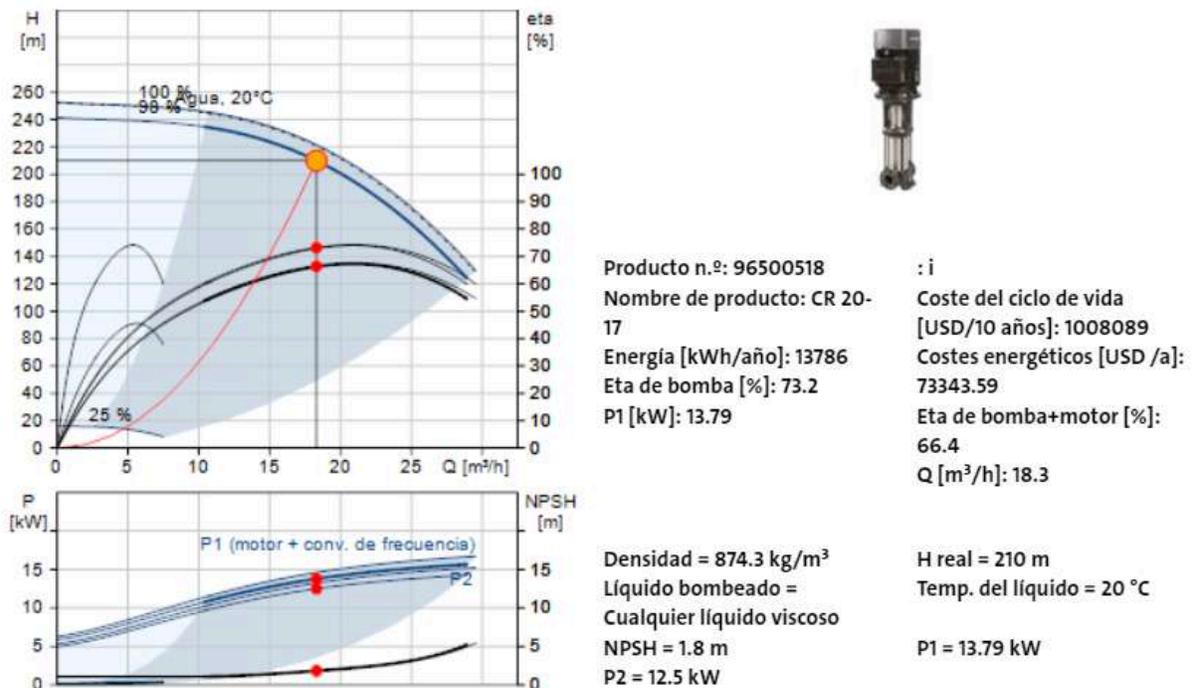
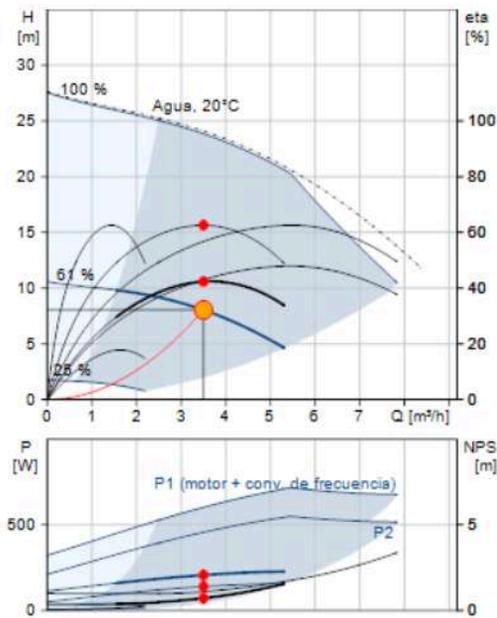


Figura 5.16. Curva característica bomba CR 20-17.^[5.5]

Bomba 3



Producto n.º: 96517039
 Nombre de producto: CR 5-4
 Energía [kWh/año]: 207
 Eta de bomba [%]: 62.6
 P1 [kW]: 0.207



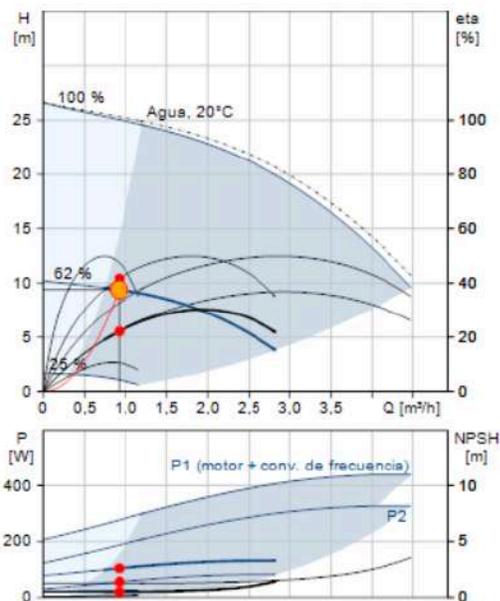
: i
 Coste del ciclo de vida [USD/10 años]: 16572
 Costes energéticos [USD /a]: 1099.11
 Eta de bomba+motor [%]: 42.4
 Q [m³/h]: 3.5

Densidad = 1141 kg/m³
 Líquido bombeado = Cualquier líquido viscoso
 NPSH = 0.7 m
 P2 = 0.14 kW

H real = 8.044 m
 Temp. del líquido = 103 °C
 P1 = 0.207 kW

Figura 5.17. Curva característica bomba CR 5-4.^[5.5]

Bomba 4



Producto n.º: 96516651
 Nombre de producto: CR 3-4
 Energía [kWh/año]: 104
 Eta de bomba [%]: 41.7
 P1 [kW]: 0.104



: i
 Coste del ciclo de vida [USD/10 años]: 8927
 Costes energéticos [USD /a]: 553.44
 Eta de bomba+motor [%]: 22.1
 Q [m³/h]: 0.92

Densidad = 975.4 kg/m³
 Líquido bombeado = Cualquier líquido viscoso
 NPSH = 0.5 m
 P2 = 0.055 kW

H real = 9.41 m
 Temp. del líquido = 20 °C
 P1 = 0.104 kW

Figura 5.18. Curva característica bomba CR 3-4.^[5.5]

Bomba 5

Debido a que el caudal que se necesita bombear a la torre de enfriamiento es muy grande, se opta por utilizar 4 bombas en paralelo. Previo a cada una de ellas, se coloca una válvula para generar la caída de presión necesaria para que las bombas entreguen el caudal requerido.

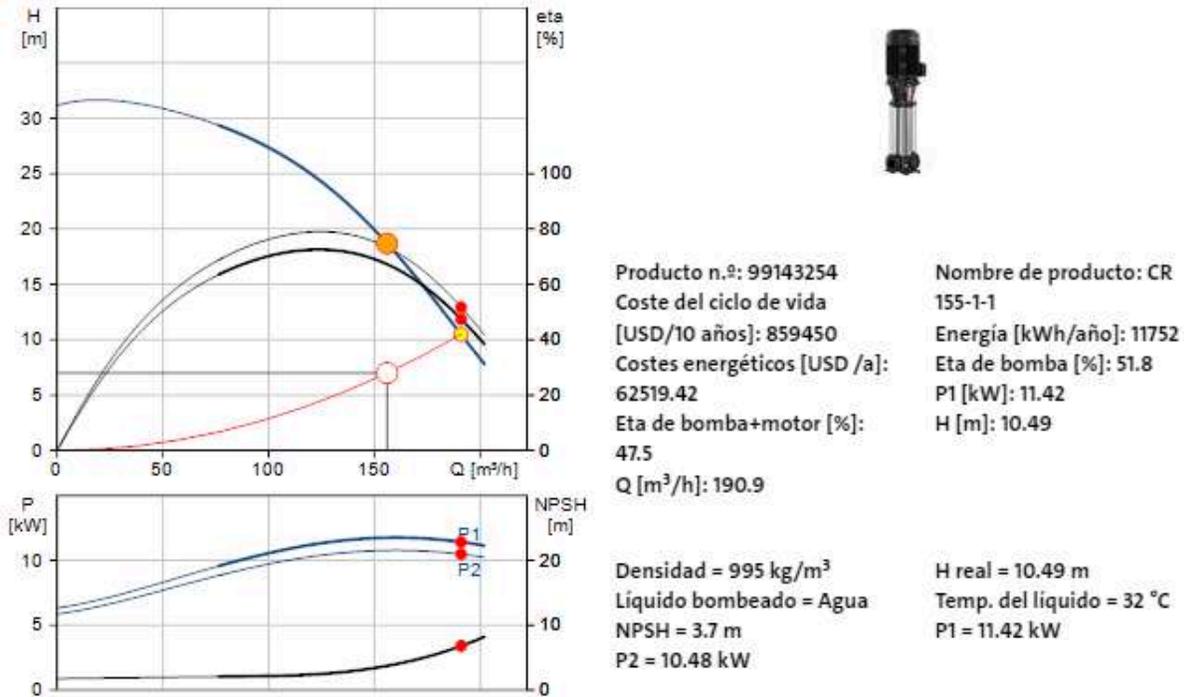


Figura 5.19. Curva característica bomba CR 155-1-1.^[5.5]

Accesorios

En la operación de la planta se trabaja a diferentes presiones, es por esto que es necesario adecuarla en cada uno de los equipos. En esta sección se seleccionan aquellos accesorios que generan pérdida de carga, para ir de altas presiones a más bajas.

Para generar pérdida de carga se pueden utilizar: **válvulas de expansión** o **placas orificio**.

La **placa orificio** es una lámina delgada provista de una perforación central concéntrica con la tubería. Se produce una separación de la capa límite aguas debajo de la placa. La pérdida de presión debida al arrastre de forma es considerable. La fracción de la presión

diferencial que no se recupera depende de la relación entre el diámetro del orificio y de la tubería. Es recomendable que existan al menos 10 diámetros libres de obstáculos aguas arriba del medidor para considerar que el flujo está desarrollado.

Las **válvulas reductoras y limitadoras de presión** detectan y controlan la presión aguas arriba de la válvula. Se dispone de dos grupos principales de válvulas de control de presión para reducir o limitar la presión:

- Autoaccionados: no requieren alimentación externa o señal de entrada.
- Accionados por actuador: con un sistema de control neumático o eléctrico.^[5.4]

Dentro de las ventajas de utilizar una placa orificio se encuentran:

-La placa orificio es un dispositivo mecánico simple, sin partes móviles, lo que la hace más económica y menos propensa a fallos mecánicos en comparación con una válvula reductora que puede requerir mantenimiento regular.

-Genera una caída de presión constante en la geometría del orificio y el flujo a través del sistema. En este sistema no se requiere de un ajuste dinámico de la presión.

-La placa orificio causa una separación de la capa límite y una pérdida de presión considerable debido al arrastre de forma. Esta pérdida es controlada y predecible, lo que permite diseñar de modo de lograr una caída de presión específica.

-La placa orificio no requiere alimentación externa, al contrario de algunas válvulas reductoras que pueden requerir alimentación externa o una señal de entrada para operar (especialmente en el caso de válvulas accionadas por actuador), la placa orificio funciona puramente por diseño mecánico sin necesidad de energía externa.

-La placa orificio no requiere control activo, especialmente las que son accionadas por actuador, requieren un sistema de control activo para ajustar y mantener la presión deseada. La placa orificio, en cambio, no necesita control activo, lo que simplifica la operación.

La placa orificio es robusta, económica y no proporciona ajuste dinámico, mientras que la válvula reductora es más adecuada para situaciones donde se requiere flexibilidad y control activo sobre la presión, que en este caso no es requerido. Finalmente, se

seleccionan placas orificio para colocar antes del destilador flash y antes de cada una de las torres de destilación.

Para el diseño de la placa orificio es necesario que se verifique una velocidad en los tubos de 1.5 a 2 m/s. Además se debe definir el diámetro del orificio de modo de mantener una relación de 0.6 entre dicho diámetro y el diámetro de la tubería. De modo tal que se adecue a los requerimientos de presión puede ser necesario que se diseñen más de una placa orificio para que se coloquen en serie.

Sistemas de vacío industriales

Para crear vacío en procesos industriales, es necesario utilizar equipos adicionales que reduzcan la presión en la columna durante la operación continua. Los equipos más comunes en operaciones a gran escala son las bombas de vacío y los eyectores. A continuación, se describen las principales características de estos equipos, y se elige el más adecuado para el proceso.

- *Bombas de vacío:* Son dispositivos que emplean un motor eléctrico y un conjunto de componentes mecánicos para extraer las moléculas de gas de un espacio sellado, creando así un vacío parcial. Hay diferentes tipos de bombas para generar vacío en aplicaciones industriales, entre las cuales se destacan las bombas de vacío de paletas rotativas y las bombas de vacío de anillo líquido. Las bombas de vacío tienen la desventaja de incluir partes móviles y, con frecuencia, requieren fluidos de lubricación y sellado. Sin embargo, ofrecen una ventaja significativa frente a los eyectores, ya que no necesitan una corriente auxiliar para funcionar.
- *Eyectores:* Son equipos capaces de incrementar la presión de un líquido o un gas mediante el arrastre del fluido en cuestión por un fluido motriz a alta velocidad a través de una boquilla. Estos no tienen piezas móviles, pero son menos eficientes que las bombas o compresores. Se utilizan cuando se dispone de grandes cantidades de vapor o gas como fluidos motrices a bajo costo.

El chorro de fluido a alta velocidad, con baja presión estática, arrastra otro fluido al entrar en contacto con él, lo que resulta en la mezcla de ambos fluidos.

Como fluido motriz se pueden utilizar:

- *Vapor de agua*: Fluido motriz más comúnmente usado. Es económico, generalmente está disponible, fácilmente recuperable con condensadores y compatible con la mayoría de los fluidos a ser comprimidos. Generalmente requiere de intercondensadores, para remover los condensados. Se requiere vapor seco para un desempeño eficiente.
- *Aire*: Se utiliza en eyectores portátiles, para vaciado de tanques, para bombeo, casi nunca se usa en servicio de procesos químicos.
- *Otros fluidos motrices*: Ocasionalmente se usa gas natural y gases de refinería.

Se decide utilizar **eyectores** en lugar de bombas de vacío para la planta debido a varias ventajas clave. Los eyectores son preferidos en situaciones que requieren simplicidad, bajo mantenimiento y disponibilidad de fluidos motrices. Entre sus principales beneficios destacan la ausencia de piezas móviles, lo que reduce el mantenimiento y aumenta la fiabilidad, así como la simplicidad operativa. Además, la planta cuenta con una caldera que proporciona vapor como fluido motriz, lo que hace que los eyectores sean una opción viable.

Diseño eyector

1. Cálculo de las etapas

Para comenzar a diseñar el eyector, se selecciona como fluido motriz vapor de agua ya que se encuentra disponible en la planta. Es necesario que el vapor se encuentre a una menor presión y sobrecalentado, para lo que se utilizará una válvula de expansión. De esta manera se lleva al fluido a 6 bares y 182 °C. El número de etapas necesarias para alcanzar el nivel de vacío necesario se selecciona a partir del nivel de vacío de la operación, que en nuestro caso es de 76 mmHg (0.1 bar) para la segunda torre de destilación.

Tabla 5.12. Número de etapas de acuerdo a la presión de operación.^[5,6]

| <i>Etapas</i> | <i>Presión de operación mínima [mmHg]</i> | <i>Presión de operación máxima [mmHg]</i> |
|---------------|---|---|
| 1 | 60 | 750 |
| 2 | 10 | 100 |
| 3 | 2 | 15 |
| 4 | 0.025 | 2.5 |
| 5 | 0.004 | 0.05 |

De esta manera, el sistema de vacío cuenta con una etapa.

2. Determinación de la cantidad de vapor a inyectar para obtener el vacío necesario.

A partir del gráfico mostrado en la *Figura 5.20*, proporcionado por S.M. Walas, se puede determinar la cantidad de vapor necesaria para la inyección. Para ello, primero se debe ingresar al gráfico a lo largo del eje vertical utilizando la presión de operación de la torre, que en este caso es de 76 mmHg. A continuación, al intersectar la curva correspondiente al eyector, se obtiene que se requiere 13 lb de vapor por cada libra de carga de aire.

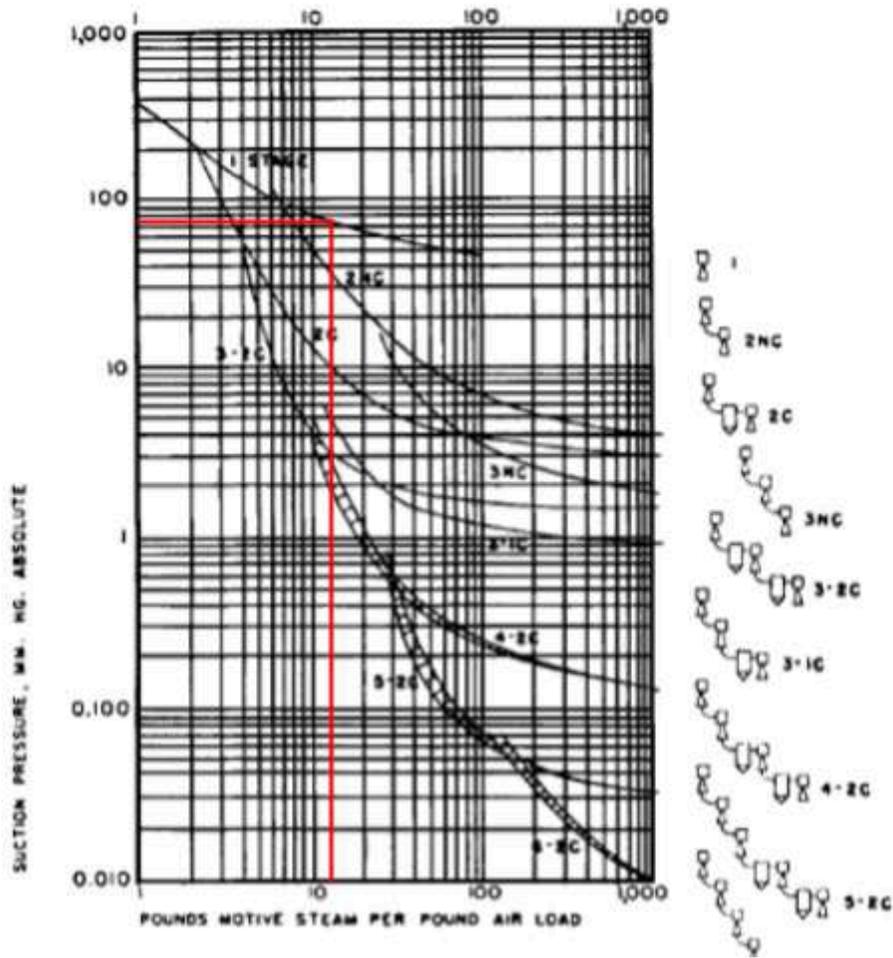


Figura 5.20. Cantidad de vapor necesaria a inyectar.^[5,6]

Cálculo del flujo másico de succión de aire:

El volumen de succión de aire debe ser constante, pero debido a que existen fugas, se estima la cantidad de aire que se debe succionar en el sistema.

- m: Flujo másico de aire, lb/hr
- V: es el volumen del sistema, ft^3
- k: coeficiente, función de la presión (Tabla 5.13)

$$m = K \cdot V^{\frac{2}{3}}$$

Tabla 5.13. Valores de *k* en función de la presión.

| Presión [mmHg] | >90 | 20-90 | 3-20 | 1-3 | <1 |
|---------------------------|---------------|--------------|-------------|------------|--------------|
| <i>K</i> | 0.194 | 0.146 | 0.0825 | 0.0508 | 0.0254 |

Datos de la torre que opera a vacío:

- Vapor motriz = 13 lb/lb aire
- $V = 249.82 \text{ ft}^3$

Finalmente, utilizando un valor de $K=0.146$ (aplicable para presiones entre 20 y 90 kPa) y un volumen de torre de 249.82 ft^3 , se determina una carga de aire, m , de **5.79 lb aire/h**. Posteriormente, al multiplicar este valor por la cantidad de lb de vapor por lb de carga de aire obtenida del gráfico, se calcula la cantidad de vapor necesaria para el eyector. Esta cantidad es de 75.27 lb/h o **34.15 kg/h**.

Consumo Energético

Finalmente, una vez que se han diseñado los equipos y se ha elegido el sistema de impulsión adecuado se puede proceder a calcular el consumo total de la planta. En la *Tabla 5.14* se presentan los consumos correspondientes a cada equipo.

Para ser más conservadores y tener en cuenta una estimación del gasto energético de todos los equipos, se considera que el gasto energético es un 20% más del calculado.

Tabla 5.14. Consumo energético por equipo.

| Equipo | Consumo (kW) |
|--------------------------------------|---------------------|
| <i>B-01</i> | 14.02 |
| <i>B-02</i> | 13.79 |
| <i>B-03</i> | 0.207 |
| <i>B-04</i> | 0.104 |
| <i>B-05</i> | 45.68 |
| <i>Agitador mecánico</i> | 247 |
| <i>Ventilador torre enfriamiento</i> | 30 |
| <i>Membrana de electrodiálisis</i> | 2177 |
| Total | 3033.36 |

Bibliografía

[5.1] Martín, Á., & Mato, F. A. (2007). *Hint: An educational software for heat exchanger network design with the pinch method. Education for Chemical Engineers.*

<https://doi.org/10.1016/j.ece.2007.08.001>

[5.2] Cao, E. (1983). *Intercambiadores de Calor.* Buenos Aires.

[5.3] Babcock Wanson. (s.f.). *Calderas acuotubulares.*

<https://www.babcock-wanson.com/es/productos/calderas-de-vapor-industriales/calderas-acuotubulares/>

[5.4] Spirax Sarco. (2007). *Válvulas reductoras y limitadoras de presión.*

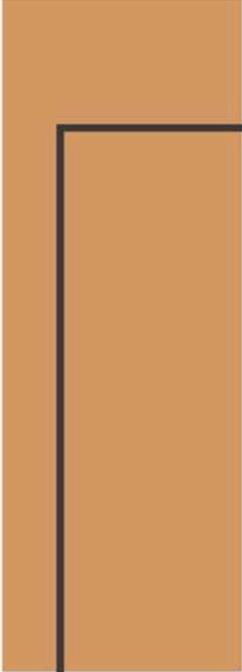
https://content.spiraxsarco.com/-/media/spiraxsarco/international/documents/es/sb/valvulas_reductoras_y_limitadoras_de_presion-sb-gch-29-es.ashx?rev=4f0a4617eaad44c68e595c1b680f7eff

[5.5] Grundfos. (s.f.). *Bombas centrífugas.*

<https://product-selection.grundfos.com/ar/size-page?sQcid=2442583608>

[5.6] Walas, S. M. (1990). *Chemical process equipment: Selection and design.*

Butterworth-Heinemann.



CAPÍTULO 6

ANÁLISIS ECONÓMICO

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se realiza el análisis del proyecto de inversión a través de la evaluación de la rentabilidad de la planta de producción de ácido láctico. Esto se hizo teniendo en cuenta el ingreso por ventas y la distribución de costos ya sea por materia prima o por la producción.

En la *Tabla 6.1* se detalla el análisis económico.

Tabla 6.1. Resumen del análisis económico realizado

| Ingreso por ventas | | |
|-----------------------------------|---------------|---|
| Ácido láctico | | 42.523.142 USD/año |
| Costos | | |
| <i>Inversión Fija (IF)</i> | 43.151.807 | <i>Inversión fija total (IFT)</i> 43.745.327 USD |
| <i>Terreno</i> | 593.520 | |
| <i>Costos Fijos (USD/año)</i> | 5.457.652,30 | <i>Costo de operación total</i> 40.624.415,35 USD/año |
| <i>Costos variables (USD/año)</i> | 35.166.763,05 | |

En la *Tabla 6.2* se visualiza el cuadro de usos y fuentes y en la *Tabla 6.3* los resultados del análisis de rentabilidad.

Tabla 6.2. Flujo de caja.

| Año | 0 | 1 | 2 | 3 |
|--------------------------------------|----------|---------------|---------------|---------------|
| % Operación | | 80 | 90 | 100 |
| Ingresos | | | | |
| <i>Ventas^(*) (\$/año)</i> | | 34.018.513,6 | 38.270.827,8 | 42.523.142 |
| Egresos | | | | |
| <i>Costos de producción (\$/año)</i> | | 33.715.592,58 | 37.247.835,12 | 40.780.077,65 |
| | | | | |

| | | | | |
|-------------------------------|-------------|--------------|--------------|--------------|
| <i>BNAI (\$/año)</i> | | 302.921,02 | 1.022.992,69 | 1.743.064,35 |
| <i>Impuestos (\$/año)</i> | | 106.022,36 | 358.047,44 | 610.072,52 |
| <i>BN (\$/año)</i> | | 196.898,66 | 664.945,25 | 1.132.991,83 |
| <i>Depreciación (\$/año)</i> | | 1.968.539 | 1.968.539 | 1.968.539 |
| Egresos iniciales | | | | |
| <i>Inversión fija</i> | 43.151.807 | | | |
| <i>Terreno</i> | 593.520 | | | |
| <i>Capital de trabajo</i> | 4.374.533 | | | |
| Flujo de Caja (\$/año) | -48.119.860 | 2.165.438,36 | 2.633.484,95 | 3.101.531,53 |

Tabla 6.3. Resultados análisis de rentabilidad.

| | nR | TIR |
|--------------------------|-----------|------------------|
| <i>Resultado</i> | 12,4 | 3,35% |
| <i>Valores esperados</i> | ≤ 10 años | TIR ≥ TRMA (25%) |

A partir del análisis de rentabilidad se determinó que el proyecto no es rentable. Se realiza un análisis de sensibilidad para determinar si con otras condiciones de mercado en algún momento podría llegar a ser rentable. En la *Tabla 6.4* se detallan los resultados.

Tabla 6.4. Resultados análisis de sensibilidad.

| Variable | Variación | nR | TIR |
|------------------------|------------------|-----------|------------|
| <i>Precio de venta</i> | +37,6% | 2,92 | 26% |
| <i>Materia prima</i> | -54,2% | 2,92 | 26% |

Aunque el análisis identifica posibles escenarios en los que el proyecto podría ser económicamente viable, se concluye que estos no son suficientes para garantizar su rentabilidad.

