



UNMDP
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD
DE LA PRODUCCIÓN DE
ÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE
GLICERINA PROVENIENTE DE
LA INDUSTRIA DEL BIODIESEL**

AUTORES

**ABATE, ALMENDRA
FREIJE, TRINIDAD
MARRÉ, FRANCISCO**

DIRECTORES

**CASTAÑER, JULIETA
GARCIA DE LA MATA, MANUEL
MARCOVICH, NORMA
SOULÉ, EZEQUIEL**

Proyecto final para optar por el grado de Ingeniería Química
Mar del Plata, Diciembre, 2024



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/).



UNMDP
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD
DE LA PRODUCCIÓN DE
ÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE
GLICERINA PROVENIENTE DE
LA INDUSTRIA DEL BIODIESEL**

AUTORES

**ABATE, ALMENDRA
FREIJE, TRINIDAD
MARRÉ, FRANCISCO**

DIRECTORES

**CASTAÑER, JULIETA
GARCIA DE LA MATA, MANUEL
MARCOVICH, NORMA
SOULÉ, EZEQUIEL**

Proyecto final para optar por el grado de Ingeniería Química
Mar del Plata, Diciembre, 2024

DEDICATORIA

A nuestras familias, que con su amor incondicional y apoyo constante han sido el pilar fundamental en este camino.

A nuestros amigos, quienes con su compañía, palabras de aliento y momentos compartidos han hecho de estos años una experiencia inolvidable.

A nuestros docentes, por su dedicación, paciencia y vocación, quienes no solo nos transmitieron conocimientos, sino también valores esenciales para nuestra vida profesional.

Gracias a todos por ser parte de esta etapa tan significativa de nuestras vidas. Esta tesis es el resultado de un esfuerzo compartido y del aprendizaje que nos han brindado a lo largo de estos seis años.

- Almen, Trini y Fran

RESUMEN EJECUTIVO GENERAL

El trabajo desarrollado tiene como objetivo evaluar la factibilidad técnica y económica para la producción de ácido láctico a partir de glicerina cruda, un subproducto de la industria del biodiesel. Este proyecto surge como respuesta al excedente de glicerina generado en Argentina, proponiendo una alternativa innovadora y sustentable para poner en valor este recurso de bajo costo, generando un producto con múltiples aplicaciones industriales.

El proyecto analiza el potencial de la glicerina cruda como materia prima para producir ácido láctico mediante reacción hidrotérmica catalizada en medio básico. Se plantea una capacidad nominal de 31.000 toneladas anuales de ácido láctico con pureza superior al 90%. La planta se ubicará en el Parque Industrial de San Lorenzo, Santa Fe, aprovechando su cercanía a productores de biodiesel y al puerto, favoreciendo la logística y costos operativos. Aunque existen barreras de mercado, se identifican oportunidades en aplicaciones emergentes como biopolímeros, fertilizantes y solventes.

El proceso incluye etapas clave como mezclado, reacción, separación gas-líquido, neutralización y purificación. Se seleccionó un reactor slurry continuo debido a sus ventajas en transferencia de masa y control térmico. El diseño del reactor consideró condiciones óptimas, como temperatura de 230 °C, presión de 28 bar y un sistema de agitación eficiente. Además, se eligieron materiales resistentes a condiciones corrosivas y de alta presión, asegurando la durabilidad y seguridad del equipo.

Se diseñaron sistemas para separar subproductos y purificar el ácido láctico, integrando técnicas como destilación flash y recuperación de catalizador mediante hidrociclones. Se buscó minimizar el consumo de agua mediante recirculación y optimizar el uso energético.

El análisis energético se realizó mediante la metodología pinch, maximizando la eficiencia mediante el intercambio térmico entre corrientes frías y calientes. Esto permitió reducir el uso de energía externa y costos operativos. Se diseñaron sistemas auxiliares como calderas, intercambiadores de calor y transporte de fluidos, priorizando la seguridad, eficiencia y sostenibilidad.

El análisis económico determinó una inversión total de 26.3 millones de dólares, con costos operativos anuales de aproximadamente 37.4 millones. Aunque tecnológicamente viable, el proyecto presentó una tasa interna de

retorno (TIR) del 5%, inferior a lo esperado. Un análisis de sensibilidad reveló que una reducción del 20% en el costo de la glicerina podría mejorar significativamente la rentabilidad, destacando la dependencia de este insumo en la viabilidad del proyecto.

Se diseñó una ampliación de la planta para valorizar el sulfato de sodio, un subproducto del proceso, mediante un sistema de secado rotativo que logra una pureza comercial del 99%. Esta expansión generaría ingresos adicionales de 5.2 millones de dólares anuales, mejorando la rentabilidad global y alineándose con los principios de economía circular.

En conclusión, el trabajo integra conocimientos adquiridos durante la carrera, aplicando metodologías de diseño, análisis técnico-económico y optimización de procesos industriales. Se destacó por su enfoque en la sustentabilidad, proponiendo soluciones innovadoras para problemas actuales de la industria. A pesar de la incertidumbre técnica y económica, el proyecto permitió desarrollar habilidades en toma de decisiones bajo condiciones complejas, consolidando competencias clave del ingeniero químico. Si bien la rentabilidad inicial fue limitada, las propuestas de expansión evidencian un potencial significativo para mejorar la viabilidad del proyecto, posicionándolo como un modelo prometedor en la valorización de residuos industriales. Este trabajo no solo refleja un logro académico, sino también una contribución relevante a la industria química.