Por otro lado, se propone un cronograma del desarrollo del proyecto con el objetivo de planificar y organizar de manera eficiente el desarrollo del proyecto. Se le asignaron plazos a cada etapa, lo que facilita la coordinación de recursos y el seguimiento del progreso. Además, asegura una comunicación clara entre los equipos involucrados y ayuda a cumplir objetivos dentro de los tiempos estipulados y plantea el avance del proyecto de manera controlada y alineada con los objetivos establecidos.

Introducción

El análisis económico es una parte crucial para evaluar la viabilidad y el impacto de un proyecto. Tiene como propósito principal evaluar su viabilidad económica, asegurando que los recursos invertidos sean utilizados de manera eficiente y que el proyecto proporcione un retorno adecuado. Este análisis no solo considera los costos y beneficios directos, sino también las implicaciones financieras a largo plazo. El análisis económico se centra en tres componentes principales: la identificación y cuantificación de los costos asociados al proyecto, la estimación de los beneficios que se espera obtener, y la evaluación de la rentabilidad utilizando indicadores financieros clave. Los costos se desglosan en directos e indirectos.

En función de los resultados obtenidos de la evaluación de la rentabilidad en comparación con los criterios de decisión que la empresa defina, el proyecto se acepta, se rechaza, o bien se proponen cambios para ajustar los puntos que determinan un retorno sobre la inversión menor a la expectativa de los empresarios.

En este contexto, el flujo de caja (FC) juega un papel fundamental. Este término se refiere al movimiento de dinero dentro y fuera de la empresa, y se define como la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos operativos, excluyendo los costos por depreciación, y descontando el pago de impuestos sobre las ganancias. Para la determinación del flujo de caja se tienen en cuenta los ingresos por ventas, el costo de producción sin depreciación y el impuesto a las ganancias.

Para la realización de este proyecto se hizo un estudio de mercado donde se ha observado un aumento significativo en la producción de biodiesel, motivado por su utilización como sustituto o aditivo del diesel. Este incremento en la producción ha generado un excedente de glicerina a nivel global, un subproducto derivado de este proceso, que constituye aproximadamente el 10% del volumen total de biocombustible producido. Esta sobreproducción de glicerina, junto con el exceso de oferta resultante en el mercado, ha originado un interés particular en su uso como materia prima debido a que los costos de obtención resultan bajos.

Costos de inversión

Capital Expenditure (CapEx)

El costo de inversión es el capital necesario para la construcción de la planta. Se puede dividir en dos partes, por un lado la inversión fija total (IFT) y por otro la inversión en capital de trabajo (IW).

Inversión fija total

Es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. Los activos fijos pueden ser tangibles o intangibles. Los primeros se integran con la maquinaria (que incluye el monto de su montaje), terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los segundos: las patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización.

La Inversión Fija Total se divide en: componentes directos y componentes indirectos. Cada uno de estos rubros debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto.

Tabla 6.4. Componentes de la inversión fija total.

| Componentes directos | Componentes indirectos |
|--|-----------------------------------|
| <i>Gastos de estudio e investigaciones previas al proyecto</i> | <i>Ingeniería y supervisión</i> |
| <i>Equipos principales</i> | |
| <i>Instalación de equipos</i> | |
| <i>Cañerías (instaladas)</i> | <i>Gastos de construcción</i> |
| <i>Instrumentación y control</i> | |
| <i>Instalación eléctrica</i> | <i>Honorarios del contratista</i> |
| <i>Construcción (incluyendo servicios)</i> | |
| <i>Servicios auxiliares</i> | |

| | |
|-----------------------------------|---------------|
| Terreno y mejoras del terreno | Contingencias |
| Gastos de puesta en marcha | |
| Intereses durante la construcción | |

Inversión en equipos

Una de las consideraciones más importantes al realizar una inversión es el costo de los equipos principales (IE) y su respectiva instalación. Para obtener el precio, es necesario solicitar cotizaciones a los proveedores. Sin embargo, debido al tiempo que toma este proceso y a que, en general, los proveedores no suelen compartir información comercial con estudiantes, se ha optado por estimar la mayoría de los precios. Es fundamental, en caso de avanzar con el análisis del proyecto, obtener cotizaciones reales de los proveedores, no solo para contar con un costo preciso de los equipos, sino también para considerar los tiempos de entrega. Las estimaciones de costos podrían tener una variación de **al menos +/-15%**.

A partir de diversas páginas web especializadas en la estimación de los costos FOB de los equipos, se obtuvieron los precios de los equipos principales. Se utilizaron fuentes proporcionadas por la editorial Matches.^[6.1] Para realizar los cálculos, se consideraron las características clave de cada equipo, como caudales, consumo energético y parámetros geométricos, como diámetro y altura. Es importante destacar que los valores tuvieron que ser actualizados al año en curso según la *Ecuación 6.1*, aplicando un factor de corrección temporal que contempla la tasa de inflación del país.

$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} \times \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo del precio original}}$$

Ecuación 6.1. Costos de equipo a tiempo presente.

En la *Figura 6.1* se observa la variación del índice CEPCI con los años. El valor de los años 2014 y 2024 se presentan en la *Tabla 6.5*.

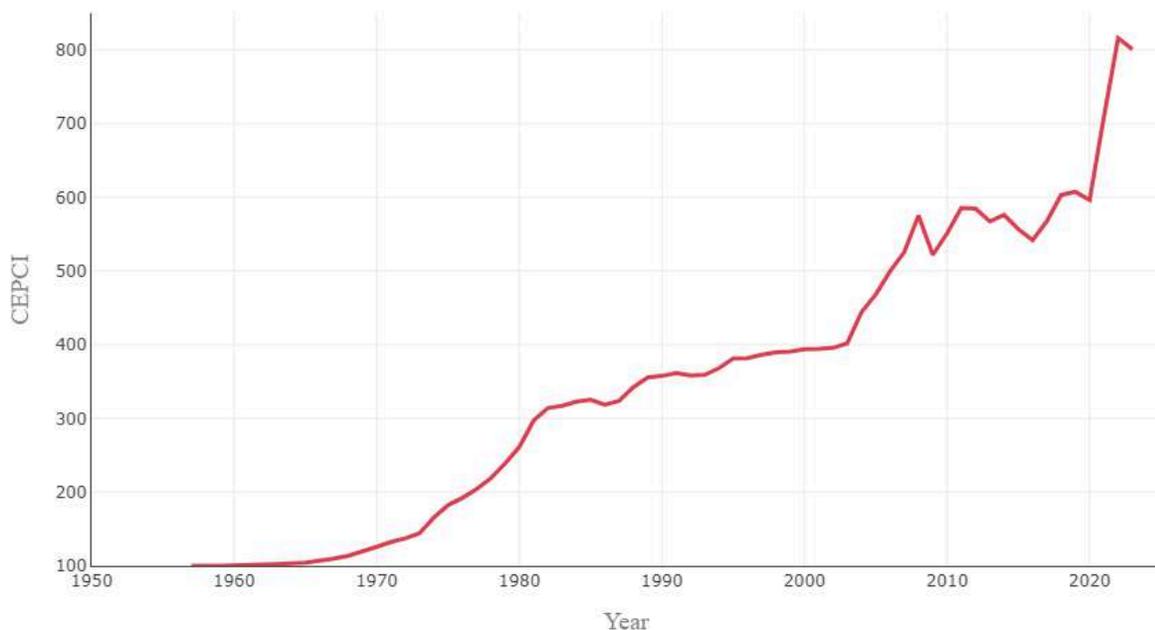


Figura 6.1. Índice CEPCI en función del tiempo.^[6.2]

Tabla 6.5. Índices de costos.^[6.2]

| Año | CEPCI |
|------------|--------------|
| 2014 | 576,1 |
| 2024 | 800,8 |

En el caso de las bombas y el sistema de desmineralización de agua fue posible obtener la información directamente del proveedor. El proveedor del sistema de desmineralización, Filtomat Water Systems, es nacional, por lo que no se tuvo en cuenta el costo de seguro y flete. Para la cotización del equipo se especificó un caudal de procesamiento de 33.6 m³/hr y una dureza del agua a alimentar de 60 ppm (valor obtenido estudios calidad de agua en Rosario por parte de Enress).^[6.14]

Es importante tener en cuenta que los precios proporcionados son FOB, lo que significa que no incluyen costos de flete, seguro o impuestos. El término "Coste, Seguro y Flete" (CIF) indica que el vendedor cumple con su parte del contrato cuando las mercancías cruzan la línea de embarque en el puerto de origen. Además, el vendedor asume los gastos y el flete

necesarios para transportar las mercancías al puerto de destino designado. Al precio FOB, se debe agregar un 20-30% adicional, dependiendo del equipo, para cubrir los costos de seguro y flete (CIF), y entre un 0-20% adicional debido a los costos de nacionalización por el arancel de importación. El costo de instalación se estima entre un 20-55% del precio, en función de la complejidad de la ingeniería de la planta. En este caso, al ser compleja, el costo de instalación se estima como un 37.5% del valor del equipo.

En una fase posterior, será necesario estimar los costos CIF y de aranceles con mayor precisión al conocer el origen del equipamiento, con el fin de obtener un valor más exacto.

Tabla 6.6. Precio por equipo.

| Equipo | Año de cotización | Precio FOB (USD) | Precio FOB Año 2024 (USD) | Precio CIF (USD) | Precio con instalación 2024 (USD) |
|------------------|--------------------------|-------------------------|----------------------------------|-------------------------|--|
| Reactor | 2014 | 644.200 | 895.461 | 1.119.326 | 1.539.074 |
| Intercambiador 1 | 2014 | 40.000 | 55.601 | 69.501 | 95.565 |
| Intercambiador 2 | 2014 | 45.100 | 62.690 | 78.363 | 107.749 |
| Intercambiador 3 | 2014 | 65.700 | 91.325 | 114.156 | 156.965 |
| Intercambiador 4 | 2014 | 23.900 | 33.221 | 41.527 | 57.100 |
| Intercambiador 5 | 2014 | 9.300 | 12.927 | 16.159 | 22.218 |
| Intercambiador 6 | 2014 | 28.600 | 39.755 | 49.693 | 68.328 |
| Intercambiador 7 | 2014 | 7.700 | 10.703 | 13.379 | 18.396 |
| Intercambiador 8 | 2014 | 29.700 | 41.284 | 51.605 | 70.957 |
| Bomba B-01.1 | 2024 | 8.096 | 11.253 | 14.067 | 19.342 |
| Bomba B-01.2 | 2024 | 8.096 | 11.253 | 14.067 | 19.342 |
| Bomba B-02 | 2024 | 13.779 | 19.153 | 23.941 | 32.919 |
| Bomba B-03 | 2024 | 1.900 | 2.641 | 3.301 | 4.539 |
| Bomba B-04 | 2024 | 1.714 | 2.382 | 2.978 | 4.094 |
| Bomba B-05.1 | 2024 | 14516 | 20178 | 25223 | 34681 |

| | | | | | |
|---|------|-----------|-----------|-----------|------------|
| <i>Bomba B-05.2</i> | 2024 | 14516 | 20178 | 25223 | 34681 |
| <i>Bomba B-05.3</i> | 2024 | 14516 | 20178 | 25223 | 34681 |
| <i>Bomba B-05.4</i> | 2024 | 14516 | 20178 | 25223 | 34681 |
| <i>Separador Flash</i> | 2014 | 17.700 | 24.603 | 30.754 | 42.287 |
| <i>Destilador 1</i> | 2014 | 17.000 | 23.611 | 29.514 | 40.582 |
| <i>Destilador 2</i> | 2014 | 14.900 | 20.695 | 25.868 | 35.569 |
| <i>Torre de Enfriamiento</i> | 2014 | 952.300 | 1.323.731 | 1.654.664 | 2.369.163 |
| <i>Caldera</i> | 2014 | 1.795.500 | 2.495.810 | 3.119.763 | 4.289.674 |
| <i>Membrana de electrodiálisis</i> | 2024 | 20.508 | 20.508 | 26.885 | 36.967 |
| <i>Tanques de almacenamiento</i> | 2014 | 341.100 | 473.750 | 592.187 | 814.257 |
| <i>Eyector</i> | 2014 | 1.500 | 2.085 | 2.606 | 3.584 |
| <i>Sistema de desmineralización de agua</i> | 2024 | - | - | 1.038.856 | 1.428.427 |
| <i>Inversión en equipos</i> | | | | | 11.415.822 |

Es importante destacar que muchos de los precios obtenidos provienen de Matches.^[6.1] En los próximos pasos, será fundamental buscar precios de proveedores reales y confiables para asegurar mayor precisión en los cálculos. Algunos de los costos considerados deberán de analizarse en particular como son el de la caldera y la torre de enfriamiento, ya que repercuten de forma sustancial en la viabilidad del proyecto.

En el caso de los tanques de almacenamiento, se prevee tener una reserva de materia prima para 5 días de trabajo. Se consideran 2 tanques, uno para la glicerina cruda y otro para la solución de hidróxido de sodio.

Para definir el valor de las torres de destilación y el separador flash, se utilizan las normas ASME para recipientes a presión. En ellas se presenta la *Ecuación 6.2* para el cálculo del grosor de un equipo.

$$t = \frac{P.D}{2.f+P}$$

Ecuación 6.2. Grosor de un equipo.

donde:

- **t:** grosor
- **P:** presión interna
- **f:** máximo esfuerzo permisible del material
- **D:** diámetro del equipo

Para definir el valor de la membrana de electrodiálisis se decide aproximar el costo del equipo considerando un equipo de electrodesionización continua, debido a la escasa información que se posee a nivel industrial. Se obtuvo una cotización de la empresa Fluence, para la que se aportaron los parámetros operativos principales como el caudal a procesar y la cantidad de iones a intercambiar. Es un equipo importado desde Estados Unidos, con lo que en el precio ya se consideran todos los gastos de nacionalización, es un precio puesto en la puerta de la fábrica. Para asegurar un margen de seguridad, se aplicó un factor de corrección del 5%.

En posteriores oportunidades se deberá diseñar este equipo de electrodiálisis en conjunto con un fabricante para conocer el costo real para el análisis económico.

Una vez conocida la inversión en equipos, se procede a calcular la inversión fija. Se utiliza el método de estimación por factores, dividido en factores directos e indirectos, determinados a partir de las características de la planta a instalar (*Tabla 6.7*).

Tabla 6.7. Factores indirectos y directos de la inversión fija.

| | | | | |
|------------------|-----------------------------------|----------------------------------|--|--------------|
| Directa | <i>f1</i> | <i>Tuberías de proceso</i> | <i>Proceso de fluidos</i> | <i>0,45</i> |
| | <i>f2</i> | <i>Instrumentación</i> | <i>Control centralizado</i> | <i>0,125</i> |
| | <i>f3</i> | <i>Edificio de fabricación</i> | <i>Construcción semiabierta</i> | <i>0,4</i> |
| | <i>f4</i> | <i>Plantas de servicios</i> | <i>Escasa adición</i> | <i>0,025</i> |
| | <i>f5</i> | <i>Conexiones entre unidades</i> | <i>Entre unidades de proceso separadas</i> | <i>0,1</i> |
| | Suma <i>f_i</i> | | | |
| Indirecta | <i>f1</i> | <i>Ingeniería y construcción</i> | <i>Ingeniería compleja</i> | <i>0,425</i> |
| | <i>f2</i> | <i>Factores de tamaño</i> | <i>Grande</i> | <i>0,025</i> |
| | <i>f3</i> | <i>Contingencias</i> | <i>Variaciones imprevistas</i> | <i>0,25</i> |
| | Suma <i>f_{li}</i> | | | |

La inversión fija se determina según la Ecuación 6.3.

$$I_F = I_E \cdot (1 + \Sigma f_i) \cdot (1 + \Sigma f_{li})$$

Ecuación 6.3. Cálculo inversión fija.

donde:

- **IF:** inversión fija del sistema completo (sin terreno)
- **IE:** valor de los equipos principales con instalación
- **fi:** factores de multiplicación para estimación de componentes de inversión directa
- **fli:** factores de multiplicación para estimación de componentes de inversión indirecta

$$I_F = 43.151.807 \text{ USD}$$

Terreno

Para estimar la inversión total en una planta productiva, es fundamental conocer el valor del terreno. Este constituye el área física donde se instalará la planta, el cual debe ser

lo suficientemente amplio para acomodar todos los equipos, además de incluir vestuarios, oficinas administrativas, comedores, baños, áreas comunes de descanso y espacios abiertos.

Para calcular los espacios físicos que requiere la planta, se utiliza el método de *Guerchet*.^[6.3] Para ello, es necesario identificar el número total de maquinaria y equipos ("elementos estáticos"), y también el número total de operarios y equipo de acarreo ("elementos móviles").

El método de *Guerchet* consiste en lo siguiente: para cada elemento a distribuir, la superficie total necesaria se calcula como la suma de tres superficies totales:

- Superficie estática (S_s): Corresponde al área de terreno que ocupan los muebles, máquinas y equipos.
- Superficie de gravitación (S_g): Es la superficie que se utiliza alrededor de los puestos de trabajo por el obrero y por el material acopiado para las operaciones en curso. Se obtiene, para cada elemento, multiplicando la superficie estática (S_s) por el número de lados (N) a partir de los cuales el mueble o la máquina deben ser utilizados. $S_g = S_s \times N$.
- Superficie de evolución (S_e): Es la superficie que se reserva entre los puestos de trabajo para los desplazamientos del personal, del equipo, de los medios de transporte y para la salida del producto terminado. $S_e = k \times (S_s + S_g)$ donde k es el coeficiente de evolución, que representa una medida ponderada de la relación entre las alturas de los elementos móviles y elementos estáticos. Este factor k depende del tipo de industria. Para industrias oleoquímicas, el valor de K se encuentra entre 2 y 3. En este caso, se utilizará un valor de $K=2,5$.

Luego, la superficie total necesaria para cada elemento a distribuir es:

$$S_T = S_s + S_g + S_e$$

Tabla 6.8. Área equipos.

| Equipo | Cantidad | $S_s (m^2)$ | N | $S_g (m^2)$ | $S_e (m^2)$ | $S_T (m^2)$ |
|--------------------------------------|-----------------|-------------------------------|----------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| Bombas | 9 | 0,06 | 4 | 0,24 | 0,75 | 1,05 |
| Reactor | 1 | 4,91 | 2 | 9,82 | 36,83 | 51,56 |
| Separador Flash | 1 | 1,478 | 2 | 2,955 | 11,08 | 15,52 |
| Destilador 1 | 1 | 1,478 | 2 | 2,955 | 11,08 | 15,52 |
| Destilador 2 | 1 | 0,894 | 2 | 1,788 | 6,705 | 9,387 |
| Intercambiador 1 | 1 | 3,115 | 2 | 6,23 | 23,36 | 32,71 |
| Intercambiador 2 | 1 | 4,47 | 2 | 8,94 | 33,52 | 46,94 |
| Intercambiador 3 | 1 | 10,24 | 2 | 20,48 | 76,8 | 107,52 |
| Intercambiador 4 | 1 | 1,3 | 2 | 2,6 | 9,75 | 13,65 |
| Intercambiador 5 | 1 | 0,416 | 2 | 0,832 | 3,12 | 4,37 |
| Intercambiador 6 | 1 | 2,24 | 2 | 4,48 | 16,8 | 23,52 |
| Intercambiador 7 | 1 | 0,41 | 2 | 0,82 | 3,08 | 4,31 |
| Intercambiador 8 | 1 | 2,15 | 2 | 4,3 | 16,13 | 22,58 |
| Torre de Enfriamiento | 1 | 60,8 | 4 | 243,2 | 760 | 1064 |
| Caldera | 1 | 50 | 4 | 200 | 625 | 875 |
| Membrana de electrodiálisis | 1 | 0,433 | 2 | 0,866 | 3,2475 | 4,55 |
| Torre desmineralización de agua | 4 | 2,1 | 2 | 4,2 | 15,75 | 22,05 |
| Tanque de almacenamiento reactivos | 1 | 80,91 | 2 | 161,82 | 606,8 | 849,5 |
| Tanque de almacenamiento productos | 1 | 50,26 | 2 | 100,52 | 376,95 | 527,7 |
| Área total (m^2) | | | | | | 3766 |

Con los resultados expuestos en la *Tabla 6.8*, se obtiene una superficie de operación de 3766 m². Además, se debe tener en cuenta el área que ocupan las oficinas y el área de estacionamiento. Para las oficinas, se puede hacer una estimación donde es el 10% del área operativa, lo que sería un área de 380 m². Para el estacionamiento, se hace una estimación para una planta promedio de nuestra magnitud donde se ocuparía un espacio de 800 m². A partir de la suma de estas áreas se obtiene una superficie total de 4946 m².

Para abordar las consideraciones mencionadas en el primer párrafo de esta sección y evitar subestimar el tamaño del terreno, se opta por multiplicar su superficie por un factor de 1,5. Así, la superficie total del terreno resulta de **7419 m²**.

La ubicación de la planta es en el parque industrial Puerto General San Martín, del que se tiene poca información sobre el costo del terreno. Por esta razón, se decide utilizar el valor promedio de la zona industrial de San Lorenzo, próxima a la zona de la planta. El costo del metro cuadrado es de 80 USD/m².^[6.4]

Terreno = 593.520 USD

I_{FT} = I_F + Terreno = 43.745.327 USD

Inversión en capital de trabajo

Comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. El monto de este capital varía dentro de límites muy amplios, dependiendo de la modalidad del mercado al cual va dirigida la producción, de las características del proceso y las condiciones establecidas por la procedencia y disponibilidades de las materias primas.

La Inversión en Capital de Trabajo puede calcularse como:

$$I_w = \text{meses crédito a clientes} \cdot \text{costo producción (sin depreciación)}$$

Si no se cuenta con el dato de la cantidad de meses que se otorgan créditos a clientes, dicha inversión puede estimarse como el 10% de la Inversión Fija Total.

$$I_w = 4.374.533 \text{ USD}$$

Ingresos por ventas

A partir del análisis económico realizado en el Capítulo 1, según el estudio de mercado, el precio de venta de ácido láctico a granel se estima en 1200 USD por tonelada. A este valor se le adiciona un 20% debido al costo del fraccionamiento para su comercialización, obteniendo un precio de venta final de **1440 USD por tonelada**. Para los ingresos por ventas, se estima que la producción alcanzará el 80% de su capacidad instalada durante el primer año, 90% el segundo y 100% a partir del tercer año. Esta proyección adopta un enfoque conservador, considerando la alta probabilidad de enfrentar inconvenientes en el primer año de operación de una planta completamente nueva. De este modo, se deja un margen para posibles eventualidades.

Tabla 6.9. Ingresos por ventas.

| <i>Compuesto</i> | <i>Precio de venta (USD/ton)</i> | <i>Producción nominal (kg/h)</i> | <i>Ingreso anual (USD/año)</i> |
|------------------|----------------------------------|----------------------------------|--------------------------------|
| Ácido Láctico | 1440 USD/ton | 3417.82 | 42.523.142 |
| <i>Total</i> | | | 42.523.142 |

Ingresos por ventas primer año = 34.018.513 USD/año

Operational Expenditure (OpEx)

Los costos de operación, costos de producción más conocidos por su abreviatura OpEx son los gastos necesarios para que la producción de la planta sea constante. A su vez, esto incluye los costos variables, es decir, los proporcionales al nivel de producción y los costos fijos, independientes del rendimiento de la planta.

Costos variables

Los **costos variables** son aquellos que cambian de manera proporcional al nivel de producción o actividad de una empresa. Esto significa que aumentan cuando la producción crece y disminuyen cuando la producción se reduce.

Este cálculo depende de la cantidad producida por unidad de tiempo. Se determina tomando en cuenta la capacidad de diseño prevista, es decir, el 100% de la capacidad, y ajustándose según el porcentaje de operación de la planta en cada año de trabajo.

Los costos incluyen materias primas, empaques, mano de obra directa, supervisión, servicios, suministros, mantenimiento y laboratorio. A continuación, se detallan estos componentes. Es importante destacar que, debido a las características de la planta y los productos fabricados, no se contemplan costos relacionados con regalías o patentes.

Materia prima

El costo de materia prima está integrado por los gastos en las materias primas principales y subsidiarias que intervienen directa o indirectamente en el proceso de producción de ácido láctico.

Se incluye en este costo a la glicerina obtenida como subproducto en la producción de biodiesel y al catalizador utilizado en el reactor slurry. Para estimar el costo del catalizador, se adiciona un factor del 20% correspondiente al costo de sintetizar el mismo, valor estándar en procesos de laboratorio e industriales.

Si bien se cuenta con hidróxido de sodio al 48% como materia prima, al recuperarse por completo gracias a la membrana de electrodiálisis, se tendrá un circuito cerrado de este catalizador de la reacción. A la hora de la puesta en marcha se deberá invertir en una cantidad necesaria para la reacción, pero no resultará significativa frente a los demás costos de materia prima con los que se cuentan. Por estas razones resulta en un costo prescindible.

$$C_{MP} = \text{Cantidad materias primas} \cdot \$ \text{materia primas (puestas en fábrica)}$$

Tabla 6.10. Precios y cantidades de materias primas.

| Producto | | Precio | Cantidad |
|-----------------|---------------------------------|------------------|-----------------|
| Glicerina | | 350 USD/ton | 60.000 ton/año |
| Catalizador | Cobre ^[6.5] | 36.300 USD/kg | 170,39 kg |
| | Hidroxiapatita ^[6.6] | 294,03 USD/kg | 3075,61 kg |
| | Total (+síntesis) | 8.507.374,33 USD | |

Materia prima = 29.506.519,9 USD/año

Envases

El costo de envases considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. Se producirían aproximadamente 23.116.086 L/año de ácido láctico en la planta, el cual se envasa en contenedores IBC de 1000 L. Entonces, se requerirían alrededor de 23.116 contenedores y cada uno tiene un costo de 80 USD/contenedor.^[6.7]

Por lo tanto, el costo total de los envases es de:

Envases = 1.849.287 USD/año

Mano de obra directa

Este costo variable comprende los salarios de los trabajadores y/o empleados cuyo desempeño está directamente vinculado a la producción del producto. Las dos variables que lo determinan son el costo por hora-hombre y la cantidad de horas-hombre requeridas durante el período en que se realiza el cálculo (en este caso, un año). Al costo base por hora-hombre se deben añadir las cargas sociales que, por lo general, son responsabilidad del empleador, tales como vacaciones, aguinaldo, ausentismo, licencias por enfermedad, accidentes laborales, obra social, entre otros.

Existe un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción desarrollado por Henry Wessel. En la *Figura 6.2* se representa

la capacidad de la planta en ton/día en función de los requerimientos de mano de obra por día y por etapa de proceso.

La capacidad instantánea de la planta es de 29.529,96 toneladas/año, lo que equivale a 80,9 ton/día. Consideramos para entrar al gráfico que se intersecta con la recta C, ya que se trabaja de forma continua y es un proceso muy automatizado.

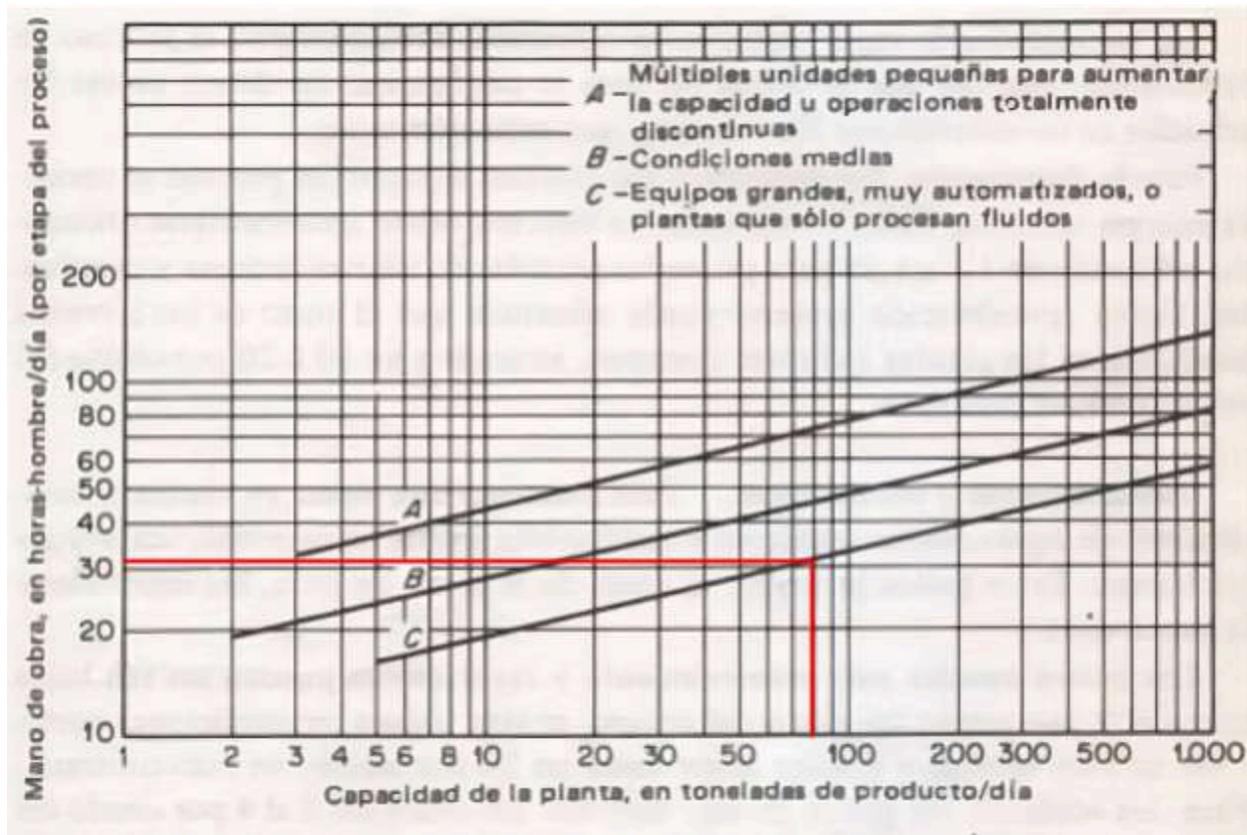


Figura 6.2. Requerimientos de mano de obra en industrias de procesos químicos.

Se obtiene del gráfico que la cantidad de hora-hombre/día es de 32 por etapa. En nuestro proceso se consideran 4 etapas: pretratamiento, reactor, separación y sistema energético. Por lo tanto, la mano de obra total necesaria es de **128 horas-hombre/día**.

Considerando que se trata de un proceso continuo, la planta trabaja las 24 horas del día. Dicha jornada estará dividida en 3 turnos rotativos, con un turno extra para los francos correspondientes. Esto da un total de **171 horas-hombre/día** con **7 operarios por turno**.

Según el Sindicato del Personal Químico y Petroquímico (SPIQyP) el costo de la hora hombre es de \$8500 dependiendo de la antigüedad, al que se le añade un 30% como factor de cargas sociales.^[6,8] A su vez, se consideran los aguinaldos, que se cobran 2 veces al año y corresponden al 50% del sueldo. Es decir, que se debe estimar el monto correspondiente a 13 sueldos por año. Dado que los costos se evalúan en dólares se debe pasar el valor considerando una cotización de 1223,90 \$ARS/USD. Resulta:

Mano de obra directa = 602.111,7 USD/año

Supervisión

Comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La magnitud de la supervisión del proceso que se implementa en una planta está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. Deben incluirse las cargas sociales sobre el sueldo básico.

Para la estimación de este rubro se toma un intervalo de entre 10-25% del costo de la mano de obra (que incluyan cargas sociales). En este caso se fija un porcentaje correspondiente al valor intermedio del rango mencionado, es decir, 17,5%.

Supervisión = 130.730,25 USD/año

Servicios

Este componente considera los servicios que se requieren para realizar la producción del bien. En general se incluyen el agua, la energía eléctrica y el gas natural requeridos para operar la planta.

Energía eléctrica

Se deben distinguir dos tipos de uso de la energía eléctrica. Por un lado, debe considerarse la energía eléctrica utilizada para el proceso (por ejemplo, para el funcionamiento de los equipos) y para la iluminación de la planta (iluminación de los

sectores de producción). Para estimar el costo total, es necesario conocer la potencia total consumida, así como el tipo de demanda y nivel de tensión (baja, media o alta). En el Capítulo 5 se calculó la potencia total de los equipos, de 3033,36 kW, a la cual se le añadirá un 5% adicional para cubrir el consumo de iluminación. Por lo que el consumo total de energía en la planta es de 3185,03 kW.

El valor del kWh depende de la hora del día en que se consume la energía. Dado que la planta funciona las 24 horas del día, se distinguen tres períodos de consumo: pico (de 18 a 23 horas), valle (de 23 a 6 horas) y resto (de 6 a 18 horas).

Según el cuadro tarifario de la compañía EPE se estima el costo de consumo energético. La planta a operar se encuentra en la categoría de grandes demandas con potencias convenidas mayores o iguales a 300 kW (Tabla 6.11).

Tabla 6.11. Cuadro tarifario energía eléctrica - EPE.^[6,9]

| P-B2 Grandes demandas | |
|--|-----------|
| Cargo fijo (\$/mes) | 30.928,54 |
| Cargo por potencia adquirida (\$/kW-mes) | 3.464,69 |
| Cargo por potencia en pico (\$/kW-mes) | 3.037,3 |
| Cargo variable por energía en hora pico (\$/kWh) | 81,032 |
| Cargo variable por energía en hora restante (\$/kWh) | 78,33 |
| Cargo variable por energía en hora de valle (\$/kWh) | 76,782 |

Entonces, para tener en cuenta los distintos cargos se emplea la siguiente relación:

$$\text{Costo variable} = \frac{\text{hr pico} \cdot \$\text{hr pico} + \text{hr valle} \cdot \$\text{hr valle} + \text{hr resto} \cdot \$\text{hr resto}}{24\text{hr}}$$

$$\text{Costo variable} = \frac{5\text{hr} \times 81,032\$/\text{kWh} + 7\text{hr} \times 76,782\$/\text{kWh} + 12\text{hr} \times 78,33}{24\text{hr}} = 78,441\$/\text{kWh}$$

$$\text{Costo variable} = 78,441 \frac{\$}{\text{kWh}} \times 730 \frac{\text{hr}}{\text{mes}} = 57.262,25 \$/\text{kW mes}$$

Finalmente:

$$\text{Costo energía eléctrica (CEE)} = \text{Costo variable} + \text{Costo fijo}$$

$$CEE = (3185,03 \text{ kW} \times (57.262,25 + 3.464,69 + 3.037,3) \frac{\$}{\text{kW mes}} + 30.928,54 \frac{\$}{\text{mes}}) \cdot 12 \frac{\text{mes}}{\text{año}} \cdot \frac{\text{USD}}{1223,9 \$}$$

$$\text{Costo energía eléctrica} = \mathbf{1.991.554 \text{ USD/año}}$$

Agua

Existen varios tipos de agua a ser utilizados en la fábrica; el agua de proceso, el agua para utilizar en las calderas para la producción de vapor y el agua para uso general y humano (sanitarios, por ejemplo).

En general, las fuentes de provisión de agua en una fábrica son agua de pozo, agua de espejo de agua (río, lago) o agua comprada al proveedor local.

Para estimar el costo de agua se requiere conocer el consumo en una unidad de tiempo y el precio del metro cúbico de agua. En caso de agua de pozo o de espejo de agua, deben considerarse los costos energéticos para la extracción y transporte del agua por cañerías desde la fuente hasta el lugar donde se utiliza.

Si el agua se compra a un proveedor local, el precio depende del nivel real de consumo y será evaluado en función del cuadro tarifario en vigencia.

En nuestro caso la mayor cantidad de agua se utiliza para la alimentación del reactor (18 m³/h), abastecer la torre de enfriamiento (625 m³/h) y la caldera (30 m³/h), corrientes que circulan en un circuito cerrado. Por esto, solo se considera un 5% de pérdidas por fugas (agua de reposición). El único equipo que se debe abastecer de manera continua es el sistema de desmineralización de agua, corriente necesaria para la membrana de electrodiálisis. Las pérdidas por fugas serán entonces de 33,65 m³/h, equivalentes a 24.228 m³/mes. Sumado a los 3,6 m³/h requeridos para el sistema de desmineralización, se tienen 26820 m³/mes. A este consumo se le debe adicionar un 2% más para los demás consumos en la planta, dando un total de **27.356,4 m³/mes**.

El parque industrial de Puerto General San Martín es abastecido por la compañía Aguas Santafesinas. El precio reportado en el régimen tarifario de este proveedor para clientes no residenciales (Comercios, Instituciones e Industrias) se ven en la *Tabla 6.12*.

Tabla 6.12. Cuadro tarifario agua - Agua Santafesinas.^[6.10]

| | |
|--|----------|
| Precio del Cargo Fijo (\$) | 3506,35 |
| Precio del m ³ de los primeros 20 m ³ consumidos (\$/m ³) | 178,4029 |
| Precio del m ³ de los consumos posteriores a 20 m ³ (\$/m ³) | 297,3382 |

De esta forma se calcula el costo del agua como:

$$\text{Costo de Agua} = \left(3506,35 \text{ \$/bimestre} + \frac{178,4029 \frac{\$}{\text{m}^3} \cdot 20 \text{ m}^3 + 297,3382 \frac{\$}{\text{m}^3} \cdot 54692,8 \text{ m}^3}{\text{bimestre}} \right) \cdot 6 \frac{\text{bimestre}}{\text{año}} \cdot \frac{1}{1223,9} \frac{\text{USD}}{\$}$$

$$\text{Costo agua} = 79.758 \text{ USD/año}$$

Gas natural

Para el cálculo de este insumo solo se tiene en cuenta el gasto de gas que tiene la caldera, el cual se estima con los m³ de gas consumido y el costo de este.

Conociendo el vapor de agua que debemos generar y el ΔH_{vap} en las condiciones de operación (34 bar y 241°C) se tendrá el poder calorífico que debe suministrar la combustión del gas alimentado a la caldera. Junto a el calor que genera esta reacción, se determina el consumo de gas natural.

Se deben evaporar 30.000 kg/h de agua, con un ΔH_{vap} de 0,571 kJ/kg. La combustión del gas natural genera 14,69 kWh/kg.^[6.11] Según el proveedor de la caldera acuotubular, Babcock Wanson, la eficiencia energética del equipo es superior al 95%. Entonces, suponiendo un valor de 95%, se requiere 1227,47 kg/h de gas natural, lo que equivale a **1665,50 m³/h**.

La empresa que provee al parque industrial de Puerto General San Martín es Litoral Gas, según la Resolución ENARGAS N° 494 del 30/08/2024, con vigencia a partir del 02/09/2024. Para la planta se considera un usuario tipo FD, "Servicio para un 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 distribución y/o transporte de gas que incluya una cantidad mínima diaria contractual de 10.000 m³ y un plazo contractual no menor a doce meses”.^[6.12]

El cuadro tarifario se presenta en la *Tabla 6.13*, sin impuestos incluidos.

Tabla 6.13. Cuadro tarifario gas - Litoral Gas.^[6.13]

| | |
|--|------------|
| Cargo Fijo (\$/mes) | 871.094,18 |
| Cargo por m ³ de consumo | 3,64 |
| Cargo por reserva (\$.día/mes.m ³) | 221,16 |

El costo anual de gas natural se estima de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \text{Costo gas} = & (871.094,18 \frac{\$}{\text{mes}} + 3,64 \frac{\$}{\text{m}^3} \cdot 1665,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \cdot 30 \frac{\text{día}}{\text{mes}} + \\ & + 221,16 \frac{\$. \text{día}}{\text{mes} \cdot \text{m}^3} \cdot 1665,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}}) \cdot 12 \frac{\text{mes}}{\text{año}} \cdot \frac{1}{1223,9} \frac{\text{USD}}{\$} \end{aligned}$$

$$\text{Costo gas} = 138.014 \text{ USD/año}$$

Los costos de servicios estimados se encuentran a la capacidad instalada de la planta, por lo que el costo real equivaldrá al 80% de la sumatoria.

$$\text{Costo servicios} = 1.767.460,7 \text{ USD/año}$$

Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento.

En caso de no contar con información detallada de las horas hombre y el gasto en repuestos para el mantenimiento, este rubro del costo puede estimarse anualmente como un 2% de la Inversión Fija. Para realizar esta estimación pueden tomarse en cuenta los valores de la *Tabla 6.14*.

Tabla 6.14. Costo de mantenimiento como porcentaje de la inversión fija.

| Tipo de operación | Mano de obra | Materiales | Total |
|---|---------------------|-------------------|--------------|
| <i>Proceso simple</i> | 1 - 3 | 1 - 3 | 2 - 6 |
| <i>Proceso intermedio con condiciones normales</i> | 2 - 4 | 3 - 5 | 5 - 9 |
| <i>Procesos complejos, con corrosión considerable, alta instrumentación</i> | 3 - 5 | 4 - 6 | 7 - 11 |

Cabe destacar que realizando este método se obtiene el costo de mantenimiento anual al 100% de operación, lo que no corresponde a la clasificación de costo variable. Por lo tanto, debe ajustarse el valor estimado considerando el nivel de producción en el punto de operación.

Mantenimiento = 791.424,9 USD/año

Suministro

Son los gastos en materiales usados en la operación de la planta industrial, exceptuando aquellos incluidos en materias primas, mantenimiento o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen en este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos químicos, material para limpieza.

Este rubro se puede estimar como el 0,5 a 1% de la inversión fija de la planta, obteniéndose así el costo anual de suministros al 100% de operación. Para este caso se toma el valor intermedio del rango (0,75%).

Cabe destacar que realizando este método se obtiene el costo de suministro anual al 100% de operación, lo que no corresponde a la clasificación de costo variable. Por lo tanto,

debe ajustarse el valor estimado considerando el nivel de producción en el punto de operación.

Suministros = 296.784,3 USD/año

Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Algunas plantas tienen un laboratorio de análisis, ensayos y trabajos de mejora del proceso. En ese caso, son los gastos de funcionamiento en materiales y personal del laboratorio.

En ausencia de datos para el cálculo, el costo de laboratorio se puede estimar como el 2 al 20% del costo de la mano de obra directa. En este caso se toma un porcentaje del 5% del costo de la mano de obra, ya que se considera que no habrá una alta inversión en este sector.

Laboratorio = 37.351,5 USD/año

Tabla 6.15. Resumen costos variables.

| Costos variables | |
|---|-----------------------|
| Tipo de costo | Precio USD/año |
| <i>Materia prima</i> | 29.506.519,9 |
| <i>Envases</i> | 1.849.287 |
| <i>Mano de obra directa</i> | 602.111,7 |
| <i>Supervisión</i> | 130.730,25 |
| <i>Mantenimiento</i> | 791.424,9 |
| <i>Suministros</i> | 296.784,3 |
| <i>Laboratorio</i> | 37.351,5 |
| <i>Costo servicios</i> | 1.767.460,7 |
| Total Costos Variables = 35.322.425,35 USD/año | |

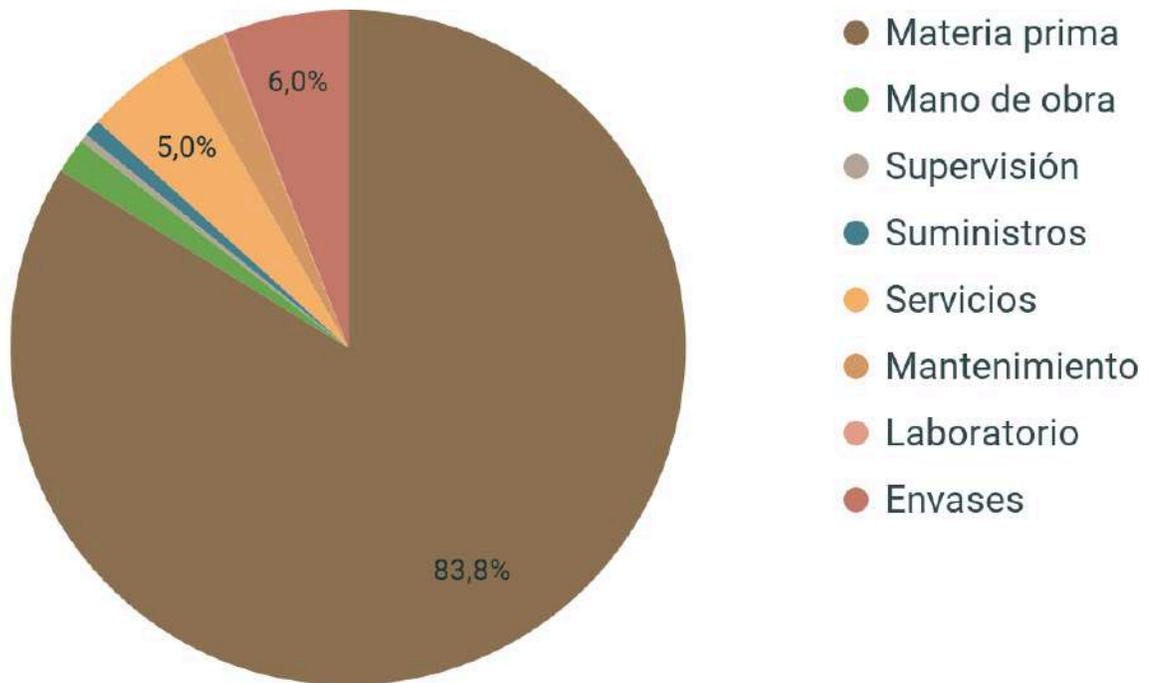


Figura 6.3. Costos variables.

La *Figura 6.3* muestra que el principal componente de los costos variables es la materia prima, representando aproximadamente el 84% del total. Esto subraya la importancia de optimizar el uso de este recurso para mejorar la rentabilidad de la planta.

Costos fijos

Estos costos, para un determinado período de tiempo, no dependen del volumen de producción sino que permanecen constantes a los diferentes niveles de producción.

Depreciación

La depreciación es la disminución del valor de un activo a lo largo del tiempo, generalmente debido al desgaste, uso o la obsolescencia. Se utiliza para asignar el costo de un activo fijo, como maquinaria o edificios, a lo largo de su vida útil. Esto ayuda a reflejar de manera más precisa el valor real de los activos en los estados financieros de una empresa.

En contabilidad financiera, la depreciación es un costo indirecto. Los principales objetivos para cargar un costo de depreciación pueden resumirse en:

-
- Recuperación del capital invertido en bienes de producción
 - Para determinar con seguridad costos indirectos de producción para registro de costos
 - Para incluir el costo de depreciación en gastos de operación con propósito de impuestos.

Las causas de declinación de valor son:

- *Depreciación física*
- *Depreciación funcional*
- *Depreciación tecnológica*
- *Depreciación monetaria*
- *Agotamiento*

Se tienen tres métodos de depreciación: línea recta, suma de dígitos anuales y fondo de amortización. Cada método posee características únicas que lo hacen atractivo de acuerdo a las diferentes filosofías de administración. Sin embargo, con fines impositivos se puede usar el método permitido por la ley, que en Argentina es el método de la línea recta. En este caso la pérdida del valor del bien es lineal y la cuota de depreciación es constante.

Luego, el costo de depreciación anual se calcula como:

$$D = (I_f - L) \cdot 1/n$$

donde:

- **I_f**: inversión fija
- **L**: valor residual al final de la vida útil
- **n**: vida útil (años)

Teniendo en cuenta que la duración del proyecto se estima de 20 años, para el método de línea recta, $1/n = 1/20$. Se estima que el valor residual representa un 10% de la inversión fija para plantas químicas ($L = 0,1 \times I_f$), por lo tanto:

$$\text{Depreciación} = 1.968.539,7 \text{ USD/año}$$

Impuestos

Se hace una estimación preliminar donde se puede tener en cuenta un porcentaje de la inversión fija entre 1-2%. Al no tener un dato exacto se decide utilizar un valor medio por lo que se toma 1,5% de la IF.

Impuestos = 656.179,9 USD/año

Seguros

Incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales, totales), jornales caídos, entre otros. El monto anual de este rubro se puede estimar entre el 0,5 al 1% de la Inversión fija. En este caso se opta por el valor medio del rango.

Seguros = 328.089,9 USD/año

Financiación

Se considera que el proyecto se financia únicamente con capital propio, por lo que no posee costos de financiación.

Ventas y distribución

Está compuesto por los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. Se estima como un porcentaje entre 1-5% de los ingresos anuales por ventas (al 100% de la capacidad). Nuevamente se selecciona el valor intermedio del rango (3%).

Ventas y distribución = 1.275.694 USD/año

Administración y dirección

Este componente incluye los costos de todos los servicios adyacentes a la planta de producción pero que no están en relación directa con ella. Se incluyen los salarios y gastos generales de la administración; la gerencia, contaduría y auditoría; el asesoramiento legal; servicio médico y servicio de seguridad para el edificio y mercaderías almacenadas.

Este costo se puede estimar como el 20-40% del costo anual de mano de obra directa (que incluye las cargas sociales), se elige un valor medio del 30%.

Administración y dirección = 180.633 USD/año

Investigación y desarrollo

Los gastos de Investigación y Desarrollo incluyen los salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios. Se estima como un porcentaje entre 0-5% de los ingresos anuales por ventas (al 100% de la capacidad). Se considera el 2,5% para el cálculo.

Investigación y desarrollo = 1.048.515,8 USD/año

Tabla 6.16. Resumen costos fijos.

| Costos fijos | |
|---|-------------------|
| Tipo de costo | Precio USD |
| Depreciación | 1.968.539,7 |
| Impuestos | 656.179,9 |
| Seguros | 328.089,9 |
| Ventas y distribución | 1.275.694 |
| Administración y dirección | 180.633 |
| Investigación y desarrollo | 1.048.515,8 |
| Total Costos Fijos = 5.457.652,3 USD | |

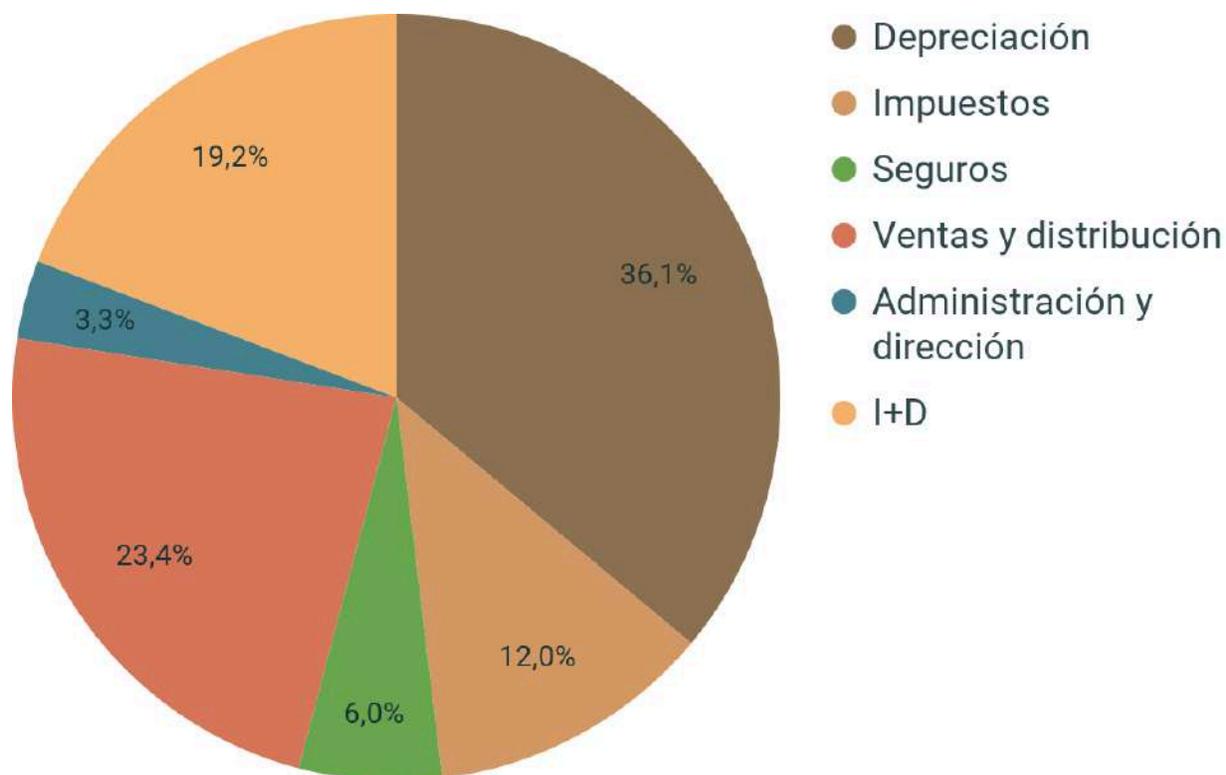


Figura 6.4. Costos fijos.