ÍNDICE

DEDICATORIA.....	2
RESUMEN EJECUTIVO GENERAL.....	3
ÍNDICE.....	5
CAPÍTULO 1: ESTUDIO PRELIMINAR.....	13
RESUMEN EJECUTIVO.....	13
INTRODUCCIÓN.....	14
Definición del proyecto.....	14
Ácido láctico.....	14
Estado de la industria.....	14
DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, SUBPRODUCTO y MATERIAS PRIMAS.....	16
Glicerina (Materia prima).....	16
Ácido Láctico (producto).....	18
Subproductos (Descripción, usos y aplicaciones).....	21
PROCESOS DE OBTENCIÓN DEL ÁCIDO LÁCTICO.....	24
Producción por fermentación microbológica.....	24
Reacción de compuestos carbonílicos con cianuro de hidrogeno.....	25
Oxidación catalítica de glicerol.....	26
Reacción hidrotermal de glicerol.....	27
ETAPAS DEL PROCESO.....	29
Pre tratamiento.....	29
Proceso de producción.....	29
Post tratamiento.....	29
DATOS MACRO.....	31
Reacción, Estequiometría.....	31
Rendimiento de la MP y selectividad.....	31
Insumos específicos (eléctricos, corrientes auxiliares).....	32
ANÁLISIS DE MERCADO DE LA MATERIA PRIMA.....	33
ANÁLISIS DE MERCADO DEL ÁCIDO LÁCTICO.....	37
Oferta.....	37
Demanda.....	38
ANÁLISIS DE MERCADO DEL 1,2-PROPANODIOL.....	41
Oferta.....	41
Demanda.....	41
PREMISAS.....	42
JUSTIFICACIÓN PRELIMINAR DEL PROYECTO.....	44
CAPÍTULO 2: ESTRUCTURA DE LA PLANTA Y BALANCES DE MASA.....	46
RESUMEN EJECUTIVO.....	46
TECNOLOGÍA DEL PROCESO - REACCIÓN QUÍMICA.....	47
Definición de la ruta química.....	47
Análisis de la catálisis.....	47
Mecanismo de reacción.....	49
Condiciones de operación.....	51
Temperatura.....	51
Relación molar de NaOH/Glicerol.....	52

Concentración.....	53
Presión.....	54
TECNOLOGÍA DEL PROCESO - REACTOR.....	56
Reactores de lecho fijo.....	57
Reactores de lecho fluidizado.....	57
Reactores slurry.....	58
Tecnología elegida.....	58
TECNOLOGÍA DEL PROCESO - ETAPAS DE TRATAMIENTO.....	59
Tratamiento materia prima.....	59
Tratamiento productos y subproductos.....	60
DIAGRAMA DE FLUJO/ BLOQUES DE LA PLANTA.....	64
Reciclos materiales.....	64
Diagrama del proceso.....	64
COMPOSICIONES Y CAUDALES DE LAS CORRIENTES DE PROCESO.....	66
Capacidad de la planta.....	66
Balances de masa.....	66
CAPÍTULO 3: DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES.....	70
RESUMEN EJECUTIVO.....	70
DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR.....	71
Tipo y configuración.....	71
Modelo cinético y de reacción.....	71
Cálculo del reactor: Definición de variables.....	73
Caudal de operación.....	73
Reciclo de agua.....	73
Volumen de reactor.....	76
Cálculo del reactor: Volumen, conversiones, condiciones operativas.....	77
Variación de la relación molar entre NaOH y glicerina.....	78
Variación de la carga de catalizador.....	79
Variación de la temperatura de operación.....	79
Variación de la concentración inicial de glicerina.....	81
Variación del reciclo de 1,2 propanodiol.....	82
Selección de condiciones óptimas.....	83
ESPECIFICACIONES CONSTRUCTIVAS Y ACCESORIOS.....	85
Definición del sistema de agitación/mezclado.....	85
Definición del material y espesor del tanque.....	88
DISEÑO TÉRMICO.....	90
Calores involucrados.....	90
Calor de solubilización de NaOH.....	90
Calor de reacción.....	91
Tipo de operación.....	94
Sistemas de Intercambio.....	95
Pérdidas/Aislación.....	95
SISTEMA DE CONTROL.....	98
CAPÍTULO 4: DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN.....	101
RESUMEN EJECUTIVO.....	101

DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN.....	102
DEFINICIÓN DE ETAPAS DE PURIFICACIÓN.....	104
Separación de hidrógeno.....	104
Separación de catalizador.....	104
Neutralización.....	107
Electrodialisis:.....	107
Resina de intercambio:.....	109
Neutralización reactiva:.....	109
Separación de agua.....	111
Separación previo a la neutralización.....	111
Separación luego de la neutralización.....	112
Separación sólido.....	112
Purificación / Separación.....	113
DISEÑO DE EQUIPOS CRÍTICOS.....	116
Neutralización.....	116
Capacidad.....	116
Calor Intercambiado.....	116
Agitación y dimensionamiento del tanque.....	118
Elección paquete termodinámico.....	119
Destilación Flash.....	122
Calor necesario.....	124
Porcentaje de Ácido láctico que sale por tope.....	125
Porcentaje de agua total en el tope.....	126
Porcentaje de 1,2-propanodiol total en el tope.....	127
Separación de sólidos.....	134
Torres de destilación.....	134
Primera torre de destilación.....	135
-Método corto:.....	136
-Método riguroso:.....	137
-Dimensionamiento y características constructivas:.....	140
Segunda torre de destilación.....	143
-Método corto:.....	143
-Método riguroso:.....	144
-Dimensionamiento y características constructivas:.....	146
Tercera torre de destilación.....	148
-Método corto:.....	148
-Método riguroso:.....	149
-Dimensionamiento y características constructivas:.....	149
BALANCES DE MASA Y DIAGRAMA DE PROCESO.....	151
CAPÍTULO 5: DEFINICIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	154
RESUMEN EJECUTIVO.....	154
ACONDICIONAMIENTO DE MATERIA PRIMA.....	155
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	159
Análisis Pinch.....	159

Red de intercambiadores.....	162
Corrientes integradas.....	162
Corrientes de servicio.....	163
- Calentamiento.....	163
- Enfriamiento.....	165
EQUIPOS AUXILIARES.....	168
Transporte de materias primas.....	168
Transporte de sólidos: hidróxido de sodio.....	168
Transporte de fluidos.....	169
-Tuberías.....	169
-Bombas.....	174
-Reducción de presión.....	179
-Compresores.....	179
-Forzadores.....	180
-Sistema de vacío.....	180
Mezclado.....	182
Potencia de agitación.....	182
Sistemas auxiliares de calentamiento/enfriamiento.....	182
Intercambiadores de calor.....	182
Caldera.....	185
Torre de enfriamiento.....	186
CAPÍTULO 6: ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO.....	189
RESUMEN EJECUTIVO.....	189
JUSTIFICACIÓN DE LA INVERSIÓN.....	191
INGRESOS POR VENTAS.....	192
COSTO DE INVERSIÓN.....	194
Inversión Fija Total (IFT).....	194
Costos de equipos e instalación.....	195
Componentes directos e indirectos.....	198
Terreno.....	200
Capital de trabajo (IW).....	205
COSTOS OPERATIVOS.....	207
Costos Variables.....	207
Costo MP.....	209
Costo Envases.....	210
Costo de Mano de obra.....	211
Costo de supervisión.....	212
Costo de servicios.....	213
-Gas natural.....	213
-Electricidad.....	214
-Agua.....	216
Costo de Mantenimiento.....	218
Costo de suministros.....	218
Costo de laboratorio.....	219
Costo de regalías y patentes.....	219

Costos Fijos.....	219
Costos de inversión.....	220
Costos de depreciación.....	220
Costos de impuestos.....	221
Costos de seguros.....	221
Costos de financiación.....	222
Costos de venta y distribución.....	222
Costos de administración y dirección.....	222
Costo de investigación y desarrollo.....	223
CUADRO DE FLUJOS DE FONDOS.....	224
ANÁLISIS DE RENTABILIDAD.....	225
Tiempo de Repago.....	225
Tasa interna de retorno (TIR).....	226
Valor Presente (VP).....	227
ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	228
Costos de materia prima.....	228
Inversión en equipos.....	229
Ingresos por ventas.....	229
CRONOGRAMA DEL PROYECTO.....	231
CONCLUSIÓN.....	233
CAPITULO 7: VALORIZACIÓN DEL SULFATO DE SODIO.....	235
RESUMEN EJECUTIVO.....	235
ESTUDIO PRELIMINAR.....	236
Definición del proyecto.....	236
Sulfato de sodio: Descripción, propiedades y usos.....	237
Sulfato de sodio proveniente del proceso.....	240
Métodos de producción.....	241
Minería.....	242
-Mirabilita (o sal de Glauber).....	242
-Thenardita.....	242
-Glauberita.....	242
Síntesis química.....	243
Análisis de mercado.....	243
Oferta.....	244
Demanda.....	245
INGENIERÍA DE LA PRODUCCIÓN.....	247
Centrífuga.....	247
Sistema de secado.....	247
Selección secador y principios de funcionamiento.....	247
Diseño del secador.....	249
Forzador de aire.....	258
Transporte de sólidos.....	260
Transporte desde la centrífuga hacia el secador.....	261
Transporte desde el secador hacia la tolva.....	261
Transporte hacia el sector de almacenamiento.....	263