Los costos fijos se encuentran afectados principalmente por dos factores: la depreciación y las ventas y distribución.

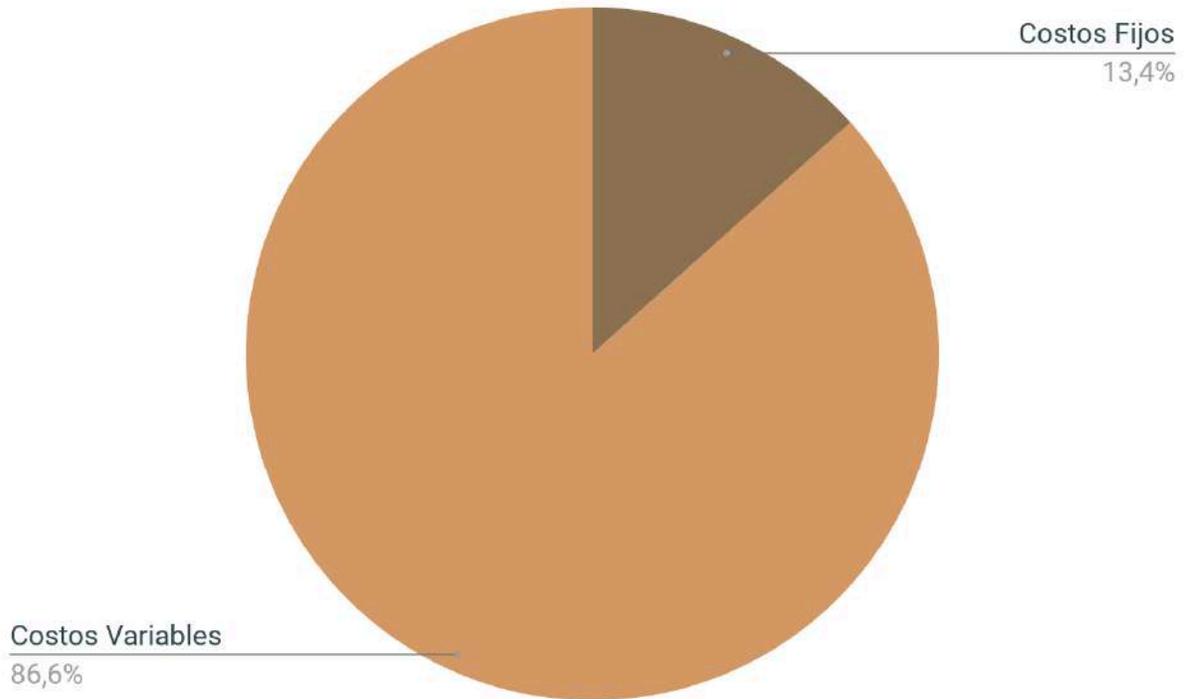


Figura 6.5. Costos totales.

En la *Figura 6.5* se evidencia que los costos variables representan la mayor proporción de los costos totales.

Evaluación de rentabilidad

Flujos de caja

Se determina el flujo de caja relacionando el beneficio bruto de la empresa con lo que se pierde con la depreciación a partir de la siguiente expresión:

$$FC = BB - t * (BB - D)$$

donde:

- **FC:** flujo de caja
- **BB:** beneficio bruto (ingreso por venta menos los costos de producción)
- **D:** depreciación por línea recta

- **t:** tasa impositiva (en Argentina es del 35%)

Cuadro de usos y fuentes

Para determinar los flujos de caja de la empresa se tiene en cuenta que en los primeros 4 años no se trabajara al 100% de la capacidad nominal, sino que en el primer año se comienza a trabajar al 80% y se incrementa un 10% en cada año.

Tabla 6.17. Flujo de caja.

| Año | 0 | 1 | 2 | 3 |
|--------------------------------|--------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| % Operación | | 80 | 90 | 100 |
| Ingresos | | | | |
| Ventas ^(*) (\$/año) | | 34.018.513,6 | 38.270.827,8 | 42.523.142 |
| Egresos | | | | |
| Costos de producción (\$/año) | | 33.715.592,58 | 37.247.835,12 | 40.780.077,65 |
| | | | | |
| BNAI (\$/año) | | 302.921,02 | 1.022.992,69 | 1.743.064,35 |
| Impuestos (\$/año) | | 106.022,36 | 358.047,44 | 610.072,52 |
| BN (\$/año) | | 196.898,66 | 664.945,25 | 1.132.991,83 |
| Depreciación (\$/año) | | 1.968.539 | 1.968.539 | 1.968.539 |
| Egresos iniciales | | | | |
| Inversión fija | 43.151.807 | | | |
| Terreno | 593.520 | | | |
| Capital de trabajo | 4.374.533 | | | |
| Flujo de Caja (\$/año) | -48.119.860 | 2.165.438,36 | 2.633.484,95 | 3.101.531,53 |

(*) Ingreso por ventas = precio (USD/ton) x cantidad (ton/año)

Año 1: IV= 1440 USD/ton x 23.300,35 ton/año

Año 2: IV= 1440 USD/ton x 26.212,9 ton/año

Año 3: IV= 1440 USD/ton x 29.125,44 ton/año

Cabe destacar, que en el último año de vida útil se recupera el valor residual de los equipos, terreno e inversión en capital de trabajo.

Análisis de rentabilidad

Para el análisis de la rentabilidad se evalúa el rendimiento activo de la empresa sin tener en cuenta la financiación de la misma, esto permite la comparación de viabilidad entre distintas empresas, o proyectos, sin que la estructura financiera afecte el resultado. La rentabilidad esperada será favorable si es superior a la tasa mínima de rentabilidad aceptable (TRMA) definida por la empresa, la cual puede ser la tasa de oportunidad del mercado, siendo este el mayor rendimiento que se puede obtener si se invirtiera el dinero en otro proyecto de riesgo similar disponible en ese momento. Para la evaluación de este proyecto, se define una TRMA del 25%.

Los criterios de evaluación de la rentabilidad pueden clasificarse según tengan en consideración, o no, el valor temporal del dinero. Este valor temporal se refiere a que una unidad monetaria en el futuro tiene menos valor que una unidad en la actualidad, esto es debido a que si el dinero estuviese disponible en el presente, podría ser invertido para generar un rendimiento a lo largo del tiempo. De esta manera los métodos utilizados se dividen en estáticos (no tienen en cuenta el valor temporal del dinero) y dinámicos.

Tiempo de repago

Como método estático se utiliza el tiempo de repago. Este se define como el periodo de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable. El cálculo se representa en la *Ecuación 6.4*:

$$nR = \frac{IF-L}{FCp}$$

Ecuación 6.4. Tiempo de repago.

donde:

- **L**: inversión fija depreciable
- **IF**: inversión fija
- **FCp**: flujo de caja promedio
- **nR**: tiempo de repago

Para que se considere rentable un proyecto, el tiempo de repago debe ser igual o menor a la mitad de la cantidad de años de vida útil del proyecto.

Tasa interna de retorno

Como método dinámico se utiliza la tasa interna de retorno (TIR). Esta se define como la máxima tasa de interés que podría pagarse por el dinero necesario para financiar la inversión de la planta. Por lo tanto, en este método se especifica que la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total sea igual a cero. El cálculo se refleja en la *Ecuación 6.5*.

$$\sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+r)^j} - I_T = 0$$

Ecuación 6.5. Tasa interna de retorno.

donde:

- **IT**: Inversión total
- **r**: TIR
- **j**: año que se evalúa
- **n**: cantidad total de años

Para que el proyecto sea rentable, la TIR debe ser mayor a la TRMA. En la *Tabla 6.18* se resumen los resultados del análisis de rentabilidad.

Tabla 6.18. Resultados análisis de rentabilidad.

| | nR | TIR |
|--------------------------|-----------|------------------|
| <i>Resultado</i> | 12,8 | 3,35% |
| <i>Valores esperados</i> | ≤ 10 años | TIR ≥ TRMA (25%) |

Se concluye que el proyecto **no es rentable**.

Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad es una herramienta que permite evaluar el impacto de un cambio en alguna variable de interés del proyecto (aumento del precio de la materia prima, mano de obra, etc.), en la rentabilidad.

En este caso se evalúa la mínima variación que debería tener el precio de venta y los costos, para que el proyecto sea rentable. Se hace especial enfoque en la materia prima ya que representa el 72% de los costos totales cuando se trabaja al 100% de la capacidad de la planta.

Tabla 6.19. Resultados análisis de sensibilidad.

| Variable | Variación | nR | TIR |
|------------------------|------------------|-----------|------------|
| <i>Precio de venta</i> | +37,6% | 2,92 | 26% |
| <i>Materia prima</i> | -54,2% | 2,92 | 26% |

En ambas variaciones, se obtiene un tiempo de repago y una tasa interna de retorno aceptables. Sin embargo, se observa que sería necesario un menor ajuste en el precio de venta para alcanzar el objetivo de rentabilidad.

A pesar de esto, las condiciones requeridas resultan poco probables. En la primera variación, el precio de mercado del ácido láctico debería incrementarse hasta 1981

USD/ton, mientras que en la segunda, el costo de la glicerina cruda tendría que reducirse a 160 USD/ton. Aunque el análisis identifica posibles escenarios en los que el proyecto podría ser económicamente viable, se concluye que estos no son suficientes para garantizar su rentabilidad.

Cronograma del proyecto

Un esquema de cronograma del proyecto es esencial para establecer y gestionar el tiempo necesario para cada tarea y el proyecto en su conjunto. Permite organizar el equipo de trabajo y una gestión planificada de los recursos.

Dentro de las tareas se incluyen estudios de viabilidad técnica y económica, ingeniería conceptual y básica, ingeniería de detalle, selección y licitación de contratistas, construcción de infraestructura básica, instalación de servicios auxiliares, instalación de equipos principales, pruebas de funcionamiento y puesta en marcha, implementación de sistemas de control y automatización, evaluación ambiental.

Los niveles a seguir en un estudio de evaluación de proyectos de inversión son:

1. Iniciativa primaria
- 2. Estudio de prefactibilidad**
3. Estudio de factibilidad
4. Estudio de preinversión
5. Proyecto definitivo

El presente proyecto está enfocado en el estudio de la prefactibilidad. En este estudio se profundiza la investigación en fuentes secundarias y primarias; y se permite aceptar o desestimar una iniciativa por medio de información mínima obtenida:

- Demanda y oferta actual
- Magnitud de la inversión
- Precio de venta
- Costo y rentabilidad probable

Etapas de ejecución

- Ingeniería básica (3 meses): es la primera fase del diseño, donde se establecen las bases para el desarrollo del proyecto.
- Contratación de la ingeniería de procesos y de detalle: Se selecciona y contrata a empresas o profesionales especializados en ingeniería que se encargan de diseñar y planificar tanto los procesos como los detalles técnicos necesarios para la construcción de la planta.
- Seleccionar y describir los procesos productivos: Se identifican y definen los procesos que se utilizarán para la producción, detallando cada etapa, las materias primas involucradas y los productos finales esperados.
- Realizar el diagrama de flujo de las operaciones: Se elabora un diagrama que representa gráficamente el flujo de operaciones en la planta, facilitando la visualización de las interacciones entre las diferentes etapas del proceso productivo.
- Balances de masa y energía: Se realizan cálculos para asegurar que la cantidad de materia y energía que entra y sale de la planta, es decir, se verifica que el principio de conservación se vea representado en el cálculo. Esto incluye la identificación de insumos, productos, subproductos y residuos, así como el consumo energético asociado.

- Ingeniería de Detalle (6 meses)
- Documentación para la instalación de la planta: Especificaciones detalladas de los componentes: tamaño, material, espesores, puntos de conexión. Elaboración de planos para la compra de equipos y la construcción de las instalaciones.
- Determinación y cuantificación de: insumos, productos y subproductos de la producción. Consumos de energía necesarios para la operación.
- Selección de tecnología y equipos: Identificación y elección de las tecnologías y equipos adecuados para el proceso productivo.
- Diseño de instalaciones productivas: Definición del diseño y diseño de las áreas de producción y almacenamiento.
- Requisitos de personal: determinación del personal necesario para la operación y el

mantenimiento de la planta.

- Definición de las instalaciones requeridas, incluyendo edificios, servicios y redes de infraestructura.

- Planificación de la puesta en marcha de la planta (Ingeniería de Producción): Planificación de los procedimientos para el arranque y el condicionamiento de los equipos y sistemas de la planta.

- Movimiento de suelos y obras civiles (6 meses)

- Preparación del terreno: desmonte y limpieza del área, nivelación y compactación del suelo.

- Creación de bases y cimientos: construcción de las fundaciones para soportar las estructuras principales.

- Obras civiles: edificaciones para instalaciones operativas y administrativas, áreas de almacenamiento y logística, caminos internos para el tránsito de maquinaria y personal.

- Infraestructuras complementarias: sistemas de drenaje para manejo de efluentes, instalaciones eléctricas y sanitarias.

- Suministro de equipos (6 meses): abarca todo el proceso de adquisición de la maquinaria y tecnología necesarias para el funcionamiento de la planta. Esta etapa es clave para garantizar que los equipos lleguen en tiempo y forma, y cumplan con los requisitos del proyecto.

- Proceso de compra: Negociación con proveedores, elaboración de contratos, y gestión de órdenes de compra.

- Recepción de los equipos: Verificación del estado y cumplimiento de las especificaciones al momento de la entrega.

- Montaje de equipos principales (4 meses): Este proceso asegura que los equipos principales estén instalados de manera eficiente y alineados con el diseño de la planta.

▪ Instalación de sistemas auxiliares: Comprende la colocación de tuberías, cables eléctricos, sistemas de ventilación y otros componentes necesarios para el funcionamiento de los equipos principales.

▪ Montaje de equipos principales: Posicionamiento de grandes máquinas, equipos o sistemas mediante grúas y otros dispositivos de elevación. Fijación y anclaje de los equipos en su ubicación definitiva. Alineación de los equipos para asegurar su correcto funcionamiento.

- Montaje electromecánico (3 meses): integrar todos los sistemas electromecánicos y de control de la planta, garantizando un funcionamiento seguro y eficiente.

▪ Montaje de instrumentación y control: instalación de sensores, medidores, actuadores y otros dispositivos de control que permitirán monitorear y regular las operaciones de la planta.

▪ Interconexión de la instrumentación con los sistemas de control, para que las variables del proceso (como temperatura, presión, flujo, etc.) puedan ser monitoreadas y gestionadas de forma eficiente.

- Contratación y capacitación del personal (3 meses): garantizar que el equipo de trabajo esté conformado por profesionales con las habilidades y competencias necesarias para llevar a cabo las tareas del proyecto. También proporcionarles formación adicional para garantizar que comprendan las especificaciones del proyecto, las herramientas y tecnologías utilizadas, y los procedimientos internos establecidos.

- Comisionamiento (4 meses): es la fase final antes de la puesta en marcha de la planta, donde se verifican y prueban todos los sistemas instalados para asegurarse de que cumplen con los estándares de diseño y que están listos para operar de manera segura y eficiente.

-
- Pruebas en seco: se realizan pruebas de funcionamiento de los sistemas sin carga o producto (en seco), para asegurar que todos los equipos y sistemas auxiliares, como las conexiones eléctricas, tuberías, y sistemas de control, operen correctamente sin ningún fallo. Se procede a la evaluación del desempeño de los equipos en situaciones simuladas antes de someterlos a condiciones operativas reales.
- Verificación del correcto funcionamiento mecánico de los equipos principales, incluyendo la verificación del sentido de giro y la alineación de los motores, bombas, compresores y otros equipos críticos.
 - Pruebas de presión (hidrostáticas y neumáticas): para verificar que los sistemas y equipos mantengan su integridad bajo condiciones operativas reales. Estas pruebas permiten detectar cualquier posible fuga, fallo en las conexiones o problemas estructurales antes de la puesta en marcha. De esta forma, se descartan posibles pérdidas de fluido, irregularidades en la presión y riesgos de seguridad. Es crucial asegurar que no haya signos de fugas, deformaciones en los componentes, ni fallos en los equipos o conexiones críticas. Esto garantiza que la planta pueda operar de manera segura y eficiente.
- Pruebas con agua (1 mes): esta fase se centra en la verificación y prueba de los equipos y sistemas de la planta mediante el uso de agua, antes de realizar pruebas con los reactivos reales. Las pruebas con agua, son esenciales para identificar posibles fugas, fallas en el sistema, y asegurar que los equipos y tuberías funcionen de manera correcta bajo condiciones similares a las operativas.
- Llenado y presurización de los sistemas: se procede a llenar con agua todos los sistemas y tuberías que transportan fluidos durante la operación, incluyendo reactores, bombas, intercambiadores de calor, calderas, y tuberías de transporte. Una vez llenos, se presuriza el sistema a un nivel superior al de operación normal para simular condiciones de trabajo extremas y verificar la resistencia de los componentes.
 - Verificación de fugas: Durante la prueba, se inspeccionan minuciosamente las bridas, válvulas, conexiones y juntas para detectar posibles fugas. La detección temprana de fugas

permite realizar ajustes y reparaciones antes de someter los equipos a condiciones de operación reales.

- Pruebas de funcionamiento de equipos: se prueba el funcionamiento de equipos como bombas y válvulas bajo condiciones de flujo de agua para garantizar su correcto desempeño. Se verifican los medidores de caudal, presión y temperatura para asegurarse de que proporcionan lecturas precisas.

- Revisión de sistemas de control y seguridad: se prueban los sistemas de control automáticos y manuales para verificar que respondan adecuadamente a los cambios de presión y flujo. Se asegura que los sistemas de seguridad, como válvulas de alivio de presión, funcionen correctamente en caso de sobrepresurización.

- Ajustes y correcciones: en función de los resultados de las pruebas, se realizan ajustes y reparaciones en las áreas problemáticas. Los ajustes pueden incluir el apriete de bridas, reemplazo de juntas, calibración de instrumentos o ajustes en los sistemas de control.

- Documentación de resultados: los resultados de las pruebas hidrostáticas se documentan, incluyendo cualquier fallo, ajuste realizado y el rendimiento general del sistema bajo presión. La documentación sirve para certificar que los equipos y sistemas están listos para operar de manera segura y eficiente.

- Puesta en marcha (1 mes): La fase de puesta en marcha es crítica para asegurar que la planta esté completamente operativa y cumpla con los objetivos de producción.

- Entrenamiento del personal: capacitación del personal operativo en el uso de los equipos, sistemas y procedimientos definidos en el plan de producción, asegurando que todos estén preparados para operar la planta de manera segura y eficiente.

- Inicio de operaciones: comienzo de la producción bajo condiciones controladas para garantizar que todos los sistemas funcionen como se espera. Recopilación de datos y análisis de rendimiento para hacer ajustes necesarios y optimizar la producción en el futuro.

- Período de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales (1 mes):

Este período es esencial para maximizar la productividad y asegurar que la planta esté lista para una operación a largo plazo. El objetivo es ajustar y perfeccionar todos los sistemas y procesos de la planta para asegurar su funcionamiento eficiente bajo condiciones nominales.

- Monitoreo de rendimiento: recopilación y análisis de datos operativos para evaluar el rendimiento y detectar áreas de mejora. Comparación de los resultados obtenidos con los objetivos de producción establecidos en el plan de producción.
- Ajustes de proceso: Modificación de parámetros de operación (temperatura, presión, flujo) para optimizar la eficiencia y calidad del producto.
- Implementación de mejoras: aplicación de mejoras técnicas basadas en el análisis de datos y retroalimentación del personal operativo.
- Validación de condiciones nominales: verificación de que los sistemas operan dentro de los parámetros definidos, asegurando el funcionamiento sostenible y eficiente de la planta.

El presente cronograma es una estimación de tiempos y considera durante el desarrollo de cada una de las actividades el solapamiento de las etapas para optimizar el tiempo total del proyecto.

El solapamiento de tiempos entre las etapas del proyecto es un aspecto fundamental en la planificación y ejecución de proyectos industriales, ya que permite una mayor eficiencia y efectividad. Por ejemplo, durante la fase de movimiento de suelos y obras civiles, que tiene una duración de cinco meses, es posible iniciar el suministro de equipos, que abarca la adquisición de maquinaria y tecnología necesarias para el funcionamiento de la planta, que se extiende por seis meses. Este solapamiento se justifica porque, al preparar el terreno y construir las bases y cimientos, se pueden simultáneamente negociar con proveedores y gestionar órdenes de compra para que los equipos lleguen a tiempo. De esta manera, se evita la inactividad en la obra y se garantiza que, al finalizar la construcción de las infraestructuras, los equipos estén disponibles para su instalación inmediata.

Este enfoque no solo optimiza el uso de recursos, sino que también mejora la coordinación entre las distintas áreas del proyecto, asegurando un flujo continuo de trabajo y una transición más fluida entre las diferentes etapas del proyecto.

| Tarea | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 |
|--|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| <i>Ingeniería básica</i> | ■ | ■ | ■ | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| <i>Ingeniería de detalle</i> | | | | ■ | ■ | ■ | ■ | ■ | ■ | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| <i>Movimiento de suelos y obras civiles</i> | | | | | ■ | ■ | ■ | ■ | ■ | ■ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| <i>Suministro de equipos</i> | | | | | ■ | ■ | ■ | ■ | ■ | ■ | | | | | | | | | | | | | | | | |
| <i>Montaje de equipos principales</i> | | | | | | | | | | | | ■ | ■ | ■ | ■ | | | | | | | | | | | |
| <i>Montaje electromecánico</i> | | | | | | | | | | | | | | | | ■ | ■ | ■ | | | | | | | | |
| <i>Contratación y capacitación de personal</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | ■ | ■ | ■ | | | | |
| <i>Comisionamiento</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | ■ | ■ | | | |
| <i>Pruebas con agua</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | ■ | | |
| <i>Puesta en marcha</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | ■ | |
| <i>Período de optimización de proceso hasta alcanzar condiciones nominales</i> | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | ■ |

Bibliografía

[6.1] Matche (s.f.). *Engineering Cost Data & Indices*. Recuperado de

<https://www.matche.com/equipcost/Default.html>

[6.2] Universidad de Manchester. (sf). Índice de costos de plantas de ingeniería química

(CEPCI). <https://www.entrenamiento.es.manch.ac.uk/público/gramo/CE.html?reaccionar/CE/índice.html>

[6.3] Plua, S., Carrión, N., Madruñero, J., & Verdezoto, P. C. (21 de abril de 2023). Estimación de la superficie requerida y distribución de planta de una industria metalmeccánica.

INNOVATION & DEVELOPMENT IN ENGINEERING AND APPLIED SCIENCES, 4(2).

<https://doi.org/10.53358/ideas.v4i2.876>

[6.4] Zonaprop. (sf). *Valor de terreno en Parque Industrial San Lorenzo*. [https](https://www.zonaprop.com.Arkansas//terrenos-venta -q -parque -san -.html)

[://www.zonaprop.com.Arkansas//terrenos-venta -q -parque -san -.html](https://www.zonaprop.com.Arkansas//terrenos-venta -q -parque -san -.html)

[6.5] Sigma-Aldrich. (s.f.). *Nanoparticles of Cu*. Recuperado de

<https://www.sigmaaldrich.com/AR/es/search/nanoparticles-de-cu?focus=products&page=1&perpage=30&sort=relevance&term=nanoparticles%20de%20cu&type=product>

[6.6] Sigma-Aldrich. (s.f.). *Hidroxiapatita*. Recuperado de

<https://www.sigmaaldrich.com/AR/es/search/hidroxiapatita?focus=products&page=1&perpage=30&sort=relevance&term=hidroxiapatita&type=product>

[6.7] Alibaba. (sf). *Contenedores IBC* [https](https://www.alibaba.com/tr/buscar?español?=un.producto_inicio_nuevo.home_nuevo_usuario_primera_pantalla_fy23_pc_busqueda.historyItem_pos_0 &tab==todos&Buscar=ibc++con)

[://www.alibaba.com/tr/buscar?español?=un.producto_inicio_nuevo.home_nuevo_usuario_primera_pantalla_fy23_pc_busqueda.historyItem_pos_0 &tab==todos&Buscar=ibc++con](https://www.alibaba.com/tr/buscar?español?=un.producto_inicio_nuevo.home_nuevo_usuario_primera_pantalla_fy23_pc_busqueda.historyItem_pos_0 &tab==todos&Buscar=ibc++con)

[6.8] SPIQYP. (2024). *Escala salarial del sector químico y petroquímico*. Recuperado de

https://spiqyp.org.ar/wp-content/uploads/2024/08/Escala-Paritarias_2024-AGOSTO-final.pdf

[6.9] **Empresa Provincial de la Energía de Santa Fe.** (23 de Septiembre de 2024).