Sistema de empaque.....	263
Sector de almacenamiento.....	263
EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	264
Re-evaluación de la inversión, costos fijos y costos variables.....	264
Ingreso por ventas.....	264
Inversión.....	264
Costos variables.....	265
- Costo MP.....	266
- Costo envases.....	266
- Costo mano de obra.....	267
- Costo supervision.....	267
-Costo servicios.....	267
-Costo mantenimiento.....	268
-Costo suministros.....	268
-Costo laboratorio.....	268
- Costo regalías y patentes.....	268
Costos fijos.....	269
Re-evaluación de la rentabilidad del proyecto.....	269
Tiempo de repago.....	269
Valor presente.....	270
Tasa interna de retorno (TIR).....	270
Análisis de Sensibilidad.....	270
PLAN DE NEGOCIOS.....	272
Análisis FODA.....	272
Fortalezas:.....	273
Oportunidades:.....	273
Debilidades:.....	274
Amenazas:.....	274
Factores críticos del éxito.....	275
JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	277
PROPUESTA DE MEJORA.....	278
CONCLUSIONES Y EVALUACIONES PERSONALES.....	281
REFERENCIAS.....	284
ANEXOS.....	295
ANEXO A: Tabla comparación de catalizadores.....	296
ANEXO B: Mecanismo de reacción completo.....	297
ANEXO C: Diagrama de bloques, caudales y composiciones.....	305
ANEXO D: Propiedades termodinámicas utilizadas.....	306
ANEXO E: Cálculos de entalpía de reacción.....	308
ANEXO F: Balances de masa y energía detallados.....	310
ANEXO G: Entalpias de formación estandar.....	311
ANEXO H: Diagrama de proceso y corrientes.....	312
ANEXO I: Diagrama de proceso (incluyendo equipos auxiliares y accesorios) y corrientes.....	314
ANEXO J: Análisis diferencia de temperaturas para integración energética.....	316

ANEXO K: Tabla de cañerías de acero inoxidable.....	317
ANEXO L: Curvas características bombas.....	319
ANEXO M: Potencias requeridas para distintos equipos.....	322
ANEXO N: Estimación del costo de los equipos principales.....	323
Intercambiadores de calor.....	323
Sistema de bombeado.....	324
Torres de destilación.....	325
Destiladores Flash.....	327
Tanques agitados y reactores.....	328
Torre de enfriamiento.....	329
Caldera de fluido térmico.....	330
Tanques de almacenamiento.....	331
Otros equipos.....	332
ANEXO O: Dimensiones de equipos y área total de proceso.....	334
ANEXO P: Flujos de caja.....	335
ANEXO Q: Análisis Nt _{og} y relación L/D.....	338
ANEXO R: Factores de Chilton (1949).....	340
ANEXO S: Especificaciones bomba Roto Jet RO.....	341

CAPÍTULO 1

ESTUDIO

PRELIMINAR

CAPÍTULO 1: ESTUDIO PRELIMINAR

RESUMEN EJECUTIVO

El objetivo de este proyecto radica en el análisis de factibilidad para la producción de ácido láctico utilizando como materia prima la glicerina cruda, subproducto obtenido del proceso de fabricación de biodiesel.

El ácido láctico es un compuesto orgánico con múltiples aplicaciones en distintas industrias como la alimenticia, cosmética, farmacéutica, entre otras. Su obtención puede llevarse a cabo mediante rutas de síntesis química o por procesos fermentativos.

En Argentina y en el mundo, el marcado crecimiento de la industria del biodiesel ha derivado en un excedente de glicerina cruda, provocando una disminución en su valor de mercado y una oportunidad para su reutilización como materia prima para la producción de ácido láctico.

Tras evaluar diversas alternativas, sus ventajas y desventajas, se seleccionó la ruta de la reacción hidrotermal catalizada heterogéneamente en medio básico.

La planta se abastecerá con 80 mil toneladas anuales de glicerina 50%P/P, por lo que no se requerirá de un pre tratamiento de la misma. El producto obtenido será una mezcla racémica de ácido láctico con una pureza superior al 90%.

Se decide ubicar estratégicamente la planta en el Parque Industrial San Lorenzo, Santa Fe, debido a su cercanía con los principales productores de biodiesel y cercanía al puerto.

Si bien existen barreras para su inserción en mercados tradicionales, se vislumbra un gran potencial en aplicaciones innovadoras de industrias químicas, fertilizantes, solventes amigables y biopolímeros.

De esta manera, el proyecto apunta a desarrollar una alternativa sustentable que permita valorizar un residuo abundante generando un producto de valor agregado, posicionándose en un mercado en crecimiento con gran proyección a futuro. Se destaca el aprovechamiento de una materia prima de bajo costo para la obtención de un producto novedoso a precio accesible.

INTRODUCCIÓN

Definición del proyecto

Este proyecto propone el análisis de la factibilidad de la producción de ácido láctico a partir de glicerina cruda generada como subproducto en la producción de biodiesel.

Ácido láctico

El ácido láctico es tanto un alcohol como un ácido orgánico, cuya forma asimétrica le confiere actividad óptica. Puede existir en tres formas: como dos isómeros L(+) o D(-) puros, o como su mezcla racémica. Estos isómeros poseen propiedades físicas y químicas similares, por lo que resulta difícil su separación (Komesu, 2017). Es una biomolécula presente en gran parte de los seres vivos y un componente normal en la sangre y los músculos de los animales (Herryman Munilla, M. y Blanco Carracedo G., 2005).

Puede ser producido tanto por síntesis química como por fermentación microbológica. Es un compuesto ampliamente usado en la industria de alimentos, cosmética, farmacéutica, entre otras aplicaciones industriales. Además, es conocido por ser el monómero del cual se obtiene el ácido poliláctico, un biopolímero de gran relevancia en la industria.

Estado de la industria

En los últimos años, el biodiesel producido a partir de biomasa ha sido ampliamente utilizado como una forma de energía renovable a nivel mundial. Esto se condice con que a partir de 2003, se promovió la Directiva 2003/30/EC (EUR-Lex Document 32003L0030) del Parlamento Europeo y Consejo de la Unión Europea sobre el fomento del uso de biocombustibles y otros combustibles renovables para el transporte. Ésta regulación exigió la adición de un volumen mínimo de biocombustibles a todos los combustibles fósiles utilizados en el transporte, lo que llevó a la implementación de incentivos fiscales y subsidios para productores de biodiesel (Ciriminna R., Della Pina C., Rossi M., Pagliaro M., 2014). En el año 2006 la Ley 26.093 del Régimen de Regulación y Promoción para la producción y uso sustentable de biocombustibles (InfoLEG) fue sancionada en Argentina, que estableció que a partir del año 2010, el gas oil y la nafta deberían ser mezclados con biodiesel y bioetanol respectivamente en un 5% como mínimo.

Este combustible alternativo para motores diésel se obtiene principalmente mediante una reacción de transesterificación de un triacilglicérido, que puede provenir tanto de aceites vegetales como de

grasas animales, con un alcohol (Polich N.L, 2019). Como principal subproducto de este proceso se obtiene la glicerina. Por cada 10 kg de biodiesel producido se obtiene aproximadamente 1 kg de glicerina cruda (Betancourt Aguilar C., De Mello Prado R., Castellanos Gonzáles L., Silva Campos N., 2016). Como resultado del creciente mercado del biodiesel, se produce también un aumento en la oferta de glicerina. Sin embargo, la demanda de la misma para las aplicaciones tradicionales no aumenta de la misma forma, lo cual ha producido un exceso de oferta de glicerina en el mercado (Aimaretti N., Intilángelo L., Clementz A., Ansaldi J., Yori J.C., 2008).

Debido a la creciente demanda de conservantes y aditivos naturales, las empresas se encuentran en constante búsqueda de nuevas materias primas que satisfagan estas necesidades, el ácido láctico es un compuesto biodegradable que puede cumplir con estas características (Global Lactic Acid Market 2023-2028, Mordor Intelligence). En los últimos años la demanda de ácido láctico se incrementó debido a que se requiere para la producción de ácido poliláctico, un polímero biodegradable que se utiliza para empaques en la industria alimentaria, filamento en la impresión 3D, en la industria médica, entre otras aplicaciones.

DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, SUBPRODUCTO y MATERIAS PRIMAS

Glicerina (Materia prima)

La materia prima a utilizar es la glicerina cruda (subproducto biodiesel). Su composición depende ampliamente del proceso utilizado para la producción del biodiesel, por lo que se encontrará una mezcla que contiene diferentes cantidades de glicerol con impurezas, como el catalizador usado y alcoholes. Por lo general, la glicerina cruda contiene entre un 50-70% (P/P) de glicerol, más de un 20% (P/P) de metanol y una mezcla de agua, sales inorgánicas (residuos de catalizador), cenizas y materia orgánica no glicerol (MONG) (Ciriminna R., Della Pina C., Rossi M., Pagliaro M., 2014).

Por otro lado, la glicerina pura es un polialcohol de una cadena carbonada de tres átomos de carbono y tres grupos hidroxilos ($\text{CH}_2\text{OH-CHOH-CH}_2\text{OH}$). Debido a la presencia de grupos alcohólicos (primario y secundario), que pueden ser reemplazados por otros grupos funcionales y formar derivados como los ésteres, aminas y aldehídos, la glicerina puede derivar en múltiples compuestos (Betancourt Aguilar C., De Mello Prado R., Castellanos Gonzáles L., Silva Campos N., 2016). Se trata de un compuesto orgánico, líquido, viscoso, incoloro, de sabor dulce. En cuanto a sus propiedades físicas y químicas: sus propiedades solventes son similares a las del agua o alcoholes alifáticos simples; sus soluciones se utilizan en sistemas refrigerantes; no se oxida en la atmósfera bajo condiciones normales, pero puede ser oxidada por otros agentes; y posee una baja volatilidad y presión de vapor (Quispe C. A. R., Coronado C. J. R., Carvalho Jr. J. A., 2013).

Luego, podemos clasificar la glicerina en tres grandes grupos:

- Glicerina cruda: corriente de salida del proceso de transesterificación con un contenido de glicerol de entre un 50 y 70% en peso.
- Glicerina de grado técnico: producto de entre un 80% y 85% de pureza como mínimo (Posada Duque & Cardona Alzate, 2010). Es utilizada como reactivo en la producción de diversos químicos, la cual no se puede utilizar para fines alimenticios o farmacéuticos.
- Glicerina refinada o USP: proveniente de grasas animales o aceites vegetales y se utiliza tanto en la industria alimentaria como en la farmacéutica. Debe cumplir con las especificaciones de farmacopea de Estados Unidos (USP) y con Código sustancias químicas para alimentos (FCC). Para ello debe poseer una pureza mayor al 99%.

Se han expuesto algunas de las múltiples aplicaciones de la glicerina refinada, sin embargo, en este proyecto se propone la utilización de la glicerina cruda como materia prima. Debido al alto nivel de impurezas que contiene, la glicerina cruda no posee los mismos usos que los otros tipos. Un producto de valor agregado puede ser obtenido mediante su aplicación directa (por ejemplo alimento para ganado), transformación química (oxidación/reducción a otros compuestos de 3 carbonos; síntesis de otros compuestos orgánicos; combustión) o conversión microbiológica (Cheng L., Keaton L., Hong L., 2013).