Institucional. Recuperado de <https://www.epe.santafe.gov.ar/institucional/>

[6.10] Aguas Santafesinas. (2024). *Tarifa de servicios generales (Resolución 73/2024).* [https](https://www.aguassantafes.com.ar)

[://www.aguassantafes.com.ar](https://www.aguassantafes.com.ar)

[/portal/espa%CC%81ol:-contenido/subidas/2024//02/Tarifa-ServiciosGener-Res--73-202.pdf](https://portal/espa%CC%81ol:-contenido/subidas/2024//02/Tarifa-ServiciosGener-Res--73-202.pdf)

[6.11] Preciogas. (sf). *Calor generado por la combustión del gas natural.* [https](https://preci.com/instant%CC%81nea/gramo-natural/com#:~:texto=El%20poder)

[://preci.com/instant%CC%81nea/gramo-natural/com#:~:texto=El%20poder](https://preci.com/instant%CC%81nea/gramo-natural/com#:~:texto=El%20poder)

[%20%C3%ADfico%20del%20,que%20%C3%A1s%20que%20la%20bi](https://preci.com/instant%CC%81nea/gramo-natural/com#:~:texto=El%20poder%20%C3%ADfico%20del%20,que%20%C3%A1s%20que%20la%20bi)

[6.12] Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS). (2023). *Reglamento del servicio de*

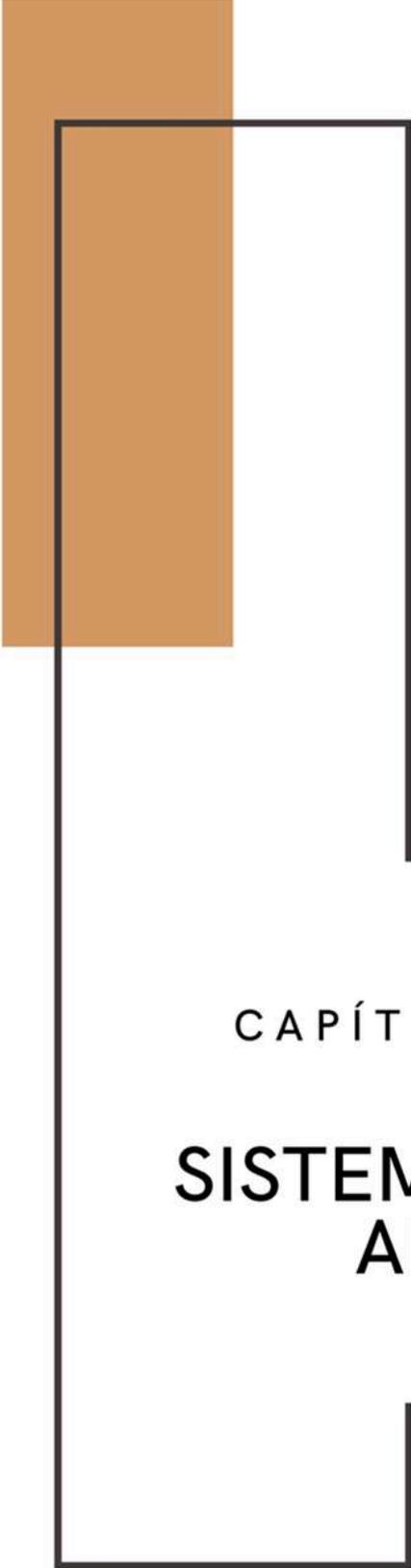
distribución de gas. <https://www.es.trozo.Arkansas/se/norte/pdf/reg-servicio>

[-dis%C3%B3n--2023.pdf](https://www.es.trozo.Arkansas/se/norte/pdf/reg-servicio-dis%C3%B3n--2023.pdf)

[6.13] Gas Litoral. (2024). *Cuadro tarifario.* <https://www.yo-gramo.com.ar/sitio>

[/medios/1748/org-a2-septiembre-2024--004.pdf](https://www.yo-gramo.com.ar/sitio/medios/1748/org-a2-septiembre-2024--004.pdf)

[6.14] Enress <https://www.enress.gov.ar/wp-content/uploads/2018/08/QuimicoMay18.pdf>



CAPÍTULO 7

SISTEMA DE GESTIÓN AMBIENTAL

Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se implementa un Sistema de Gestión Ambiental con el objetivo de conocer cuales son las actividades de la planta que causan mayores impactos ambientales y poder aumentar la eficiencia de las operaciones. Para la aplicación de este sistema se utilizó la norma internacional ISO 14001.

Se utilizó la metodología de la matriz FODA para identificar fortalezas, oportunidades, debilidades y amenazas para la implementación del sistema de gestión.

En primer lugar, se presenta el alcance del sistema de gestión y la política ambiental del proyecto donde se establecen los principios de acción de la organización. Luego, se identifican los aspectos e impactos ambientales más significativos del proyecto, y para evaluar la importancia de cada uno se realiza una **Matriz de Identificación de Aspectos, Evaluación y Control de Impactos Ambientales**. En esta matriz se calcula la significancia de los distintos impactos a partir de 4 criterios de evaluación, como son la severidad, frecuencia, posibilidad de control y requisito legal.

Además, se definen distintos objetivos ambientales, los cuales son: reducción de emisiones contaminantes, optimización de uso de recursos, gestión adecuada de residuos y tratamiento de efluentes.

Por último, se definen distintas cuestiones administrativas que tiene que seguir la organización para llevar a cabo de manera adecuada el sistema de gestión ambiental.

Introducción

Al inicio de la era industrial, la ideología dominante promovía un crecimiento económico acelerado, basado en la creencia de que los recursos necesarios para sostenerlo eran infinitos. Hoy en día, se reconoce que el planeta no puede soportar indefinidamente este modelo económico, ya que los recursos naturales son finitos y la excesiva generación de residuos conlleva graves consecuencias para el medioambiente y la humanidad, como la destrucción de hábitats, especies animales y vegetación.

Durante las décadas de 1960 y principios de 1970, surgió en varios países un movimiento ambientalista que fomentó una mayor conciencia ecológica. En respuesta parcial a las presiones de estos grupos, los gobiernos comenzaron a incorporar la participación ciudadana en la toma de decisiones sobre proyectos que pudieran tener impactos ambientales significativos.

La Cumbre de Río de 1992 marcó un punto de inflexión en la relación entre el medioambiente y el ámbito económico-empresarial, y en ella se definió el concepto de "desarrollo sostenible": aquel que satisface las necesidades del presente sin comprometer la capacidad de las generaciones futuras para satisfacer las suyas. La idea de desarrollo sostenible aportó una nueva perspectiva en la formulación de políticas económicas y ecológicas. En los últimos años, este concepto ha cobrado relevancia en los ámbitos político, económico, empresarial y social, en respuesta al aumento de la población y, como consecuencia, a la creciente demanda de materias primas y la escasez de recursos.

La sociedad ha comenzado a reconocer que los problemas ambientales son una consecuencia directa de la configuración de las estructuras económicas y productivas. Los procesos productivos mal planificados y gestionados impiden una mejora integral del medioambiente. En este contexto, surge la gestión ambiental con el objetivo de abordar estos desafíos.

La gestión ambiental puede definirse como el conjunto de técnicas y estrategias diseñadas para equilibrar el uso de los recursos humanos con la preservación de la naturaleza. Un sistema de gestión, por su parte, se refiere a los elementos organizacionales

que incluyen estructura, funciones, responsabilidades, planificación, operación, evaluación y mejora del desempeño. Todos estos componentes están dirigidos a establecer políticas, objetivos y procesos para alcanzarlos.

El sistema de gestión ambiental es una parte del sistema general de gestión que se centra en la gestión de los aspectos ambientales, el cumplimiento de los requisitos legales y otros compromisos, así como en la identificación y abordaje de riesgos y oportunidades relacionados con el medioambiente.

El éxito de un sistema de gestión ambiental depende del compromiso de todos los niveles y funciones dentro de la organización, liderados por la alta dirección. Las organizaciones tienen la oportunidad de prevenir o mitigar los impactos ambientales negativos e incrementar los positivos, especialmente aquellos con relevancia estratégica y competitiva. La alta dirección puede gestionar mejor los riesgos y oportunidades mediante la integración de la gestión ambiental en sus procesos de negocio, dirección estratégica y toma de decisiones, alineándolos con otras prioridades empresariales y haciendo de la gobernanza ambiental parte integral de su sistema de gestión global. Esto permite demostrar a las partes interesadas la implementación de un sistema de gestión ambiental eficaz.

Una gestión ambiental adecuada y consciente implica gestionar los intereses en conflictos que puedan surgir a lo largo del tiempo, buscando siempre un equilibrio entre el medio ambiente, la sociedad y la economía. De este modo, se asegura satisfacer las necesidades actuales sin comprometer los recursos de las generaciones futuras. Por ejemplo, si una industria descarga efluentes sin tratar porque es la opción más económica, puede reducir sus costos de producción y ofrecer precios más bajos. Sin embargo, los consumidores acabarán pagando los costos indirectos derivados de la contaminación.

Ante las crecientes presiones sociales relacionadas con el desarrollo sostenible, el uso eficiente de los recursos, la gestión adecuada de los mismos, y la lucha contra el cambio climático, la degradación de los ecosistemas y la pérdida de biodiversidad, las normativas y requisitos legales se han vuelto más estrictos. En respuesta, muchas organizaciones han comenzado a implementar sistemas de gestión ambiental adecuados, capaces de

proporcionar a la alta dirección la información necesaria para asegurar el cumplimiento de los objetivos ambientales a largo plazo y contribuir al desarrollo sostenible. Esto se logra a través de:

- Protección del ambiente, prevención/mitigación de impactos negativos.
- Asistencia en el cumplimiento de los requisitos legales.
- Mejora del desempeño ambiental.
- Perspectiva de ciclo de vida en el ciclo de producción.
- Beneficios financieros y operacionales que fortalezcan la posición de la organización en el mercado.
- Comunicación de la información ambiental a las partes interesadas pertinentes.

ISO 14001

La norma ISO 14001 es una norma internacional en la cual se describe cómo poner en marcha un sistema de gestión ambiental eficaz dentro de una organización. Permite definir y establecer los riesgos ambientales para reducir su impacto, ayudando al crecimiento sostenible de la empresa.^[7.1]

Los pasos para desarrollar un Sistema de Gestión Ambiental son:

- 1) *Contexto de la organización*
- 2) *Necesidades y expectativas*
- 3) *Alcance*
- 4) *Liderazgo y compromiso*
- 5) *Política ambiental*
- 6) *Planificación*
- 7) *Objetivos ambientales*
- 8) *Soporte*
- 9) *Planificación y control operacional*
- 10) *Evaluación del desempeño*

PHVA

La base para el enfoque que subyace a un sistema de gestión ambiental se fundamenta en el concepto de Planificar, Hacer, Verificar y Actuar (PHVA). El modelo PHVA proporciona un proceso iterativo usado por las organizaciones para lograr la mejora continua. Se puede aplicar a un sistema de gestión ambiental y a cada uno de sus elementos individuales, y se puede describir brevemente así:

- Planificar: establecer los objetivos ambientales y los procesos necesarios para generar y proporcionar resultados de acuerdo con la política ambiental de la organización.
- Hacer: implementar los procesos según lo planificado.
- Verificar: hacer el seguimiento y medir los procesos respecto a la política ambiental, incluidos sus compromisos, objetivos ambientales y criterios operacionales, e informar de sus resultados.
- Actuar: emprender acciones para mejorar continuamente.

La *Figura 7.1* ilustra cómo el marco de referencia introducido en esta Norma Internacional se puede integrar en el modelo PHVA, lo cual puede ayudar a usuarios actuales y nuevos a comprender la importancia de un enfoque de sistema.



Figura 7.1. Modelo de gestión en relación con la Norma Internacional.

Contexto de la organización

Para analizar el contexto en el que está inmersa la empresa, se realiza un análisis FODA (Figura 7.2).



Figura 7.2. Elementos matriz FODA.

Fortalezas

En lo que respecta a los puntos fuertes con los que cuenta la empresa:

- La integración del modelo Planificar-Hacer-Verificar-Actuar (PHVA). Fomenta la mejora continua del SGA y garantiza un enfoque sistemático para abordar los objetivos ambientales.
- Se usan matrices detalladas para identificar y evaluar aspectos e impactos ambientales, con criterios claros como severidad, frecuencia y posibilidad de control, priorizando acciones según la significancia de los impactos.
- La empresa está comprometida con el cumplimiento de normativas locales, nacionales e internacionales, integrándose como un pilar clave del SGA.
- Se establecen metas específicas, alineadas con la política ambiental.
- Implementación de sistemas documentales que facilitan la trazabilidad, el monitoreo y la mejora continua de los procesos ambientales.

-
- Monitoreo del consumo de agua, energía y gas natural, junto con el establecimiento de métricas para medir el desempeño ambiental.
 - La proximidad al puerto permite una logística más eficiente, lo que puede contribuir a la reducción de emisiones en el transporte.
 - Colaboración con proveedores bajo criterios sostenibles, fortaleciendo la cadena de suministro ambientalmente responsable.
 - Al ser una planta nueva facilita la instalación del SGA sin necesidad de grandes esfuerzos.
 - Se cuenta con el apoyo de la alta dirección, el cual es crucial para el éxito de la implementación del SGA, ya que garantiza los recursos necesarios y fomenta una cultura organizacional enfocada en la sostenibilidad.
 - Contar con empleados motivados y capacitados en aspectos ambientales facilita la adopción del SGA, asegurando que las prácticas y procesos sostenibles se implementen correctamente y con compromiso.
 - La existencia de un sistema de documentación que integre consideraciones ambientales en los procesos críticos demuestra un enfoque organizado y preventivo, que facilita el seguimiento de la implementación de las medidas de mitigación ambiental y asegura el cumplimiento de normativas.
 - Garantizar insumos que cumplan con criterios ambientales bajo acuerdos con proveedores comprometidos con la sostenibilidad, es decir, una cadena de suministro integrada por los mejores estándares ambientales desde el origen.

Debilidades

La mayor parte de las debilidades giran en torno al proceso productivo y algunas son intrínsecas del sector, estas últimas involucran:

- Falta de tecnologías avanzadas de tratamiento ambiental. No se plantean sistemas robustos de tratamiento para emisiones atmosféricas, efluentes líquidos y residuos peligrosos, lo que limita la capacidad de la planta para mitigar su impacto ambiental.

-
- Alta dependencia de recursos naturales. La planta requiere un elevado consumo de agua, energía eléctrica y gas natural, sin estrategias completamente implementadas para la optimización de estos recursos.
 - Aunque se identifican los aspectos ambientales, no se observan mecanismos implementados para la recuperación o reutilización de subproductos de manera eficiente.
 - Inexistencia de un sistema integrado de gestión de residuos peligrosos. Lo que genera dependencia con empresas externas para el manejo de estos residuos sin estrategias internas de minimización, que puede aumentar los riesgos y costos.
 - Existen restricciones presupuestarias para la implementación de tecnologías limpias. Los costos elevados de tecnologías avanzadas dificultan la adopción inmediata de medidas de alto impacto ambiental.
 - La implementación de la perspectiva de ciclo de vida en las operaciones de la planta es limitada, afectando la gestión integral de impactos.
 - Ausencia de sistemas de tratamiento de efluentes líquidos y emisiones al aire.
 - La generación de ruido ocasionado por las diferentes actividades y maquinarias, que comprometen la calidad del espacio aéreo exterior a la fábrica.
 - Los procesos contratados a terceros, como el transporte o el manejo de ciertos insumos, no están completamente controlados desde una perspectiva ambiental, lo que podría generar impactos indirectos significativos.
 - No hay una estrategia integral para responder a emergencias catastróficas, como explosiones masivas o contaminación severa por derrames.
 - No se establecen métricas claras para evaluar si las capacitaciones al personal logran un cambio efectivo en sus prácticas y comportamientos ambientales.

A su vez, en la estructura organizacional se puede encontrar:

- Fuerte resistencia al cambio de los trabajadores contratados de mayor experiencia que llegan a la empresa con hábitos adquiridos anteriormente.

-
- Registro de incidentes ambientales por falta de comunicación interna y ausencia de información clara entre las personas involucradas en los procesos.
 - Falta de un análisis profundo y sistema de documentación de procedimientos apropiado para responder ante situaciones de emergencia de cualquier orden de magnitud.

Oportunidades

La empresa puede beneficiarse de:

- El auge de la conciencia ecológica y las regulaciones ambientales más estrictas generan una mayor demanda de productos y procesos industriales más sostenibles. Esto presenta una oportunidad para la empresa de posicionarse como líder en la producción ecológica.
- La experiencia adquirida al implementar el SGA puede aprovecharse para brindar talleres y capacitaciones a otras empresas del sector, generando nuevas fuentes de ingresos y posicionando a la planta como un referente en sostenibilidad.
- La implementación de un SGA puede abrir puertas a mercados extranjeros que exigen estándares ambientales elevados, mejorando la competitividad global de la planta y posibilitando exportaciones a regiones con regulaciones estrictas, como la Unión Europea.
- Muchas instituciones financieras ofrecen créditos con tasas de interés favorables para proyectos de mejora ambiental, lo que puede ayudar a la planta a modernizar su tecnología y reducir su impacto ambiental con menores costos.
- La implementación de un SGA puede identificar oportunidades para mejorar la eficiencia en el uso de recursos como energía y agua, lo que puede generar ahorros operativos y reducir la huella ambiental de la planta.
- La adopción de un SGA puede mejorar la reputación de la empresa entre clientes, inversores y la comunidad, lo que puede atraer nuevos negocios y fortalecer relaciones con las partes interesadas.

-
- Obtener la certificación de la Norma ISO 14001, que puede ser un requisito o un diferenciador para acceder a contratos con grandes empresas o gobiernos.
 - La planta considera implementar energías renovables y aprovechar subproductos del proceso, como el hidrógeno, para reducir su impacto ambiental.

Amenazas

Los distintos frentes que atentan contra el establecimiento de un SGA son:

- Cambios regulatorios inesperados, nuevas regulaciones más estrictas o cambios rápidos en la legislación ambiental pueden requerir actualizaciones costosas y constantes del sistema.
- Los empleados, desde la alta dirección hasta el personal operativo, pueden mostrar resistencia a adoptar nuevas prácticas ambientales debido a la falta de capacitación, miedo a mayores cargas laborales o desconocimiento de los beneficios.
- La instalación de tecnologías y sistemas que minimicen el impacto ambiental, como equipos de tratamiento de residuos, reducción de emisiones o uso eficiente de recursos, puede ser costosa, y su retorno sobre la inversión puede no ser inmediato.
- Si los competidores no implementan sistemas de gestión ambiental o adoptan estándares menos rigurosos, podrían tener ventajas de costos a corto plazo, afectando la competitividad de la planta que invierte en sostenibilidad.
- La disponibilidad limitada de proveedores que cumplan con criterios ambientales puede dificultar la adopción de una cadena de suministro más sostenible y afectar la efectividad del sistema de gestión ambiental.
- Aunque el mercado para productos más ecológicos está creciendo, cambios en las preferencias del consumidor o una reducción en la demanda de productos "verdes" pueden limitar los beneficios comerciales de implementar un sistema de gestión ambiental.

-
- Eventos como derrames, fugas de gas natural o hidrógeno, y explosiones en equipos críticos (caldera, reactor, evaporador) pueden causar daños ambientales significativos, afectar la reputación y generar costos legales o financieros elevados.
 - La planta está cerca de un puerto y en un parque industrial, lo que aumenta la posibilidad de sinergias negativas con las emisiones o vertidos de otras industrias en el área, complicando la gestión de los impactos ambientales.

Necesidades y expectativas de las partes interesadas

En este contexto, una parte interesada se define como cualquier persona u organización que pueda influir, verse afectada o considerarse afectada por las actividades realizadas en la planta de producción de ácido láctico, incluyendo tanto las operaciones productivas como los aspectos relacionados con su construcción y gestión organizativa.

Junto con los requisitos legales, se pueden agrupar otros compromisos que la organización se obliga a cumplir o adoptar en respuesta a los deseos o demandas de las partes interesadas. Estos requisitos pueden incluir:

- acuerdos con grupos de la comunidad u organizaciones no gubernamentales;
- acuerdos con autoridades públicas o clientes;
- requisitos de la organización;
- principios o códigos de práctica voluntarios;
- compromisos ambientales o de etiquetado voluntarios;
- obligaciones que surgen por acuerdos contractuales con la organización;
- normas pertinentes de la industria o de la organización.

La identificación de las necesidades y expectativas de las partes interesadas pertinentes es fundamental para el establecimiento de un Sistema de Gestión Ambiental (SGA) confiable y bien estructurado dentro de una organización.

La determinación de las necesidades y expectativas de las partes interesadas pertinentes comprende el marco de un SGA fidedigno y bien establecido en una organización. En la *Tabla 7.1* se comprimen todas las partes interesadas que se pueden

detectar así como también el posible poder que pueden ejercer sobre la implementación del sistema de gestión ambiental.

Tabla 7.1. Matriz de partes interesadas.

| Parte interesada | ¿Pertinente? | Necesidades y expectativas | ¿Se convierte en requisito legal? |
|-------------------------|---------------------|---|--|
| CLIENTES | SI | Accesos a productos más amigables con el ambiente, desarrollados en procesos menos contaminantes o producidos bajo la implementación de un SGA (mercado de la Unión Europea). | NO |
| PROVEEDORES | SI | Alianza, capacitaciones, asesoramiento. | NO |
| COMUNIDAD | SI | Un cuerpo de agua libre de contaminación. Que cumpla los requerimientos municipales Reducción del nivel de ruido de la planta | NO |
| EMPLEADOS | SI | Reconocimiento y crecimiento. | NO |
| AUTORIDADES | SI | Cumplimiento de las leyes ambientales. Cumplimiento de la ordenanza del municipio. | SI |
| ONGs | SI | Cooperación de la organización para el logro de objetivos ambientales. | NO |
| COMPETENCIA | NO | - | NO |

Alcance

La planta debe establecer los límites y la aplicabilidad de su sistema de gestión ambiental para definir su alcance de manera precisa. Al hacerlo, debe tomar en cuenta los siguientes aspectos:

a) Cuestiones externas e internas:

La planta debe considerar las condiciones del entorno industrial donde se ubica, como la proximidad al puerto, lo que podría implicar riesgos de contaminación marítima o la presencia de otras industrias en el parque industrial que podrían tener impactos ambientales relacionados. Internamente, se deben evaluar factores como la capacidad tecnológica, la gestión de residuos generados por la producción de ácido láctico y los recursos disponibles para mitigar impactos ambientales.

b) Requisitos legales y otros requisitos:

La planta debe cumplir con todas las normativas ambientales locales, nacionales e internacionales aplicables, como las regulaciones de emisiones atmosféricas, vertidos de aguas residuales, manejo de productos químicos y transporte de sustancias peligrosas. Además, debe atender compromisos adicionales que haya asumido, como certificaciones ambientales o acuerdos voluntarios de reducción de emisiones.

c) Unidades, funciones y límites físicos de la organización:

El alcance debe incluir todas las áreas físicas de la planta dentro del parque industrial, como las unidades de producción, almacenamiento de materia prima y productos terminados, manejo de residuos, así como las oficinas. y cualquier infraestructura compartida con el parque industrial. Además, dado que está cerca de un puerto, también se podría incluir la zona de manejo y carga de productos exportados o importados.

d) Actividades, productos y servicios:

Las actividades cubiertas por el SGA incluyen la producción de ácido láctico, la gestión de subproductos y desechos, la logística relacionada con el transporte del ácido láctico al puerto, así como los servicios asociados, como la operación de calderas, enfriamiento y tratamiento de aguas residuales. Cualquier proceso que tenga un impacto ambiental asociado, como emisiones atmosféricas o vertidos de agua, debe estar dentro del alcance.

e) Autoridad y capacidad para ejercer control e influencia:

La planta tiene autoridad sobre todas las operaciones que realizan dentro de sus instalaciones y puede ejercer control sobre los aspectos ambientales relacionados con su producción, gestión de residuos, emisiones y vertidos. Además, debe evaluar su capacidad para influir en los proveedores que suministran materias primas, así como en los contratistas que participan en la logística, como las empresas de transporte que operan desde y hacia el puerto.

El alcance definido debe mantenerse como información documentada dentro del SGA de la planta de ácido láctico y estar disponible para todas las partes aceptadas, incluidos reguladores, clientes y empleados. Esto garantizará transparencia y facilitará la gestión eficaz de los aspectos ambientales relacionados con las operaciones de la planta.

Liderazgo y compromiso

La alta dirección debe demostrar liderazgo y compromiso con respecto al sistema de gestión ambiental:

- a) asumiendo la obligación de rendir cuentas con relación a la eficacia del sistema de gestión ambiental;

-
- b) asegurando que se establezcan la política ambiental y los objetivos ambientales, y que estos sean compatibles con la dirección estratégica y el contexto de la organización;
 - c) asegurando la integración de los requisitos del sistema de gestión ambiental dentro de los procesos de negocio de la organización;
 - d) asegurando que los recursos necesarios para el sistema de gestión ambiental estén disponibles;
 - e) comunicando la importancia de una gestión ambiental eficaz y de cumplir los requisitos del sistema de gestión ambiental;
 - f) asegurando que el sistema de gestión ambiental logre los resultados previstos;
 - g) dirigiendo y apoyando a las personas, para contribuir a la eficacia del sistema de gestión ambiental;
 - h) promoviendo la mejora continua;
 - i) apoyando otras funciones pertinentes de la dirección, para demostrar su liderazgo aplicado a sus áreas de responsabilidad.

Política ambiental

Una política ambiental establece los principios de acción de una organización. Establece la meta en cuanto al nivel de responsabilidad ambiental y el desempeño requerido por la organización, frente a la cual se juzgarán todas sus acciones posteriores. La política debería ser apropiada a los impactos ambientales de las actividades, productos y servicios de la organización (dentro del alcance definido del sistema de gestión ambiental) y debería guiar el establecimiento de objetivos y metas.

En la norma ISO 14001 se definen los requisitos que deben cumplir estas políticas:

- Ser adecuado al propósito y contexto de la organización
 - Debe tener en cuenta la naturaleza, magnitud e impactos ambientales de sus actividades, productos y servicios
- Proporcionar un marco de referencia

- Tener un compromiso con el medio ambiente
 - Debe incluir la prevención de la contaminación y uso sostenible de recursos, la mitigación y adaptación al cambio climático y la protección de la biodiversidad y de los ecosistemas, y otras cuestiones ambientales pertinentes
- Cumplir requisitos legales
 - Debe cumplimentar todas las regulaciones ambientales vigentes
- Mejorar continuamente el sistema de gestión ambiental.

La política ambiental de la empresa es la siguiente:

| BioLáctico S.A. | POLÍTICA AMBIENTAL | Edición: ... Fecha: ... |
|--|--------------------|----------------------------|
| <p>La siguiente estructura ayudará a BioLáctico S.A. a traducir su compromiso ambiental en acciones concretas y medibles, fortaleciendo su impacto positivo en el medio ambiente y la comunidad.</p> <ul style="list-style-type: none"> ⇒ Asegurar que todas las operaciones cumplan con las regulaciones ambientales locales, nacionales e internacionales. ⇒ Reducir, reutilizar y reciclar residuos generados en el proceso de producción. ⇒ Minimizar el uso de recursos naturales y maximizar la eficiencia energética. ⇒ Evaluar y reducir el uso de sustancias químicas peligrosas. ⇒ Mantener un sistema de gestión ambiental basado en la norma ISO 14001. ⇒ Promover un ciclo de mejora constante en la gestión ambiental. ⇒ Fomentar una cultura de sostenibilidad entre los empleados. ⇒ Desarrollar productos y procesos que sean ambientalmente sostenibles. ⇒ Evaluar el desempeño ambiental de la empresa de manera regular. ⇒ Informar a las partes interesadas sobre las prácticas y el desempeño ambiental de | | |

la empresa.