Con el fin de utilizar la glicerina cruda en un proceso donde se requiera una mayor pureza, previamente debe ser tratada. La destilación es uno de los métodos más utilizados para remover el metanol y el agua presentes, además de sales y MONGs. Sin embargo, es un proceso demandante en términos energéticos debido a la alta capacidad específica del glicerol. Otra opción para su purificación es un método de intercambio iónico que remueve las sales y otras impurezas a través de una resina. Su principal ventaja es que no requiere entregar calor para lograr la separación de la glicerina y esto se traduce en menores costos energéticos. Otra alternativa es mediante un método químico (protonación ácida) seguido de un tratamiento físico (filtración), el cual posee una gran eficiencia y bajos costos operativos (Tan H. W., Abdul Aziz n A. R., Arua M. K., 2012).

Tabla 1

Propiedades fisicoquímicas del glicerol puro

Fórmula	$C_3H_8O_3$
Peso Molecular	92,1 g/mol
Número de registro CAS	56-81-5
Estado físico	Líquido
Color y olor	Incoloro e inodoro
Punto de fusión	18,2 °C a 1,013 hPa
Punto de ebullición	290 °C a 1,013 hPa
Punto de inflamación	199 °C a 1,013 hPa
Densidad	1,26 g /cm ³ a 20 °C
Solubilidad en agua	Miscible

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology)

La corriente de entrada al proceso será una mezcla al 50%P/P glicerina en medio acuoso. En la Tabla 1 se observan las principales propiedades del glicerol puro.

Ácido Láctico (producto)

El ácido láctico es un ácido carboxílico con un grupo hidroxilo en el carbono adyacente al grupo carboxilo. Es un compuesto quiral que se puede encontrar en dos enantiómeros; d-ácido láctico y *l*-ácido láctico.

Algunas de sus principales propiedades fisicoquímicas se encuentran plasmadas en la Tabla 2. Allí se observa que, tanto el punto de fusión como el de ebullición de los isómeros son distintos al de la mezcla racémica. Esto se debe a la amorfidad que los cristales racémicos presentan frente a los del enantiómero puro (Hasegawa T., 2014).

Tabla 2

Parámetros químicos de los isómeros de ácido láctico

	Mezcla racémica (DL-ácido láctico)	L-ácido láctico	D-ácido láctico
Temperatura de fusión (°C)	16,8	53	52.8
Temperatura de ebullición (°C) (a 1 atm)	267	267	271
Fórmula	C ₃ H ₆ O ₃		
Peso Molecular	90 g/mol		
Número de registro CAS	50-21-5	79-33-4	10326-41-7
Solubilidad en agua	Miscible		
Solubilidad en glicerol	Miscible		
Densidad relativa	1,2		
Ka	1,38×10 ⁻⁴		

Nota: Elaboración propia con datos de Chemspider, Royal Society of Chemistry, <https://www.chemspider.com/>

El ácido láctico que se produce mediante la respiración anaeróbica en animales es del tipo *l*-ácido láctico, mientras que los métodos de producción industrial, exceptuando los que involucran algunos tipos específicos de bacterias, dan lugar a una mezcla racémica de los dos isómeros (Jodłowski, G. & Strzelec, E, 2021).

El isómero L, al ser sintetizado por el cuerpo humano, es metabolizado por el organismo. En cambio, la producción del isómero D por la microbiota humana es muy limitada, por lo que, no puede ser metabolizado. En consiguiente, el isómero D es un importante marcador biológico. Si bien no existen estudios efectuados en humanos, se realizaron estudios preliminares en animales de laboratorio que indican cierto nivel de toxicidad y demuestran que se pueden generar complicaciones en humanos cuando se posean patologías preexistentes (Pohanka, M. 2020). Según organismos internacionales como la FAO y WHO el límite máximo de consumo de D-ácido láctico para adultos es de 100mg/kg de peso, sin embargo no existe aún información sobre la mezcla racémica (K. Jim Jem, Johan F. van der Pol, Sicco de Vos, 2010).

En consecuencia, cada uno de los isómeros o la mezcla de ellos (mezcla racémica), tendrán en la industria distintas aplicaciones dependiendo de las características requeridas y los usos de sus productos derivados.

El ácido láctico es ampliamente utilizado en la industria alimentaria como acidulante y conservante, sus sales de éster son utilizadas como emulsionantes en las premezclas de pastelería. Es también un producto de interés para la industria cosmética debido a su carácter humectante, antimicrobiano y sus efectos rejuvenecedores en la piel. Otros usos comunes son en la agricultura para la confección de ensilajes y en los alimentos de ganado para promover la correcta fermentación en el organismo. También es utilizado en la industria textil como solvente, en el tratamiento de cueros y en la industria farmacéutica, donde se utiliza su sal de sodio para realizar soluciones parenterales y de diálisis. (Boonpan A., Sommai P., Sirikhae P., Atsadawut A., 2013) (Datta R., Tsai S., Bonsignore P., Moon S., Frank J.R., 1995) (K. Jim Jem, Johan F. van der Pol, Sicco de Vos, 2010). Es relevante destacar que la industria farmacéutica y alimentaria utilizan preferentemente el isómero L, ya que es más seguro para el consumo humano. (Castillo Martinez F.A., 2013). Aunque, en algunos casos, se utiliza la mezcla racémica como componente rejuvenecedor en cosmética y suplementos de colágeno.