- ⇒ Contribuir positivamente al entorno local y fomentar el desarrollo sostenible.
- ⇒ Establecer un protocolo para responder a incidentes ambientales.

Con la firma de este documento la alta dirección de BioLáctico S.A se compromete a su aplicación, solicitando la colaboración de todas las personas de la organización para su consecución.

Firma del responsable

Funciones, responsabilidades y autoridades

En una empresa de producción de ácido láctico, las responsabilidades dentro del sistema de gestión ambiental deben asignarse de manera clara a diferentes niveles y funciones de la organización. Esto asegurará que todos los involucrados comprendan sus roles y participen activamente en la gestión y mejora continua del desempeño ambiental. A continuación, se propone una distribución de responsabilidades para la planta de ácido láctico:

1. Alta Dirección (Gerente General o Director Ejecutivo)

- Liderar y apoyar la implementación del SGA a nivel estratégico.
- Asegurar que la política ambiental esté alineada con la estrategia general de la empresa.
- Proporcionar los recursos necesarios (humanos, financieros y tecnológicos) para implementar y mantener el SGA.
- Revisar periódicamente el desempeño del sistema de gestión ambiental y tomar decisiones sobre la mejora continua.
- Garantizar el cumplimiento de los requisitos legales y otros compromisos adquiridos.

-
- Promover la integración de la gestión ambiental en los procesos de negocio y la toma de decisiones estratégicas.

2. Responsable del Sistema de Gestión Ambiental (Gerente de Sostenibilidad o Medio Ambiente)

- Desarrollar, implementar, mantener y mejorar el sistema de gestión ambiental.
- Coordinar la identificación y evaluación de aspectos ambientales significativos en las operaciones de la planta.
- Asegurar que se cumplan los requisitos legales y otros requisitos aplicables a las operaciones de la planta.
- Establecer y revisar los objetivos y metas ambientales de la organización.
- Facilitar la capacitación y concienciación del personal sobre sus responsabilidades ambientales.
- Elaborar informes de desempeño ambiental para la alta dirección.
- Coordinar las auditorías internas del SGA y supervisar las acciones correctivas derivadas de no conformidades.
- Servir de enlace con partes interesadas externas (autoridades, clientes, comunidad).

3. Jefes de Área (Producción, Mantenimiento, Logística, Calidad, etc.)

- Implementar las políticas y procedimientos ambientales dentro de sus áreas de operación.
- Identificar y gestionar los aspectos e impactos ambientales asociados con las actividades de sus departamentos (por ejemplo, manejo de residuos, emisiones, vertidos de aguas residuales, consumo energético).

-
- Asegurar el cumplimiento de los controles operacionales ambientales, como el manejo seguro de productos químicos, la reducción de residuos y el control de emisiones.
 - Supervisar y reportar el desempeño ambiental de su área, identificando oportunidades de mejora.
 - Colaborar en la consecución de los objetivos y metas ambientales establecidos por la organización.
 - Asegurar que el personal bajo su supervisión esté capacitado en temas ambientales relevantes para sus actividades.

4. Supervisores y Operadores de Planta

- Cumplir con las políticas y procedimientos ambientales específicos en sus áreas de trabajo.
- Identificar, reportar y minimizar los impactos ambientales derivados de sus actividades diarias.
- Participar activamente en los programas de capacitación en gestión ambiental.
- Implementar las prácticas de manejo de residuos, prevención de derrames y eficiencia energética en sus operaciones diarias.
- Informar de cualquier incidente ambiental, no conformidad o situación de riesgo ambiental a su supervisor o al responsable de SGA.
- Proponer mejoras en los procesos que puedan reducir los impactos ambientales negativos.

Planificación

Acciones para abordar riesgos y oportunidades

Al planificar el sistema de gestión ambiental la organización considera:

- el contexto en el que se encuentra inmerso
- las necesidades y expectativas de las partes interesadas
- el alcance del sistema de gestión ambiental

y determinar los riesgos y oportunidades relacionados con sus:

- aspectos ambientales
- requisitos legales

que necesitan para abordarse para:

- brindar seguridad de que el sistema de gestión ambiental puede lograr sus resultados previstos;
- prevenir o reducir los efectos indeseados, incluido el potencial de que condiciones ambientales externas afecten la organización;
- lograr la mejora continua.

Dentro del alcance del sistema de gestión ambiental, la organización debe determinar las situaciones de emergencia potenciales, incluidas las que pueden tener un impacto ambiental.

Aspectos e impactos ambientales

Los *aspectos ambientales* dentro de una organización se refieren a los elementos de las actividades, productos o servicios que interactúan, o tienen el potencial de interactuar, con el medio ambiente. Estos aspectos pueden generar uno o varios impactos ambientales y se consideran significativos si el impacto que producen, o pueden producir, se clasifica como tal según los criterios de la organización. El desempeño ambiental de una empresa está directamente relacionado con la gestión de estos aspectos.

Los *impactos ambientales* son los cambios en el entorno, tanto negativos como positivos, que resultan parcial o totalmente de los aspectos ambientales de una organización. Estos impactos pueden manifestarse a diferentes escalas (local, regional o global) y ser de carácter directo, indirecto o acumulativo. La relación entre los aspectos e impactos ambientales es de causa y efecto. Los aspectos ambientales significativos pueden generar tanto riesgos, en forma de impactos ambientales adversos (amenazas), como oportunidades, derivadas de impactos ambientales beneficiosos.

Al definir un Sistema de Gestión Ambiental, la organización debe identificar los aspectos ambientales que puede controlar o influir, junto con sus impactos ambientales asociados, adoptando una perspectiva de ciclo de vida. Esto implica considerar tanto las actividades actuales como los cambios planificados, nuevos desarrollos o modificaciones, además de las condiciones anormales y situaciones de emergencia que puedan ser previsibles de manera razonable.

La organización debe establecer criterios claros para determinar la significancia de los aspectos e impactos ambientales, lo que permitirá priorizar aquellos que requieran una gestión más rigurosa debido a su potencial de causar efectos significativos en el medioambiente.

La organización debe mantener información documentada adecuada de:

- sus aspectos ambientales e impactos ambientales asociados;
- los criterios usados para determinar sus aspectos ambientales significativos;
- sus aspectos ambientales significativos.

Identificación de aspectos ambientales

La organización debe disponer de procedimientos adecuados para identificar tanto los aspectos ambientales actuales como los futuros, y garantizar su revisión periódica. El método para identificar y evaluar estos aspectos ambientales involucra los siguientes pasos:

1. **Identificación de actividades, productos y servicios** que puedan generar impactos ambientales, considerando todas las etapas del ciclo de vida.

-
2. **Análisis de las interacciones** entre estas actividades y el medioambiente, incluyendo aspectos como el consumo de recursos, emisiones, residuos y otros factores que puedan afectar el entorno.
 3. **Evaluación de las condiciones normales, anormales y de emergencia** para asegurar que se consideren todos los posibles escenarios que puedan influir en el desempeño ambiental.
 4. **Determinación de criterios de significancia**, utilizando factores como la magnitud, frecuencia, duración y reversibilidad del impacto para clasificar los aspectos como significativos o no significativos.
 5. **Revisión y actualización periódica** de los aspectos e impactos ambientales para asegurar que los cambios en las operaciones o el entorno se reflejen adecuadamente en el SGA.

Este enfoque estructurado asegura una gestión proactiva y eficaz de los aspectos ambientales.

Para llevar a cabo el relevamiento de aspectos ambientales, se pueden emplear diversas herramientas que faciliten la identificación, evaluación y gestión de los mismos. Algunas de estas herramientas incluyen:

1. **Listas de verificación (checklists)**: Permiten revisar sistemáticamente todas las actividades, productos y servicios de la organización para identificar posibles aspectos ambientales.
2. **Análisis de ciclo de vida (ACV)**: Evalúa los impactos ambientales asociados a cada etapa del ciclo de vida de un producto o servicio, desde la obtención de materias primas hasta su disposición final.
3. **Matrices de impacto ambiental**: Ayudan a establecer la relación entre las actividades de la organización y los impactos ambientales que generan, permitiendo priorizar aquellos más significativos.
4. **Diagramas de flujo de procesos**: Facilitan la visualización de las etapas del proceso productivo y la identificación de los puntos donde se generan aspectos ambientales.

-
5. **Auditorías ambientales:** Revisiones periódicas y detalladas de las actividades de la organización para asegurar el cumplimiento de las normativas ambientales y la correcta gestión de los aspectos e impactos.
 6. **Evaluación del riesgo ambiental:** Herramienta que permite analizar la probabilidad y la gravedad de los impactos ambientales para clasificar los aspectos según su significancia.

Principales fuentes

En concreto la gran mayoría de los aspectos ambientales se encuentran vinculados a:

- Uso de la energía.
- Energía emitida.
- Emisiones al aire.
- Descargas al suelo.
- Uso de materias primas y recursos naturales.
- Generación de residuos.
- Efluentes al agua.
- Uso del espacio.

Dentro del proceso productivo es posible encontrar:

- **Consumo de recursos naturales:**
 - Agua: En la planta de producción, este recurso se utiliza para la torre de enfriamiento, la torre de ablandamiento, la reposición de equipos, así como para limpieza y consumo personal.
 - Energía eléctrica: Se consume en gran cantidad de equipos, mayormente en la membrana de electrodiálisis.
 - Gas natural: Se utiliza principalmente en la caldera, además de ser consumido para calefacción y uso del personal.

- **Generación de residuos:**

- Reciclables: Papeles, cartones y plásticos provenientes del uso del personal en oficinas.

- **Producción de residuos peligrosos:**

- Aceites y lubricantes: asociados a equipos mecánicos y mantenimiento de maquinaria. En las bombas y compresores utilizados en el transporte de fluidos en el proceso de producción, requieren lubricación regular. Durante el mantenimiento, se generan residuos de aceites usados. En engranajes y reductores, presentes en equipos mecánicos para regular la velocidad de rotación, necesitan lubricantes para su correcto funcionamiento. Algunos motores requieren lubricantes para rodamientos o sistemas auxiliares.

- **Emisiones gaseosas y vapores:**

- Fugas de hidrógeno: Debida a fuga en reactor o en tanque de almacenamiento de este. El hidrógeno tiene alta inflamabilidad lo que aumenta el riesgo de incendios potenciales en la planta.
- Fugas de gas natural: Es usado como fluido calefactor, en mayor medida en la caldera. El mismo está compuesto por gases de efecto invernadero (CO_2 y CH_4) cuyo derrame en la atmósfera contribuye a la problemática del cambio climático. A su vez, supone un riesgo de incendio/explosión si se pone en contacto con un elemento de ignición y el desperdicio de un recurso natural.
- Fugas de vapor: Equipos como la caldera pueden tener fugas de vapor por alguna falla en el equipo.
- Generación de gases de efecto invernadero por quema de combustible, los cuales contribuyen a la problemática del cambio climático.

- **Ruido:**

El ruido es una forma de energía que, en niveles excesivos, puede tener efectos perjudiciales tanto en la salud humana como en el medio ambiente. Por esta razón, la salud ambiental actualmente reconoce los peligros del ruido como un problema relevante que requiere atención. La exposición a altos niveles de ruido puede

causar daños en la audición, trastornos del sueño, estrés, hipertensión, problemas cardiovasculares y otros efectos negativos en la salud. Además, el ruido también impacta el entorno natural, afectando la fauna y flora, e incluso alterando los ecosistemas.

En una planta industrial, el ruido puede generarse por el funcionamiento constante de maquinaria y equipos, así como durante la construcción de la propia planta. Este impacto ambiental afecta tanto a los trabajadores de la planta como a las personas que residen cerca de ella (aunque en este caso es menor, dado que la planta se encuentra en un parque industrial). Por lo tanto, es fundamental implementar medidas para reducir los niveles de ruido, como el uso de equipos y maquinarias más silenciosas, así como sistemas de control acústico eficientes.

- **Derrames:**

Cuando ocurre un derrame de líquidos en el suelo, los contaminantes pueden infiltrarse en el subsuelo y llegar a las aguas subterráneas, lo que afecta negativamente la calidad del agua, el suelo y los ecosistemas cercanos. Además, estos derrames pueden representar un riesgo para la salud humana si las personas entran en contacto con las sustancias contaminantes. Por ello, es fundamental adoptar medidas adecuadas para gestionar los líquidos utilizados en los procesos de producción. Esto incluye un almacenamiento y transporte seguro, la implementación de sistemas de contención de derrames, y la capacitación del personal en prácticas de manejo seguro de líquidos. Con estas acciones se pueden prevenir los derrames y reducir al mínimo sus efectos negativos sobre el medio ambiente y la salud humana.

- **Riesgo de explosión/incendio:**

Un incendio o explosión puede tener serias repercusiones ambientales. Los contaminantes liberados en la atmósfera pueden deteriorar la calidad del aire, afectar la salud humana y perjudicar la fauna y flora del área afectada. Entre los impactos ambientales más comunes se incluyen: la emisión de gases tóxicos (contaminación del aire), la liberación de productos químicos (contaminación del

aire, agua y/o suelo, con efectos tóxicos en los seres vivos), el uso intensivo de agua para controlar el fuego (agotamiento de recursos), la contaminación del agua utilizada en la extinción debido a la presencia de productos químicos que se infiltran en el suelo (contaminación del agua y del suelo), y la pérdida de hábitats o alteraciones en los ecosistemas. Por tanto, es crucial implementar medidas preventivas para evitar incendios y explosiones, y en caso de que ocurran, tomar acciones efectivas para minimizar sus impactos ambientales.

- Caldera: Pueden fallar los mecanismos de control y elevarse la presión hasta niveles superiores a los de la resistencia del material. Esto generaría una explosión en el equipo de alta magnitud, ya que en su funcionamiento normal la caldera opera a más de 30 bares. También se podría ocasionar una fuga de gas natural y generar un incendio.
- Reactor y evaporador de entrada al reactor: Ambos equipos operan a 28 bares, por lo que si fallan los mecanismos de control la presión podría elevarse demasiado y generar una explosión.

En el *Anexo 1*, se desarrolla el procedimiento de identificación y evaluación de aspectos e impactos ambientales.

Parámetros de evaluación

Tanto en condiciones de actividades previstas (normales y anormales) como en aspectos ambientales derivados de situaciones no previstas (situaciones de emergencia razonablemente previsibles), los parámetros de evaluación incluyen los siguientes:

- Severidad: Califica el grado en que el impacto de un aspecto afecta al medio ambiente. Incluye los impactos en la salud humana.
- Frecuencia: Está dirigida a que tan frecuente un impacto podría ocurrir.
- Normado: Indica si un impacto está asociado con requerimientos gubernamentales.
- Posibilidad de controlar: Sirve como indicador de probabilidad de prevenir y controlar el impacto ambiental de las actividades, productos o servicios.

Criterios de evaluación

Tabla 7.2. Valoración de los criterios de evaluación.

| SEVERIDAD | | FRECUENCIA | | POSIBILIDAD DE CONTROL | |
|------------------------|---------------------|--|-----------------|-------------------------------|---------------------|
| <i>Calificación</i> | <i>Grado</i> | <i>Calificación</i> | <i>Grado</i> | <i>Calificación</i> | <i>Grado</i> |
| 5 | <i>Catastrófico</i> | 5 | <i>Muy alta</i> | 5 | <i>Remota</i> |
| 4 | <i>Crítico</i> | 4 | <i>Alta</i> | 4 | <i>Baja</i> |
| 3 | <i>Moderado</i> | 3 | <i>Moderada</i> | 3 | <i>Moderada</i> |
| 2 | <i>Menor</i> | 2 | <i>Baja</i> | 2 | <i>Probable</i> |
| 1 | <i>Inofensivo</i> | 1 | <i>Remota</i> | 1 | <i>Muy probable</i> |
| REQUISITO LEGAL | | | | | |
| <i>Calificación</i> | | <i>Grado</i> | | | |
| 5 | | <i>Regulado actualmente y no se cumple</i> | | | |
| 4 | | <i>Regulado actualmente y se cumple</i> | | | |
| 3 | | <i>Política Ambiental de la empresa y no se cumple</i> | | | |
| 2 | | <i>Política Ambiental de la empresa y se cumple</i> | | | |
| 2 | | <i>Regulado a futuro</i> | | | |
| 1 | | <i>No regulado</i> | | | |

Cálculo de significancia

Después de asignar valores a cada uno de los parámetros de evaluación mencionados anteriormente, el valor total del impacto ambiental surge de la suma de los términos correspondientes. Aquellos aspectos cuya sumatoria final sea mayor o igual a 2 (dos) se consideran significativos. Estos aspectos significativos son los que la organización debe tener en cuenta al establecer y revisar sus objetivos y metas ambientales, asegurando que su gestión ambiental se enfoque en mitigar o potenciar los impactos más relevantes.

La significancia puede calcularse como:

$$\text{SIGNIFICANCIA} = (\text{SEVERIDAD}) + (\text{FRECUENCIA}) + (\text{REGULATORIO}) + (\text{POSIBILIDAD DE CONTROLAR})$$

Luego la escala de valoración se define como en la *Tabla 7.3*.

Tabla 7.3. Escala de valoración de los impactos ambientales.

| RIESGO AMBIENTAL | |
|-------------------------|-------|
| Leve | 4-9 |
| Moderado | 10-15 |
| Alto | 16-20 |

En la *Tabla 7.4* se presenta la identificación y evaluación de los aspectos e impactos ambientales más evidentes y relevantes para la planta de producción de ácido láctico.

Tabla 7.4. Matriz de Identificación de Aspectos, Evaluación y Control de Impactos Ambientales.

| Identificación | | | Significancia del impacto | | | | | |
|-----------------------|--|---------|---|-----|------|------|-------|----|
| Aspecto | Tipo de operación | Impacto | Frec | Sev | Norm | Cont | Total | |
| Consumo de agua | Reposición agua de torre de enfriamiento | A | Agotamiento de los recursos disponibles | 2 | 3 | 2 | 1 | 8 |
| | Mantenimiento y limpieza del reactor | A | Agotamiento de los recursos disponibles | 2 | 3 | 2 | 1 | 8 |
| | Mantenimiento y limpieza del área | N | Agotamiento de los recursos disponibles | 4 | 3 | 2 | 1 | 10 |
| | Reposición agua de proceso | A | Agotamiento de los recursos disponibles | 2 | 3 | 2 | 3 | 10 |

| | | | | | | | | |
|-------------------------------------|--|---|--|---|---|---|---|----|
| | <i>Reposición de agua de caldera</i> | A | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 2 | 3 | 2 | 3 | 10 |
| <i>Consumo de energía eléctrica</i> | <i>Bombas y agitadores</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 5 | 3 | 2 | 3 | 13 |
| | <i>Energía eléctrica empleada en controladores, elementos de seguridad, computadoras y elementos del sistema de automatización</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 4 | 3 | 2 | 3 | 12 |
| | <i>Energía eléctrica empleada para iluminación de la planta y edificios administrativos</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 4 | 3 | 2 | 3 | 12 |
| | <i>Membrana de electrodiálisis</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 5 | 3 | 2 | 2 | 13 |
| | <i>Torre de enfriamiento</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 4 | 3 | 2 | 2 | 11 |
| | <i>Caldera</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 5 | 3 | 2 | 4 | 14 |
| <i>Consumo de gas natural</i> | <i>Calefacción y cocina</i> | N | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 2 | 3 | 2 | 2 | 9 |

| | | | | | | | | |
|-----------------------------------|--|----------|--|---|---|---|---|----|
| | <i>Generador para cortes de luz</i> | <i>E</i> | <i>Agotamiento de los recursos disponibles</i> | 1 | 3 | 2 | 3 | 9 |
| <i>Generación de residuos</i> | <i>Catalizador luego de su vida útil</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 1 | 4 | 2 | 4 | 11 |
| | <i>Efluentes líquidos de proceso</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 3 | 4 | 2 | 2 | 11 |
| | <i>Residuos sólidos urbanos</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 2 | 4 | 2 | 3 | 11 |
| | <i>Residuos peligrosos (aceites y lubricantes de motores)</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 4 | 4 | 3 | 2 | 13 |
| | <i>Mantenimiento y limpieza en el área</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 3 | 4 | 2 | 2 | 11 |
| <i>Emisión de vapores y gases</i> | <i>Generación de GEI por quema de combustibles en la caldera</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del aire</i> | 5 | 4 | 2 | 5 | 16 |
| | <i>Fuga de hidrógeno</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire</i> | 2 | 4 | 2 | 2 | 10 |
| | <i>Fuga de gas natural</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire, riesgo de explosión y agotamiento de un recurso natural</i> | 1 | 5 | 2 | 1 | 9 |
| | <i>Vapores de la corriente de proceso</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del aire</i> | 2 | 4 | 2 | 2 | 10 |
| | <i>Vapor de fluido auxiliar</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del aire</i> | 2 | 4 | 2 | 2 | 10 |

| | | | | | | | | |
|--|---|----------|---|---|---|---|---|----|
| | <i>Humos y gases generados en situación de incendio</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire</i> | 1 | 5 | 5 | 3 | 14 |
| <i>Manejo de sustancias peligrosas</i> | <i>Reposición de hidróxido de sodio concentrado</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 1 | 4 | 2 | 2 | 9 |
| | <i>Elementos de limpieza</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 2 | 4 | 2 | 3 | 11 |
| | <i>Manipulación de catalizador fresco</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 2 | 4 | 2 | 4 | 12 |
| | <i>Entrada materia prima</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 1 | 4 | 2 | 2 | 9 |
| <i>Generación de ruido</i> | <i>Utilización de maquinaria</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación sonora</i> | 5 | 2 | 2 | 3 | 12 |
| <i>Derrames</i> | <i>De reactivos y productos</i> | <i>N</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 2 | 4 | 2 | 1 | 9 |
| <i>Riesgo de incendio/explosión</i> | <i>Caldera</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire y suelo Afectación ecológica de flora y fauna</i> | 1 | 5 | 2 | 2 | 10 |
| | <i>Vapores inflamables</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire y suelo Afectación ecológica de flora y fauna</i> | 1 | 5 | 2 | 2 | 10 |
| | <i>Reactor y evaporador</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire y suelo Afectación ecológica de flora y fauna</i> | 1 | 5 | 2 | 2 | 10 |

| | | | | | | | | |
|---------------------|--|----------|---|---|---|---|---|----|
| | <i>Riesgo eléctrico</i> | <i>E</i> | <i>Contaminación del aire y suelo Afectación ecológica de flora y fauna</i> | 1 | 5 | 2 | 2 | 10 |
| <i>Construcción</i> | <i>Cambios en el suelo y ecosistema</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del suelo Afectación de flora y fauna</i> | 1 | 3 | 1 | 1 | 6 |
| | <i>Limpieza y lavado de equipos</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del suelo y agua</i> | 1 | 2 | 2 | 1 | 6 |
| | <i>Residuos peligrosos (pinturas, solventes acondicionado del reactor)</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del suelo, agua y/o aire</i> | 2 | 4 | 2 | 1 | 9 |
| | <i>Material particulado producto de las actividades de construcción</i> | <i>A</i> | <i>Contaminación del aire</i> | 2 | 2 | 2 | 2 | 8 |

Requisitos legales

En el desarrollo de la política ambiental, se subrayó la importancia de cumplir con los requisitos legales aplicables. Esto no solo es un requisito clave de la norma ISO 14001, sino también una necesidad para garantizar que la planta opere dentro del marco legal. Es imprescindible identificar y satisfacer estos requisitos para mantener la conformidad. Se debe evaluar todo el proceso productivo y todas las áreas de la organización para verificar el cumplimiento y corregir las no conformidades. Además, todo el personal debe ser informado de manera clara y eficiente sobre las acciones necesarias para cumplir con los requisitos legales. Debe existir también un procedimiento continuo que mantenga a la

empresa actualizada en materia legal y garantice que toda la documentación del sistema cumpla con las leyes vigentes.

Los requisitos legales obligatorios relacionados con los aspectos ambientales de una organización pueden incluir, si corresponde:

- a) requisitos de entidades gubernamentales u otras autoridades pertinentes;
- b) leyes y reglamentaciones locales, nacionales e internacionales;
- c) requisitos especificados en permisos, licencias u otras formas de autorización;
- d) órdenes, reglas o guías expedidas por los organismos de reglamentación;
- e) sentencias de cortes o tribunales administrativos.

Para este proyecto en particular se tiene en cuenta:

→ Ley General del Ambiente (25675/02)

→ Leyes Nacionales de Presupuestos Mínimos

- ◆ 27279/92: Gestión de Residuos Peligrosos.
- ◆ 26815/12: Manejo del fuego. Protección contra Incendios Forestales y Rurales.
- ◆ 26562/09: Ley de Presupuestos Mínimos para la Gestión y Eliminación de los PCBs.
- ◆ 25916/04: Gestión de Residuos Domiciliarios.
- ◆ 25831/04: Ley de Información Pública Ambiental.
- ◆ 25688/03: Gestión Ambiental del Agua.
- ◆ 25612/02: Gestión de Residuos Industriales.

→ Legislación Nacional - Aire

- ◆ Ley 20.284/73: Preservación de los Recursos del Aire.
- ◆ Ley 24.040/91: Control de la fabricación y comercialización de sustancias agotadoras de la capa de la capa de Ozono.
- ◆ Ley 23.778/90: Aprobación del Protocolo de Montreal.
- ◆ Ley 25.438/01: Apruébase el Protocolo de Kyoto.
- ◆ Res. 296/03: Norma complementaria de la ley 24440.

-
- ◆ Res. 708/96: Normas de medición de concentración de gases particulados emitidos por chimeneas.
 - Legislación Nacional - Agua
 - ◆ Ley 12257: Código de aguas.
 - ◆ Decreto 776/92: Creación de la Dirección de Cont. Hídrica.
 - ◆ Decreto 674/89: Reglamentario de la Ley 13577 de Obras Sanitarias.
 - Legislación Nacional - Suelo
 - ◆ Ley 24701: Aprobación de una Convención sobre Lucha contra la Desertificación en los países afectados por Sequía o Desertificación.
 - ◆ Ley 22428: Conservación y Recuperación de la Capacidad Productiva de los Suelos.
 - ◆ Decreto 681/81: Decreto Reglamentario sobre Conservación de Suelos.
 - Legislación Nacional - Residuos
 - ◆ Ley 24051/92: Residuos Peligrosos.
 - ◆ Decreto 831/93: Reglamentario de la Ley 24051.
 - ◆ Resolución 720/87: Listado de materiales peligrosos.
 - Principales normas provinciales
 - ◆ Ley 11717: Ley de Medio Ambiente.
 - ◆ Ley 13220: Gestión Integral de Residuos Sólidos Urbanos.
 - ◆ Ley 12036: Control de Residuos Peligrosos.
 - ◆ Decreto 1013/98: Reglamentación sobre Evaluación de Impacto Ambiental
 - ◆ Ley 11730: Regula el uso y la gestión del agua.
 - ◆ Ley 12175: Protección del Suelo.
 - ◆ Ley 13717: Ley de Cambio Climático.