Por otra parte, uno de los principales usos del ácido láctico (y con mayor crecimiento a nivel industrial) es como monómero precursor del PLA (ácido poliláctico), un polímero biodegradable de gran uso industrial. El PLA se obtiene mediante la polimerización por apertura de anillo (LLA). El isómero L es el preferido para ésta aplicación ya que se obtiene un polímero cristalino con propiedades aplicables en la industria (Datta R., Henry M., 2005). Al aplicar la síntesis (LLA) a la mezcla racémica se obtiene

un polímero amorfo por estereo irregularidades. Sin embargo, si se utiliza una síntesis en estéreo bloques de la mezcla racémica se puede llegar a un polímero sb-PLA semi cristalino con una T_m (temperatura de fusión) mayor a los polímeros PLLA (enantiómero L) y PDLA (enantiómero D) (Hasegawa T., 2014). Este tipo de aplicaciones aún se encuentran en desarrollo.

Por otro lado, un área de crecimiento potencial en la industria del ácido láctico y sus derivados (especialmente etil, propil y butil lactatos) es como solventes "Eco-friendly". La Agencia de Protección Medioambiental de Estados Unidos clasificó a estos compuestos como Clase 4A, que los habilita a su uso para la formulación de pesticidas y compuestos bioactivos no tóxicos para el ambiente, sujetos únicamente a buenas prácticas agrícolas o de fabricación. (EPA, Federal Register Vol. 59, No. 187. 59 FR 49400. Inert Ingredients in Pesticide Products; List of Minimal Risk Inerts.)

Otro uso muy importante de la mezcla racémica es en el área de la medicina. Se utiliza para realizar biomateriales de características biodegradables y biocompatibles para ser utilizados como suturas y cápsulas degradables. Las suturas hechas con este material no necesitan ser removidas después de la cicatrización, ya que se descomponen en compuestos inocuos, como agua y dióxido de carbono, que el organismo puede absorber o eliminar. El polímero que se obtiene del ácido láctico es suficientemente resistente y flexible para soportar la tensión en la piel o tejidos durante la cicatrización, al mismo tiempo que es lo suficientemente suave para no dañar el tejido circundante. Además, la mezcla racémica permite ajustar las propiedades mecánicas del material para satisfacer distintas necesidades quirúrgicas y los tiempos de degradación del polímero.

Existen una plétora de reacciones que utilizan el ácido láctico como reactivo principal. Algunos ejemplos de compuestos que se pueden obtener utilizando el ácido láctico como materia prima son compuestos oxigenados como ácido acrílico, ésteres de acrilato y otros agentes plastificantes como el lactato de etilo. (Aliwarga L., Wardani A.K., Aryanti P.T.P., Wenten I.G., 2018). Para determinar si es posible la utilización de la mezcla racémica para su producción se debe evaluar si el compuesto deseado posee quiralidad. En caso de que el producto deseado posea quiralidad y su producción está enfocada en uno de los isómeros, la utilización de la mezcla racémica de ácido láctico no será efectiva ya que se deberá separar los isómeros. Si por otro lado se quiere obtener un producto aquiral, la utilización de la mezcla racémica sería conveniente.

Entonces, algunas aplicaciones industriales requieren el uso exclusivo de uno de los isómeros. Luego para lograr obtener el isómero de interés, se debería tratar el DL-ácido láctico a través de un proceso de separación racémico (o también llamado resolución). La resolución de mezclas racémicas normalmente involucra la cristalización de cada enantiómero por reacción con un agente quiral derivatizado (CDA). Otras posibles tecnologías existentes son las que combinan los beneficios del fraccionamiento a contracorriente y de las membranas líquidas, aplicables a cualquier mezcla racémica y con un alto rendimiento para ambos enantiómeros (Keurentjes J.T.F, 1995). Cabe destacar, que este proceso implicaría un aumento en el costo de producción, por lo que resulta conveniente utilizar la mezcla racémica en otras aplicaciones como las anteriormente mencionadas.

Las posibles reacciones de obtención del ácido láctico pueden suceder en condiciones básicas de operación. Luego, en las condiciones altamente alcalinas el producto deseado se encontrará como lactato de sodio. A continuación, en la Tabla 3, se mencionan algunas de sus propiedades.

Tabla 3

Propiedades del lactato de sodio

Número CAS	Fórmula	Peso molecular [g/mol]	Solubilidad en agua
72-17-3	C ₃ H ₆ O ₃ .Na	112,06	Soluble

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology). Propiedades en condiciones normales de temperatura y presión.

Subproductos (Descripción, usos y aplicaciones)

La determinación de los subproductos de reacción se dificulta en ésta etapa del proyecto al no tener definido el sistema reactivo: composición de base, temperatura y presión de operación, tipo de catálisis y catalizador. Sin embargo, se realizará un análisis de los posibles subproductos a obtener.