Medidas preventivas y correctivas

Cuando se produce una no conformidad, la organización debe establecer procedimientos claros para definir responsabilidades y autoridades en el manejo e investigación de no conformidades. Debe tomar medidas para mitigar cualquier impacto y

asegurar la implementación de acciones correctivas y preventivas. Estas acciones deben ser adecuadas a la magnitud del problema y al impacto ambiental detectado. Además, la organización debe registrar cualquier cambio en los procedimientos documentados que surjan de estas acciones. También es necesario mantener procedimientos para identificar, conservar y gestionar los registros ambientales, incluyendo los de capacitación y los resultados de auditorías y revisiones.

Aquellos impactos que sean clasificados como leves en la matriz de identificación y evaluación (*Tabla 7.4*) no exigen más que su seguimiento; aquellos de impacto medio implicarán medidas preventivas de forma tal de que el riesgo no aumente; los impactos graves deberán contar con medidas correctivas urgentes así como un seguimiento constante con sus respectivos informes elevados a la alta dirección.

Consumo de recursos naturales

El agotamiento de recursos naturales no renovables es un tema de gran relevancia, dado que su explotación continúa sin la planificación y gestión adecuadas. La demanda y el consumo de estos recursos han crecido considerablemente debido al aumento de la población y la industrialización. Esta situación puede acarrear serias repercusiones a futuro, como la reducción de la disponibilidad de energía y materias primas, además de efectos negativos en el medio ambiente y en la calidad de vida de las personas. Por ello, es crucial fomentar prácticas sostenibles en la gestión de estos recursos y promover el desarrollo de alternativas renovables que sean más amigables con el medio ambiente.

El uso de agua, energía eléctrica y gas natural es esencial para el funcionamiento de la planta. Por esta razón, es fundamental realizar un seguimiento, siempre que sea posible, del consumo por kilogramo de ácido láctico producido (a través de indicadores) y asegurarse de que este se ajuste a los estándares establecidos por los objetivos y la política ambiental de la empresa.

Tabla 7.5. Indicadores de consumo de recursos naturales.

| Recurso natural | Ratio |
|------------------------|------------------------------------|
| <i>Agua</i> | <i>10.2 m³/tn AcLac</i> |
| <i>Energía</i> | <i>758 kW/tn AcLac</i> |
| <i>Gas natural</i> | <i>498 m³/tn AcLac</i> |

Consumo de agua

La mayor parte de este recurso se utiliza en la torre de enfriamiento de agua, que opera como un circuito cerrado. El agua fría se calienta en los intercambiadores y luego regresa a la torre para ser enfriada nuevamente. De este modo, el circuito solo necesita ser abastecido cuando hay pérdidas, ya sea por evaporación o derrames. Además, habrá un consumo diario de agua para usos de limpieza y consumo general.

Se pueden realizar las siguientes acciones para cuidar el agua:

- Utilizar grifos, inodoros y duchas de bajo flujo para reducir el consumo.
- Implementar sistemas para capturar y utilizar agua de lluvia para limpieza.
- Realizar mantenimiento regular para evitar fugas y asegurar un funcionamiento eficiente.
- Establecer sistemas de monitoreo para rastrear el uso de agua y detectar anomalías.
- Educar a los empleados sobre prácticas de conservación y la importancia del uso responsable del agua.

Consumo de energía eléctrica

Una manera de reducir el impacto del consumo energético es implementar medidas de eficiencia energética.

Se anticipa que en los próximos años, los avances en la tecnología del hidrógeno como fuente de energía serán significativos. La transición energética busca desarrollar un

sistema energético con bajas emisiones de CO₂, lo que ayudará a mitigar el calentamiento global; en este contexto, el hidrógeno verde, obtenido de fuentes renovables, es fundamental.

El hidrógeno tiene el potencial de convertirse en electricidad. Tras ser almacenado en tanques especiales, se canaliza hacia una pila de combustible, donde se combina con el oxígeno del aire para generar energía eléctrica. A diferencia de otras fuentes de energía convencionales, la generación de electricidad a partir de hidrógeno sólo produce agua como residuo, lo que convierte este proceso en limpio, sostenible y libre de emisiones contaminantes.

No obstante, el principal desafío para la producción de hidrógeno en la actualidad es su costo de fabricación. Para ser viable, el hidrógeno debe ser competitivo en precio en comparación con las tecnologías fósiles convencionales, lo que implica que su costo debe ser inferior al de la gasolina o el diésel actuales.

Aunque actualmente no es una alternativa viable debido a estas limitaciones, se espera que en el futuro, con la producción de hidrógeno en la planta, sea posible incorporar su tratamiento para lograr el autoabastecimiento de energía eléctrica.

Generación de residuos

Para la generación de residuos, se debe clasificar y pesar los residuos generados (orgánicos, inorgánicos, reciclables) como parte del proceso de medición y monitoreo. Las acciones correctivas incluyen la implementación de programas de reciclaje y reutilización de materiales, la reducción del uso de materiales de un solo uso y la sensibilización del personal sobre la correcta segregación de residuos. La evaluación de la eficacia se basa en monitorear la reducción de los residuos enviados a vertederos y el incremento del reciclaje. Se contrata una empresa especializada para la deposición de residuos peligrosos, son quienes garantizan el manejo adecuado de este tipo de residuos. Estas empresas suelen estar certificadas y cumplen con las regulaciones locales e internacionales aplicables, garantizan un manejo, transporte y disposición segura, minimizando los riesgos para las personas y el medio ambiente. Proveen documentación que respaldan que los residuos

fueron tratados adecuadamente. Ayudan a clasificar residuos, optimizan la gestión interna y capacitan al personal.

Los catalizadores de hidroxiapatita con nanopartículas de cobre tienen una vida útil limitada, influenciada por diversos factores. Su rendimiento y estabilidad pueden deteriorarse con el tiempo debido a procesos como la desactivación química, la contaminación o el desgaste mecánico. Las condiciones de operación, como altas temperaturas y presiones en el reactor, pueden acelerar su degradación. La efectividad del catalizador se monitorea evaluando su actividad catalítica, particularmente en términos de rendimiento o selectividad hacia el producto deseado. Entre los principales indicadores de que el catalizador ha alcanzado el final de su vida útil se incluyen una disminución significativa en la conversión o selectividad y cambios visibles en su estructura física o color.

Una vez finalizada la vida útil el cobre puede recuperarse. Este puede extraerse del catalizador mediante procesos de lixiviación, seguido de una precipitación química o electrodeposición. Si la hidroxiapatita no sufrió una degradación severa puede someterse a procesos térmicos o químicos para reutilizarse en nuevos catalizadores o aplicaciones. Todo esto reduce el impacto ambiental, ya que mediante la segregación de los componentes presentes en el catalizador, se identifican aquellos que pueden ser reciclados antes de desechar el material completo.

Como el catalizador desgastado contiene residuos peligrosos debe ser enviado a una planta especializada en el tratamiento de metales pesados. En caso de que la regeneración o recuperación no sean viables, el catalizador puede someterse a un proceso de inertización de modo de inmovilizar al cobre y prevenir la lixiviación en el medio ambiente.

Emisiones de gases

Para gestionar el impacto ambiental derivado de las emisiones ocasionales, es crucial establecer programas de detección y prevención. Estas iniciativas pueden abarcar diversas acciones destinadas a asegurar la seguridad tanto en la planta de producción como en sus alrededores.

En primer lugar, el monitoreo y control de emisiones son esenciales; se debe establecer un sistema de monitoreo continuo que permita detectar y medir los niveles de gases contaminantes en tiempo real, garantizando una respuesta rápida ante cualquier anomalía.

Además, la inversión en tecnologías limpias y eficientes puede reducir significativamente la producción de gases nocivos. Esto incluye la instalación de calderas de baja emisión y sistemas de filtración, así como la utilización de tecnologías de captura de carbono. Un mantenimiento regular de los equipos y maquinarias es igualmente crucial para minimizar fugas; se deben realizar revisiones periódicas y reparaciones inmediatas cuando se detecten problemas.

La capacitación del personal también juega un papel importante; es vital ofrecer formación continua sobre prácticas adecuadas para la reducción de emisiones y el manejo seguro de sustancias químicas. Asimismo, siempre que sea posible, se recomienda sustituir productos químicos peligrosos por alternativas menos contaminantes.

En cuanto a las medidas correctivas, es importante actuar de inmediato ante la detección de emisiones fuera de los límites establecidos. Esto puede incluir la parada temporal de operaciones y una revisión exhaustiva de los equipos. Realizar un análisis de las causas que llevaron a la emisión excesiva de gases ayudará a elaborar un plan de acción para evitar futuras ocurrencias.

Asimismo, es esencial modificar los procesos de producción o logística que generen emisiones elevadas, incorporando prácticas más sostenibles y eficientes. Llevar a cabo auditorías ambientales periódicas y elaborar informes de cumplimiento permitirá identificar áreas de mejora y asegurar la conformidad con las regulaciones vigentes. Por último, colaborar con autoridades y organismos reguladores es clave para asegurar que se cumplan todas las normativas y se implementen las mejores prácticas en el manejo de emisiones.

Estas medidas buscan no solo reducir la emisión de gases, sino también fomentar un ambiente de trabajo más seguro y saludable para todos.

Manejo de sustancias peligrosas

En el manejo de sustancias químicas, se deben realizar auditorías de inventarios de estas sustancias como parte del proceso de medición y monitoreo.

Todas aquellas sustancias peligrosas presentes en el depósito de materias primas, como lo es el hidróxido de sodio deben contar con una contención secundaria capaz de retener el volumen total almacenado con sistemas que permitan recolectar cualquier derrame para su disposición segura. En el caso de las sustancias corrosivas, como también lo es el NaOH, su almacenamiento debe realizarse en recipientes diseñados para resistir agentes químicos. Estos tanques deben incluir una batea antiderrames con la capacidad de manejar fugas accidentales y evitar la contaminación del suelo.

Se debe implementar un sistema de monitoreo e inspección regular de los tanques y bidones para identificar fugas o daños. Además, se deben diseñar planes de emergencia que incluyan el bombeo inmediato de materiales derramados hacia recipientes seguros para su posterior tratamiento.

Todo el personal involucrado debe recibir formación en procedimientos de manejo de sustancias peligrosas, incluyendo el uso de EPP, el tratamiento de residuos y la respuesta ante emergencias ambientales o de salud.

Los IBC de ácido láctico deben colocarse sobre pallets antiderrames diseñados para contener posibles filtraciones.

El catalizador contiene cobre en formas lixiviables que pueden contaminar el agua o el suelo. También la exposición prolongada al polvo o partículas del catalizador puede provocar problemas respiratorios o irritación.

Se proponen buenas prácticas para el manejo del catalizador. Es necesario guardarlos en contenedores cerrados, etiquetados como "Material con alto contenido de cobre". Se debe manipular en áreas con extracción localizada o bajo campanas de seguridad. Además, se debe utilizar equipo de protección personal (EPP) como guantes, mascarillas y gafas de seguridad durante el manejo.

Las acciones correctivas incluyen mejorar los protocolos de almacenamiento y manipulación, capacitar al personal en la gestión segura de productos químicos peligrosos,

e implementar planes de respuesta ante emergencias químicas. La evaluación de la eficacia se basa en verificar la reducción de incidentes y derrames, así como asegurar el cumplimiento normativo.

Generación de ruido

En la generación de ruido, se deben realizar estudios de los niveles en las áreas afectadas como parte del proceso de medición y monitoreo. Las acciones correctivas incluyen la instalación de barreras acústicas y aislantes en las áreas ruidosas, la optimización de los horarios de trabajo para minimizar la exposición al ruido y la provisión de equipos de protección auditiva al personal. La evaluación de la eficacia consiste en medir los niveles de ruido antes y después de las medidas implementadas, y verificar el cumplimiento con los límites permitidos.

Riesgo de explosión

Para minimizar el riesgo de explosión en la caldera, es esencial implementar una serie de medidas preventivas. En primer lugar, se debe llevar a cabo un mantenimiento regular y exhaustivo de la caldera y sus componentes, asegurando que todas las piezas estén en condiciones óptimas y que no existan fugas de gases o vapor. Además, es fundamental establecer procedimientos de operación claros y capacitar al personal en su correcta aplicación. Esto incluye la supervisión constante de los parámetros de presión y temperatura, así como el monitoreo de los niveles de combustible.

La instalación de dispositivos de seguridad, como válvulas de alivio y sistemas de apagado automático, también es crucial para prevenir situaciones de emergencia. Asimismo, se deben realizar inspecciones periódicas y pruebas de seguridad, identificando y corrigiendo cualquier anomalía que pueda comprometer el funcionamiento seguro de la caldera.

Finalmente, fomentar una cultura de seguridad en el lugar de trabajo, donde todos los empleados sean conscientes de los riesgos y sepan cómo actuar en caso de una

emergencia, es vital para minimizar el riesgo de explosiones y garantizar un entorno laboral seguro.

Tratamiento de efluentes

Es fundamental para un Sistema de Gestión Ambiental definir valores adecuados para el vertido de los efluentes generados durante la operación continua de la planta. Asimismo, es indispensable implementar un protocolo que permita monitorear de manera constante los parámetros de vertido establecidos por la legislación vigente, a la cual la organización debe comprometerse.

Los límites de vuelco a respetar en la provincia de Santa Fe se detallan en la *Tabla 7.6*.

Tabla 7.6. Límites de vuelco.^[7.4]

| Parámetro | Unidad | Límites de descarga | | |
|----------------------------------|--------|---------------------|-----------------------|---------------------------|
| | | Colectora cloacal | Pluvial o superficial | Pozos o campos de drenaje |
| Temperatura | °C | ≤ 45 | ≤ 45 | N.E. |
| pH | - | 6.5 - 8.5 | 5.5 - 10.0 | 5.5 - 10.0 |
| Aceites y grasas | mg/L | ≤ 200 | ≤ 10 y ≤ 100 | Ausente y ≤ 100 |
| Sulfuros | mg/L | ≤ 2 | ≤ 1 | ≤ 1 |
| TSS | mg/L | ≤ 500 | ≤ 30 | N.E. |
| Sólidos sedimentables en 10 min | mg/L | N.E. | ≤ 0.5 | ≤ 0.5 |
| Sólidos sedimentables en 2 horas | mg/L | N.E. | N.E. | ≤ 1 |
| DBO | mg/L | ≤ 300 | ≤ 50 | ≤ 200 |
| DQO | mg/L | ≤ 375 | ≤ 75 | ≤ 350 |
| Fenoles | mg/L | ≤ 0.5 | ≤ 0.02 | ≤ 0.0005 |
| Hidrocarburos totales | mg/L | ≤ 100 | N.E. | ≤ 5 |

| | | | | |
|--------------------------|-------------|--------------|--------------|--------------|
| <i>Cianuro</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 0.1 | ≤ 0.2 | ≤ 0.05 |
| <i>Detergentes</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 5 | ≤ 1.0 | ≤ 0.2 |
| <i>Cromo hexavalente</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 0.2 | ≤ 0.1 | ≤ 0.05 |
| <i>Cromo trivalente</i> | <i>mg/L</i> | <i>N.E.</i> | ≤ 1.0 | <i>N.E.</i> |
| <i>Cadmio</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 0.2 | ≤ 0.02 | ≤ 0.005 |
| <i>Plomo</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 0.5 | ≤ 0.1 | ≤ 0.05 |
| <i>Mercurio</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 0.005 | ≤ 0.001 | ≤ 0.001 |
| <i>Arsénico</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 0.5 | ≤ 0.2 | ≤ 0.05 |
| <i>Hierro</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 2.5 | ≤ 2.5 | ≤ 2.5 |
| <i>Zinc</i> | <i>mg/L</i> | ≤ 5.0 | ≤ 5.0 | ≤ 5.0 |

Entre los límites establecidos por la Resolución N° 1089/82, destacan parámetros clave como la DBO, la DQO, el pH y la temperatura. Para garantizar el cumplimiento de estos límites, la empresa deberá implementar una planta de tratamiento diseñada para reducir la concentración de materia orgánica, así como para regular el pH y la temperatura del efluente.

Adicionalmente, será necesario evaluar la eficacia del tratamiento mediante la toma de muestras del efluente y la realización de los ensayos correspondientes. Para ello, se contará con personal capacitado encargado de llevar a cabo los análisis requeridos. Toda la información generada será debidamente documentada y puesta a disposición del ente regulador, asegurando así la transparencia y el cumplimiento normativo.

Como resultado del monitoreo continuo de estos parámetros, se implementan mejoras correctivas en el proceso de tratamiento. Entre las medidas correctivas destacan la optimización del sistema, la automatización del control de parámetros, la realización de auditorías internas y la actualización periódica del protocolo de tratamiento.

Objetivos ambientales

La organización debe establecer los objetivos ambientales en las funciones y niveles pertinentes, teniendo en cuenta los aspectos ambientales significativos de la organización y sus requisitos legales y otros, y considerando sus riesgos y oportunidades.

Los objetivos ambientales deben ser:

- Coherentes con la política ambiental
- Medibles (si es posible)
- Objeto de seguimiento
- Comunicados
- Actualizados, según sea apropiado

Además, se debe hacer una planificación de acciones para cumplir los objetivos ambientales. Se debe determinar:

- Lo que se va a hacer
- Qué recursos se requerirán
- Quiénes serán los responsables
- Cuándo se finalizará
- Cómo se evaluarán los resultados, incluidos los indicadores de seguimiento de los avances para el logro de sus objetivos ambientales medibles

Se plantean los siguientes objetivos:

- ✓ Reducción de emisiones contaminantes
- ✓ Optimización de uso de recursos
- ✓ Gestión adecuada de residuos
- ✓ Tratamientos de efluentes

Tabla 7.7. Objetivos ambientales.

| Objetivo ambiental | Aspecto asociado | Estrategias | Indicadores |
|--------------------------------------|---|--|--|
| Reducción de emisiones contaminantes | Emisiones de CO ₂ equivalente | <ul style="list-style-type: none"> Utilización energías renovables Reducción de residuos industriales Implementación de sistema de home office Sistema de automatización de apagado de electrodomésticos y equipos Instalación de luminarias de led Optimización cadena de suministro Implementación de transporte propio de la empresa | kg CO ₂ eq/kg ácido láctico |
| Optimización de uso de recursos | Consumo de energía eléctrica Consumo de agua Consumo de gas | <ul style="list-style-type: none"> Promulgar buenas prácticas en ahorro y uso eficiente de energía Optimización de los proceso Utilización de subproductos del proceso Aprovechamiento de la producción de hidrógeno del proceso como fuente de energía Planificación de uso de energías renovables Mantenimiento preventivo de los equipos Seguimiento de balance hídrico Implementación de planta de tratamiento de agua Formación del personal en cuidados del uso de agua y energía | Consumo de agua (litros de agua/kg ácido láctico) Consumo de gas (kWh/ kg/h de ácido láctico) Consumo de energía eléctrica (kWh/ kg/h de ácido láctico) |
| Reducción de residuos generados | Generación de residuos | <ul style="list-style-type: none"> Incluir sector de compostaje para desechar residuos orgánicos Uso de materiales reciclables Uso de envases retornables o de material reciclado Capacitación y concientización del personal Implementación de programas de reciclaje | kg residuo/kg ácido láctico % de reciclado (desechos reciclados/Incremento de % de desechos) |

| | | | |
|----------------------------------|-----------------------------|---|--|
| | | <ul style="list-style-type: none"> • <i>Colaboración de proveedores</i> • <i>Implementar gestión de residuos industriales</i> | <i>producidos)</i> |
| <i>Tratamientos de efluentes</i> | <i>Vertido de efluentes</i> | <ul style="list-style-type: none"> • <i>Instalación de planta de tratamiento de efluentes</i> • <i>Implementación de humedal para efluente del tipo urbano</i> • <i>Seguimiento monitoreado de la disposición de efluentes líquidos en cuerpos de agua</i> | <i>Cumplimiento de legislación vigente de vertido de efluentes</i> |

Soporte

Recursos

La organización debe determinar y proporcionar los recursos necesarios para el establecimiento, implementación, mantenimiento y mejora continua del sistema de gestión ambiental.

Competencia

La Norma ISO 14001 indica que la organización debe:

- determinar la competencia necesaria de las personas que realizan, bajo su control, un trabajo que afecta su desempeño ambiental y su capacidad para cumplir sus requisitos legales y otros requisitos;
- asegurarse de que estas personas sean competentes, con base en su educación, formación o experiencia apropiadas;
- determinar las necesidades de formación asociadas con sus impactos ambientales y su sistema de gestión ambiental;
- cuando sea aplicable, tomar acciones para adquirir la competencia necesaria y evaluar la eficacia de las acciones tomadas.

En la planta de ácido láctico para alcanzar estas competencias por parte de la organización.

La dirección de la empresa debe determinar las competencias exactas con las que debe contar el personal involucrado en la operación de la planta se debe asegurar:

-Gestión de residuos y emisiones: Entender los métodos de clasificación y disposición de residuos, así como el control de emisiones.

-Conocimientos en seguridad industrial: Conocer y aplicar los protocolos de seguridad específicos para prevenir accidentes en el entorno de la planta.

-Respuesta ante emergencias químicas: Estar capacitado en procedimientos de respuesta rápida y uso adecuado de equipos de protección en caso de emergencias.

-Normativa ambiental y cumplimiento regulatorio: Conocer la normativa ambiental aplicable a la planta y los requisitos de cumplimiento.

-Mantenimiento de equipos: Saber realizar el mantenimiento básico de los equipos de producción para asegurar su correcto funcionamiento.

-Manejo seguro de sustancias químicas: Saber manipular y almacenar sustancias químicas peligrosas de manera segura.

Para asegurar que las personas que llevan a cabo el funcionamiento de la planta sean competentes la empresa se compromete a:

-Revisión de antecedentes y experiencia: Evaluar los antecedentes académicos y la experiencia previa de los empleados en producción química y manejo seguro

de sustancias, asegurando que cumplan con los requisitos mínimos del puesto.

-Programa de inducción especializado: Implementar un programa de inducción que incluya formación en procesos específicos de la planta, normativas de seguridad, y procedimientos ambientales.

-Entrenamiento en el puesto de trabajo: Proporcionar entrenamiento práctico en el puesto para desarrollar habilidades específicas bajo la supervisión de un mentor experimentado.

-Capacitaciones continuas y evaluaciones periódicas: Realizar capacitaciones regulares

en temas de seguridad y cumplimiento normativo, acompañadas de evaluaciones periódicas para asegurar la retención de conocimientos.

-Certificaciones profesionales: Facilitar que el personal obtenga certificaciones en áreas clave, como seguridad en el manejo de productos químicos y control de emisiones.

Toma de conciencia

La organización debe asegurarse de que las personas que realicen el trabajo bajo el control de la organización tengan conciencia de:

- a) la política ambiental;
- b) los aspectos ambientales significativos y los impactos ambientales reales o potenciales relacionados, asociados con su trabajo;
- c) su contribución a la eficacia del sistema de gestión ambiental, incluidos los beneficios de un mejor desempeño ambiental;
- d) las implicaciones de no cumplir los requisitos del sistema de gestión ambiental, incluido el incumplimiento de los requisitos legales y otros requisitos de la organización.

Comunicación

La organización debe establecer, implementar y mantener los procesos necesarios para las comunicaciones internas y externas pertinentes al sistema de gestión ambiental. La empresa puede establecer un proceso claro y estructurado de comunicación, enfocado en asegurar la claridad, fiabilidad y adecuación de la información ambiental que incluyan:

- a) qué comunicar;
- b) cuándo comunicar;
- c) a quién comunicar;
- d) cómo comunicar.

A su vez, al planificar el proceso de comunicación se deben tener en cuenta los requisitos legales y asegurar que la información ambiental comunicada sea coherente con la información generada en el SGA, sea fiable y se documente.

A continuación, se detallan los pasos para cumplir con los puntos de comunicación:

-Definir qué comunicar: La empresa debe identificar los temas críticos del SGA que requieren comunicación, como la política ambiental, objetivos y metas, resultados de desempeño ambiental, cumplimiento normativo, y cualquier información relevante sobre aspectos e impactos ambientales.

-Establecer cuándo comunicar: Es importante definir la frecuencia de comunicación para cada tipo de información.

Por ejemplo, reportes sobre el desempeño ambiental y el cumplimiento de los objetivos podrían comunicarse trimestralmente o anualmente. La comunicación sobre incidentes o emergencias ambientales, en cambio, debe ser inmediata.

La empresa puede definir un calendario de comunicaciones que asegure una frecuencia consistente y oportuna.

-Identificar a quién comunicar: La organización debe determinar las audiencias internas (empleados, equipos específicos, alta dirección) y externas (autoridades regulatorias, comunidades, proveedores y clientes) para cada tipo de información ambiental. Esto asegura que cada grupo reciba la información relevante según su nivel de implicación y su interés en el SGA.

-Establecer cómo comunicar: Para cada audiencia y tipo de información, la empresa debe seleccionar los métodos de comunicación más adecuados. Para la comunicación interna, pueden utilizarse boletines, capacitaciones, reuniones de equipo y tableros informativos. Para la comunicación externa, es útil emplear reportes ambientales, publicaciones en el sitio web, y reuniones con las partes interesadas. La elección del método debe asegurar que la información se comunique de forma accesible, comprensible y adecuada para cada receptor.

Al planificar este proceso de comunicación, la empresa debe considerar los requisitos legales aplicables y asegurar que toda la información ambiental comunicada sea coherente con la generada dentro del SGA. Para ello, es esencial que la información sea revisada y aprobada antes de su difusión para asegurar su exactitud y fiabilidad. Además, es importante documentar todas las comunicaciones realizadas para tener un registro que permita evaluar la eficacia del proceso y su cumplimiento con la norma. Esta estructura de comunicación no solo ayuda a cumplir con los requisitos de la norma ISO 14001, sino que también refuerza la transparencia, fomenta la participación de los empleados y mejora la relación de la empresa con sus partes interesadas externas.

Documentación

El SGA de la empresa deberá contar con la información documentada exigida en la norma ISO 14001, además de la que se considere necesaria para la eficacia del sistema de gestión. En todo momento, la información creada y actualizada deberá contener: una identificación y descripción; un formato y medio de soporte acorde; y una revisión y aprobación con respecto a la idoneidad y a la adecuación.

Toda la información documentada deberá ser de fácil acceso, estar protegida adecuadamente, poseer un control de cambios, y ser almacenada y preservada.

La empresa brindará instructivos y fichas de registro para mantener un adecuado seguimiento de los principales aspectos ambientales. Un ejemplo se puede observar en el *Anexo II*, en el que se establece un procedimiento para el almacenamiento de sustancias y su posterior registro.

Estas acciones no solo ayudan a cumplir con los requisitos del SGA, sino que también mejoran la trazabilidad, aseguran el cumplimiento normativo y permiten un monitoreo continuo del desempeño ambiental de la planta.

Planificación y control operacional

La norma ISO 14001 establece directrices para la planificación, control operacional y evaluación del desempeño del sistema de gestión ambiental. Es esencial que este sistema se revise periódicamente para garantizar su eficacia, adaptándose a cambios en los intereses de las partes interesadas, requisitos legales, aspectos ambientales significativos, y riesgos y oportunidades emergentes.

Para realizar las acciones y objetivos del sistema de gestión ambiental, se debe proceder mediante:

- El establecimiento de criterios de operación para los procesos.
- La implementación del control de los procesos de acuerdo con los criterios de operación.

Debe asegurarse que los procesos externos contratados estén controlados, o que se tenga alguna influencia sobre ellos. El tipo y grado de control sobre estos procesos se define en el sistema de gestión ambiental.

Para un correcto establecimiento de los criterios de operación y del control de los procesos se debe:

- Establecer los controles, según corresponda, para asegurar que sus requisitos ambientales sean abordados en el proceso de diseño y desarrollo del producto o servicio, considerando cada etapa de su ciclo de vida.
- Determinar sus requisitos ambientales para la compra de productos y servicios, según corresponda.
- Comunicar sus requisitos ambientales pertinentes a los proveedores externos, incluidos los contratistas.
- Considerar la necesidad de suministrar información acerca de los impactos ambientales potenciales significativos asociados con el transporte o la entrega, el uso, el tratamiento al finalizar la vida y la disposición final de sus productos o servicios.

Respuesta ante emergencias

Se deben establecer los procesos de preparación y mitigación ante situaciones de potenciales de emergencia identificadas.

La norma ISO 14001 establece que la empresa debe:

- Prepararse para responder, mediante la planificación de acciones para prevenir o mitigar los impactos ambientales adversos por situaciones de emergencia;
- Responder a situaciones de emergencia reales;
- Empezar acciones para prevenir o mitigar las consecuencias de las situaciones de emergencia ambiental, apropiadas a la magnitud de la emergencia o accidente y al impacto ambiental potencial;
- Poner a prueba periódicamente el procedimiento, cuando sea posible;
- Revisar y actualizar periódicamente los procesos y la respuesta planificada, en particular, después de que hayan ocurrido situaciones de emergencia o de que se hayan realizado pruebas.
- Proporcionar información y formación pertinentes, con relación a la preparación y respuesta ante emergencias, según corresponda, a las partes interesadas pertinentes, incluidas las personas que trabajan bajo su control.

Evaluación del desempeño

La evaluación del desempeño ambiental y la efectividad del sistema de gestión deben comunicarse tanto interna como externamente, cumpliendo con los requisitos legales. Es fundamental documentar la información necesaria como evidencia de los resultados obtenidos a través de seguimiento, medición, análisis y evaluación.

Asimismo, la empresa puede implementar un programa de auditorías internas que incluya la revisión de procesos y el cumplimiento de las normas ambientales establecidas.

Es vital conservar la información de las auditorías como prueba de la implementación del programa y como documentación de seguimiento.

Por otro lado, la alta dirección debe revisar el sistema de gestión ambiental de la organización a intervalos planificados, para asegurarse de su conveniencia, adecuación y eficacia continuas. En esta revisión se deben considerar cuestiones sobre el estado de las acciones desde revisiones por la dirección previas, el grado en el cual se han cumplido los objetivos ambientales, adecuación de los recursos, las oportunidades de mejora continua, entre otros. Los elementos de salida de la revisión por la dirección deben incluir:

- Las conclusiones sobre la conveniencia, adecuación y eficacia continuas del sistema de gestión ambiental.
- Las decisiones relacionadas con las oportunidades de mejora continua.
- Las decisiones relacionadas con cualquier necesidad de cambio en el sistema de gestión ambiental, incluidas los recursos.
- Las acciones necesarias cuando no se hayan cumplido los objetivos ambientales.
- Las oportunidades de promover la integración del sistema de gestión ambiental a otros procesos de negocio, si fuera necesario.
- Cualquier implicación para la dirección estratégica de la organización.

Mejora continua

La mejora continua es un principio esencial para alcanzar y mantener un desempeño ambiental óptimo en la planta de producción de ácido láctico. Según la norma ISO 14001, la organización debe identificar de manera constante oportunidades de mejora que permitan fortalecer la idoneidad, adecuación y eficacia de su Sistema de Gestión Ambiental (SGA). Esto implica llevar a cabo un proceso sistemático para evaluar y optimizar todos los elementos del SGA, asegurando que cada ajuste o cambio contribuye directamente a la mejora del desempeño ambiental.

Para ello, es necesario que la planta realice evaluaciones regulares de sus procesos y prácticas de producción, identificando y abordando áreas que impactan significativamente

el medio ambiente. Este enfoque debe incluir la revisión de aspectos tales como el control de emisiones, la gestión de residuos, el uso de sustancias químicas y el consumo de recursos como energía y agua. Mediante auditorías internas, análisis de datos ambientales y revisión de objetivos y metas ambientales, la organización puede obtener una visión clara de sus avances y áreas de mejora.

Además, la planta debe implementar acciones específicas de mejora en respuesta a los hallazgos de auditorías o a cambios en las condiciones legales y normativas. Estas acciones pueden incluir la actualización de tecnologías para procesos más limpios, la capacitación del personal en mejores prácticas ambientales, y la optimización de procedimientos para reducir el impacto ambiental de la producción. La participación activa del personal en este proceso es clave, ya que fomenta una cultura de mejora continua y responsabilidad ambiental en todos los niveles.

La empresa debe establecer mecanismos de seguimiento y medición de las acciones implementadas para verificar que realmente contribuyan a los resultados previstos en el SGA. A través de una revisión periódica de los indicadores de desempeño ambiental y de la eficacia de las mejoras implementadas, **la empresa debe asegurar que el SGA evoluciona y se adapta**, promoviendo de este modo un ciclo de mejora continua conforme a los requisitos de la norma ISO 14001.

La mejora continua es fundamental para lograr y mantener un desempeño ambiental óptimo en la empresa. La organización debe determinar las **oportunidades de mejora e implementar las acciones necesarias** para lograr los resultados previstos en su sistema de gestión ambiental. Esto conlleva mejorar continuamente la idoneidad, adecuación y eficacia del sistema de gestión ambiental con el fin de mejorar el desempeño ambiental.

El objetivo de mejora continua al cual se compromete la empresa es, justamente, el de encontrar áreas de oportunidades e implementar pequeñas pero rápidas mejoras constantemente a fines de lograr la estandarización y sustentabilidad del SGA.

Bibliografía

^[7.1] Norma ISO 14001: International Organization for Standardization. (2015). *ISO 14001:2015 - Environmental management systems — Requirements with guidance for use*.
<https://www.iso.org/obp/ui/es/#iso:std:iso:14001:ed-3:v1:es>

^[7.2] *Procedimiento de identificación y evaluación de aspectos ambientales*. Universidad de Málaga.(s.f.).

^[7.3] *Instructivo para la clasificación y almacenamiento de residuos especiales y peligrosos (REA)*. (s.f.). Recuperado de
<https://studylib.es/doc/6138179/instructivo-para-la-clasificacion-y-almacenamiento-de-rea>

^[7.4] Gobierno de la Provincia de Santa Fe. (1982). *Resolución N° 1089/82* . Recuperado de
<https://www.santafe.gov.ar/index.php/web/content/download/22767/111069/file/R>

Anexo I

Procedimiento de identificación y evaluación de aspectos e impactos ambientales

| BioLáctico S.A. | PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE ASPECTOS AMBIENTALES | Revisión N°: ... |
|---|---|-----------------------|
| | | Fecha de emisión: ... |
| <p>1. Objeto</p> <p>Describir la metodología empleada para identificar, evaluar y registrar los aspectos ambientales como consecuencia de la actividad realizada en la planta BioLáctico S.A., con la finalidad de determinar los que tienen impacto significativo sobre el medio ambiente y asegurarse de que sean tenidos en cuenta en el establecimiento, implementación y mantenimiento del SGA de la empresa.</p> <p>2. Alcance</p> <p>Los aspectos ambientales que se puedan controlar resultantes de las actividades y productos de la empresa BioLáctico S.A. y aquellos sobre los que la empresa pueda influir.</p> <p>3. Definiciones y abreviaturas</p> <p>Aspecto ambiental: elemento de las actividades, productos o servicios de la organización que puede interactuar con el medio ambiente.</p> <p>Impacto ambiental: cualquier cambio en el medio ambiente, ya sea adverso o beneficioso, como resultado total o parcial de los aspectos ambientales de una organización.</p> <p>Parámetro de evaluación: propiedad representativa de un aspecto ambiental que lo caracteriza cuantitativa o cualitativamente.</p> | | |

Criterio de evaluación: regla que permite asignar un valor objetivo a los parámetros definidos para cada aspecto ambiental.

Significancia ambiental: valoración del impacto ambiental potencial o real de una actividad obtenida a partir de criterios cuantitativos y cualitativos.

Situación normal: condición habitual de trabajo, planificada y previsible.

Situación anormal: condición de trabajo planificada y previsible pero que no ocurre continuamente (puesta a punto, limpiezas, mantenimiento, obras puntuales, etc.)

Situación de emergencia: situación imprevista derivada de un incidente o accidente que origina un daño al medio ambiente.

Empresa: organización y espacio físico total donde se está implantando el Sistema de Gestión Ambiental.

BDD: Base de datos.

MA: Medio ambiente. Medioambiental.

RP: Residuo peligroso.

CTSGA: Comité Técnico del Sistema de Gestión Ambiental.

SGA: Sistema de Gestión Medioambiental.

4. Responsabilidades

Tabla 7.8. Cuadro de responsabilidades.

| | Dirección | CTSGA |
|---|-----------|-------|
| Identificación de los aspectos ambientales | | R |
| Definición de parámetros y criterios de evaluación | | R |
| Evaluación del nivel de significancia ambiental de los aspectos | | R |
| Elaboración del informe de aspectos ambientales | | R |
| Elaboración del Programa de objetivos y metas | C | R |
| Revisión del Informe y del Programa | R | |
| Aprobación del Informe y del Programa | R | |

R=responsabilidad C=colaboración

5. Documentación relacionada

- Apartado 4.3.1. de la norma ISO 14001 "Aspectos ambientales"
- Capítulo 6 del Manual de gestión ambiental "Aspectos ambientales"
- Procedimiento de seguimiento de aspectos ambientales
- Informe anual de aspectos ambientales
- Programa de objetivos y metas

6. Procedimiento

6.1. Flujograma

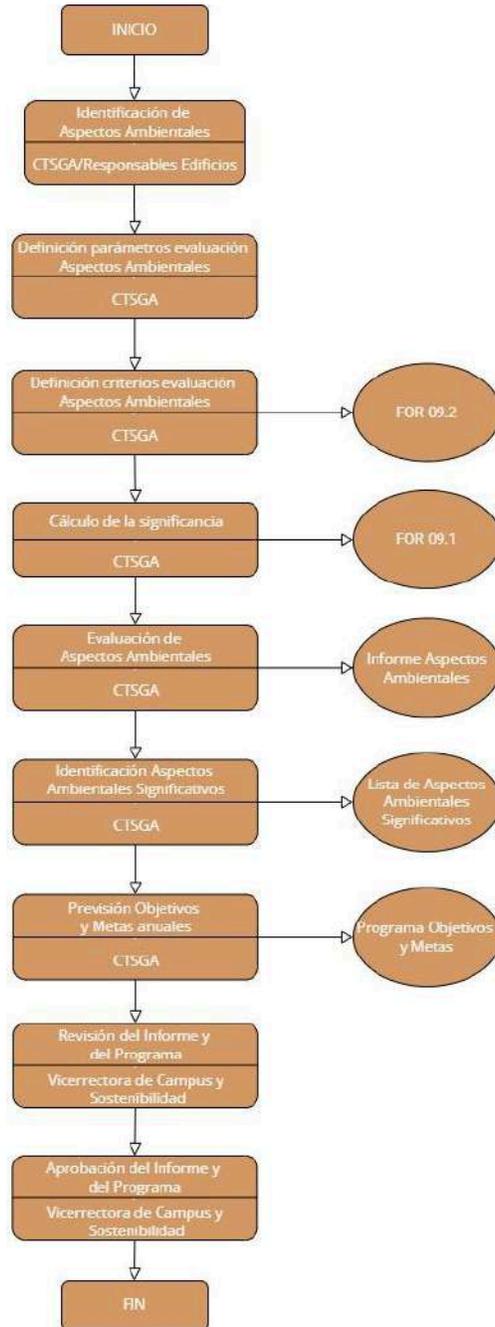


Figura 7.3. Flujograma.

6.2. IDENTIFICACIÓN DE ASPECTOS AMBIENTALES

El CTSGA, en colaboración con la dirección de la empresa, identifica los aspectos ambientales que se desprenden de las condiciones de funcionamiento normales, anormales y de emergencia del mismo. De igual manera, realiza un estudio y descripción de dichos aspectos a través de visitas, cuestionarios y consultas para recabar información.

La relación de aspectos ambientales identificados y una breve descripción de los mismos se incluirán en el Informe de aspectos ambientales que cada año se deberá redactar como resultado de la aplicación de este procedimiento.

6.3. PARÁMETROS DE EVALUACIÓN

Una vez identificados los aspectos ambientales en condiciones normales, anormales y en caso de incidentes y accidentes, se evaluará el impacto que pueden provocar los mismos con la finalidad de determinar su significancia o importancia relativa.

Los parámetros utilizados para la evaluación de la significancia de los aspectos ambientales asociados a condiciones de actividad previstas (normales y anormales de funcionamiento) son:

- Severidad: Califica el grado en que el impacto de un aspecto afecta al medio ambiente. Incluye los impactos en la salud humana. Severidad de las consecuencias, en el supuesto de que ocurra, basándose en los aspectos ambientales que se desprendan de cada situación de emergencia.
- Frecuencia: Está dirigida a que tan frecuente un impacto podría ocurrir.
- Normado: Indica si un impacto está asociado con requerimientos gubernamentales.
- Posibilidad de controlar: Sirve como indicador de probabilidad de prevenir y controlar el impacto ambiental de las actividades, productos o servicios. recibirá mayor puntuación cuanto mayor sea el grado de intervención que necesite la situación de emergencia para ser controlada.

CRITERIOS DE EVALUACIÓN

Los criterios o reglas que se utilizarán para puntuar la magnitud y/o naturaleza de los aspectos que previsiblemente pudieran ser identificados en BioLáctico S.A. se incluirán en los formularios correspondientes (FOR 09.2).

Cuando se identifique un aspecto ambiental para el que no haya establecido un criterio de evaluación, éste deberá ser diseñado con el objeto de que dicho aspecto sea evaluado, incluyéndose como modificación del presente procedimiento. Usando la *Tabla 7.8* se puede evaluar los aspectos ambientales.

Tabla 7.9. Valoración de los criterios de evaluación.

| SEVERIDAD | | FRECUENCIA | | POSIBILIDAD DE CONTROL | |
|------------------------|---------------------|--|-----------------|-------------------------------|---------------------|
| <i>Calificación</i> | <i>Grado</i> | <i>Calificación</i> | <i>Grado</i> | <i>Calificación</i> | <i>Grado</i> |
| 5 | <i>Catastrófico</i> | 5 | <i>Muy alta</i> | 5 | <i>Remota</i> |
| 4 | <i>Crítico</i> | 4 | <i>Alta</i> | 4 | <i>Baja</i> |
| 3 | <i>Moderado</i> | 3 | <i>Moderada</i> | 3 | <i>Moderada</i> |
| 2 | <i>Menor</i> | 2 | <i>Baja</i> | 2 | <i>Probable</i> |
| 1 | <i>Inofensivo</i> | 1 | <i>Remota</i> | 1 | <i>Muy probable</i> |
| REQUISITO LEGAL | | | | | |
| <i>Calificación</i> | | <i>Grado</i> | | | |
| 5 | | <i>Regulado actualmente y no se cumple</i> | | | |
| 4 | | <i>Regulado actualmente y se cumple</i> | | | |
| 3 | | <i>Política Ambiental de la empresa y no se cumple</i> | | | |
| 2 | | <i>Política Ambiental de la empresa y se cumple</i> | | | |
| 2 | | <i>Regulado a futuro</i> | | | |
| 1 | | <i>No regulado</i> | | | |

La significancia del Impacto Ambiental asociado a cada aspecto se calculará de la siguiente forma:

Para situaciones previstas (normales y anormales):

$$\text{SIGNIFICANCIA} = (\text{SEVERIDAD}) + (\text{FRECUENCIA}) + (\text{REGULATORIO}) + (\text{POSIBILIDAD DE CONTROLAR})$$

Para situaciones no previstas (Incidentes y accidentes):

$$\text{SIGNIFICANCIA} = \text{PROBABILIDAD} \times \text{CONTROL} \times \text{GRAVEDAD POTENCIAL}$$

Un aspecto se considerará significativo, y por tanto prioritario a la hora de plantear objetivos y metas, si el valor de que se obtiene de la multiplicación supera a la mediana del conjunto de valores que podría adoptar la significancia según los criterios que se han definido y no significativo si es igual o menor a dicho valor.

Los aspectos ambientales significativos son prioritarios a la hora de establecer objetivos, metas y programas ambientales y serán objeto de seguimiento y medición por parte de la organización.

Se podrán considerar como significativos con independencia de la puntuación obtenida los aspectos para los que haya un riesgo de incumplimiento importante de la reglamentación o aquellos aspectos para los que se haya mostrado especial interés, sensibilización o preocupación por las partes interesadas.

Asimismo aspectos que hayan resultado significativos según la evaluación podrán no incluirse en los objetivos y metas por intervenir en su valoración final criterios de naturaleza económica, tecnológica, operativa o social. En cualquiera de los dos casos se justificará debidamente la inclusión o exclusión de los aspectos afectados en los objetivos y metas planteados.

Para facilitar la evaluación de los aspectos se utilizarán los formularios para la identificación y evaluación de aspectos ambientales en los que quedará registrado para

cada aspecto la información utilizada para la evaluación y los resultados obtenidos en el cálculo de la significancia.

6.6. Resultados

6.6.1. Informe anual de aspectos ambientales

Una vez realizada la evaluación de los aspectos ambientales identificados, el CTSGA redacta anualmente un Informe de aspectos ambientales.

En este informe se identifican los aspectos que han resultado significativos y los que no, especificando el valor de la mediana para cada uno y el valor resultante del cálculo de la significancia. Su contenido se tomará como base para la elaboración del Programa de objetivos y metas.

6.6.2. Programa de objetivos y metas

La elaboración del Programa la realiza anualmente el CTSGA tras la obtención de la lista de aspectos ambientales significativos. El Programa de objetivos y metas es un documento que integra los objetivos y metas previstos para el año, tomando como base la Política Ambiental, los aspectos ambientales evaluados como significativos, los requisitos legales y las consultas realizadas a las partes implicadas. En él se incluyen las medidas adoptadas para alcanzar los objetivos previstos. Además, se evaluará la consecución de los objetivos del año anterior.

Se establece una fecha para el seguimiento de las actuaciones y otra para su consecución, detallando en cada caso el grado de cumplimiento de las mismas (No iniciada, Iniciada o Finalizada). Igualmente, en la fecha programada para la consecución de los objetivos se verificará el grado de cumplimiento de los mismos.

7. Registro

Los registros que se derivan de la puesta en práctica de este procedimiento, se generan cuando se rellenan los formularios que se enumeran a continuación o introducen la información correspondiente en la base de datos de Control de aspectos.

Los registros derivados del procedimiento de identificación y evaluación de aspectos ambientales son:

Formularios de identificación y evaluación de aspectos ambientales (FOR 09.1), el registro se genera cuando el CTSGA, anualmente, aplica la metodología para la evaluación de aspectos ambientales. Este registro es archivado por el CTSGA y conservado durante un periodo mínimo de 3 años.

Formularios de criterios para la evaluación de aspectos ambientales (FOR 09.2). en el que se exponen los criterios o reglas que se utilizan para puntuar la magnitud y/o naturaleza de los aspectos ambientales identificados.

| ELABORADO: | REVISADO: | APROBADO: |
|--------------------------------------|-----------------------------------|---|
| Firmado: | Firmado: | Firmado: |
| Cargo: Comité Técnico del SGA | Cargo: Responsable del SGA | Cargo: Vicerrectora de Campus y Sostenibilidad |
| Fecha: | Fecha: | Fecha: |

Anexo II

Instructivo y Registro: Almacenamiento de sustancias

| BioLáctico S.A. | INSTRUCTIVO DE TRABAJO: | Revisión N°: ... |
|--|---|-----------------------|
| | ALMACENAMIENTO DE SUSTANCIAS | Fecha de emisión: ... |
| <p>1. OBJETIVOS</p> <p>El objetivo de este instructivo es definir la secuencia de pasos a seguir al evaluar la integridad del almacenamiento de sustancias químicas.</p> <p>2. ALCANCE</p> <p>Este instructivo se aplica en el almacén de agentes químicos.</p> <p>3. RESPONSABLES</p> <p>Jefe del laboratorio de BioLáctico S.A.: seleccionar al personal idóneo para la realización del presente instructivo y garantizar su cumplimiento en los plazos definidos. Aprobación de mejoras y acciones correctivas y su seguimiento al ser implementadas. Mantener unificado el criterio de almacenamiento para los diferentes productos químicos.</p> <p>Técnico de laboratorio: realizar los pasos que se detallan en el presente instructivo y completar los registros asociados.</p> <p>4. DESARROLLO</p> <p>El operario asignado realiza un check-list de los siguientes aspectos:</p> <p>4.1. Verificar que la estantería donde se almacenan los productos químicos se encuentre en condiciones. Luego, retirar todos aquellos productos que se</p> | | |

encuentren en ese momento y verificar que la estructura sea resistente y que no se deforme por el peso.

4.2. Verificar que cada compuesto químico esté correctamente rotulado y codificado de acuerdo al tipo de riesgo que representa.

4.3. Verificar que todos los recipientes se encuentren correctamente cerrados; que las tapas estén en perfecto estado al igual que los envases.

4.4. Verificar que las sustancias almacenadas formen parte del inventario de sustancias químicas registrado en la empresa.

4.5. Verificar la fecha de vencimiento de los productos químicos y los que se encuentren vencidos, así como los elementos que se contaminen con estos; para que sean recogidos y dispuestos por el proveedor de manera adecuada.

4.6. Verificar que el espacio de almacenamiento internamente cuente con suficiente iluminación y ventilación, así mismo las paredes y pisos deben ser planos e impermeables para facilitar la limpieza y evitar derrames.

4.7. Verificar las indicaciones de almacenaje dispuestas en las hojas de seguridad que entregan los proveedores y la compatibilidad de los mismos con otros compuestos.

4.8. Verificar que las hojas de seguridad, particularmente la de elementos peligrosos, se encuentren fácilmente disponibles.

4.9. Verificar la fecha de vencimiento de los productos químicos y recoger aquellos que se encuentren vencidos para su posterior disposición.

4.10. Verificar la iluminación y ventilación del espacio de acuerdo.

4.11. Verificar la fecha de vencimiento de los matafuegos.

Si alguno de estos puntos no cumpliera con los requerimientos el operario lo debe registrar en el registro IT-OP-01, junto con las observaciones que considere pertinentes, de forma tal que, el jefe de laboratorio pueda proceder para su resolución.

| | | |
|-------------------|------------------|------------------|
| ELABORADO: | REVISADO: | APROBADO: |
| | | |
| Firma y fecha | Firma y fecha | Firma y fecha |

Registro

| | | |
|------------------------|---|-----------------------|
| BioLáctico S.A. | REGISTRO REVISIÓN POR LA DIRECCIÓN | Revisión N°: ... |
| | | Fecha de emisión: ... |

| | | | | |
|---|----------------------|-------------------|------------------|----------------------|
| <i>Persona convocante:</i> | <i>Fecha y hora:</i> | <i>Acta N°:</i> | <i>Lugar:</i> | |
| <i>DETALLE</i> | | | | |
| <i>(Agenda) Asuntos a tratar</i> | | | | |
| <i>1</i> | | | | |
| <i>Responsable del manejo de la sustancia</i> | <i>Nombre:</i> | <i>Dirección:</i> | <i>Teléfono:</i> | |
| <i>Nombre de la sustancia</i> | | | | Observaciones |
| <i>Grado de peligrosidad</i> | <i>Alto</i> | <i>Medio</i> | <i>Bajo</i> | |

| | | | |
|-----------------------------------|------------------------------|------------------------|---------------|
| <i>Fecha de vencimiento</i> | | | |
| <i>Hoja de seguridad</i> | <i>Se encuentra</i> | <i>No se encuentra</i> | |
| <i>Rotulado de las sustancias</i> | <i>Correcto</i> | <i>Incorrecto</i> | |
| <i>Pisos y paredes</i> | <i>Planos e impermeables</i> | <i>De otro tipo:</i> | |
| <i>Estantería</i> | <i>Apta</i> | <i>Defectuosa</i> | |
| <i>Ventilación e iluminación</i> | <i>Correcta</i> | <i>Incorrecta</i> | |
| 2 | | | |
| <i>Próxima revisión</i> | <i>Fecha propuesta:</i> | <i>Hora:</i> | <i>Lugar:</i> |
| <i>Observaciones/ Comentarios</i> | | | |
| <i>Firma operario de carga</i> | | | |
| <i>Aclaración</i> | | | |