Los subproductos varían de acuerdo al tipo de catálisis y el catalizador. En un reactor homogéneo es posible encontrar ácido acético, ácido fórmico, ácido acrílico y ácido pirúvico, entre otros (Zhang G., 2012). También se destacan posibles intermediarios de reacción como el piruvaldehído, dihidroxiacetona, 2-hidroxiopropanal y gliceraldehído. Algunos de los posibles subproductos de reacción y sus características son:

1,2-propanodiol: Es un líquido incoloro e inodoro cuyos principales usos se centran en la fabricación de poliésteres, obtención de detergentes, productos cosméticos, farmacéuticos, anticongelantes, pinturas, recubrimientos y en la industria del tabaco.

Ácido acético: Es un líquido incoloro con fuerte olor a vinagre. Algunos de sus usos son como materia prima en la manufactura de rayón y celofán, acetato de vinilo, anhídrido acético, acetato de celulosa, ésteres de acetato y ácido tereftálico. Es utilizado en procesos textiles. Es un compuesto higroscópico.

Ácido Oxálico: A temperatura ambiente es una sal que se utiliza para tratar oxidaciones de hierro, curtido de cueros, catalizador, reactivo de laboratorio y en el blanqueo de textiles. Muy abundante en la naturaleza en diferentes vegetales, pocas veces libre, formando casi siempre oxalatos.

Ácido fórmico: Líquido incoloro que se utiliza en la industria como un producto intermedio para las preparaciones de limpieza, curtido o acidificación, un aditivo para grasas, en la industria farmacéutica y agroquímica.

Diglicerol: Es el dímero de la glicerina que se emplea como materia prima para la esterificación y transesterificación de ácidos grasos y sus ésteres.

Hidrógeno: primer elemento de la tabla periódica, el elemento más ligero que existe. Puede ser utilizado como combustible.

En la Tabla 4 se pueden observar las principales propiedades de los subproductos.

Tabla 4*Propiedades de subproductos*

	1,2-propanodiol	Ácido acético	Ácido oxálico	Ácido fórmico	Diglicerol
Número CAS	57-55-6	64-19-7	144-62-7	64-18-6	59113-36-9
Fórmula	C ₃ H ₈ O ₂	C ₂ H ₄ O ₂	C ₂ H ₂ O ₄	CH ₂ O ₂	C ₆ H ₁₄ O ₅
Peso molecular	76,09 g/mol	60,09 g/mol	90,03 g/mol	46,03 g/mol	166,17 g/mol
Densidad	1,036 g/cm ³	1,049 g/cm ³	1,65 g/cm ³	1,2 g/cm ³	1,276 g/cm ³
Punto de fusión	-59 °C	17 °C	189.5°C	8,6 °C	-
Punto de ebullición	188.2 °C	118 °C	-	106 °C	205 °C
Solubilidad en agua	Soluble	Soluble	Soluble	Soluble	Soluble
Ka	-	1,75×10 ⁻⁵	5,60 x10 ⁻²	1,80 x10 ⁻⁴	-
Seguridad	Inflamable	Inflamable Corrosivo Irritante	Combustible Corrosivo Nocivo	Corrosivo Tóxico Nocivo	Corrosivo

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology). Propiedades en condiciones normales de temperatura y presión.

PROCESOS DE OBTENCIÓN DEL ÁCIDO LÁCTICO

Producción por fermentación microbiana

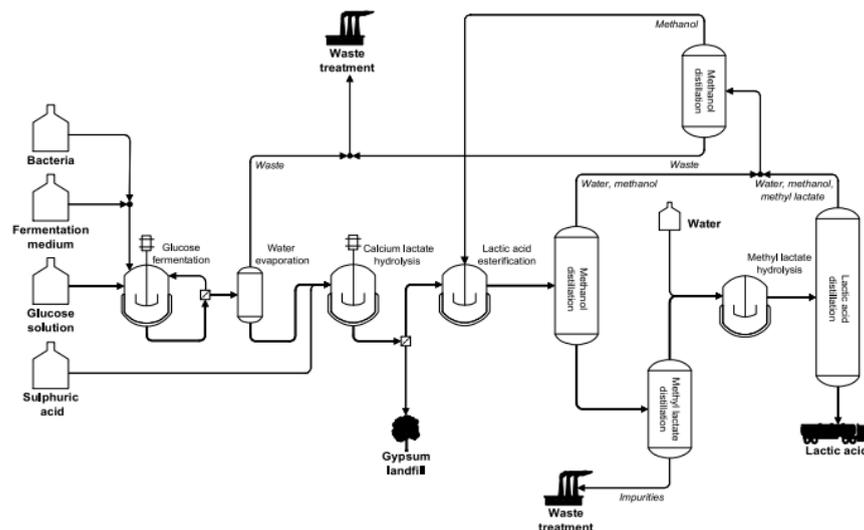
Es el método más utilizado actualmente a nivel mundial. En este proceso las azúcares fermentables en el sustrato son convertidas a ácido láctico por microorganismos. Al ser un proceso biotecnológico los parámetros a tener en cuenta son: temperatura, presión, caudal, agitación, pH y oxigenación. Además hay que elegir el microorganismo y el sustrato que mejor se adapte y se muchas veces se deba agregar nutrientes para estos (Jodłowski, G. & Strzelec, E, 2021).

Las bacterias lacto fermentativas (LAB) son microorganismos que fermentan carbohidratos para obtener energía. Dependiendo del tipo de microorganismo utilizado se puede obtener distintos isómeros del ácido láctico, así como su mezcla racémica. Hay distintos tipos según los productos generados (Mokoena, MP 2017):

- Homofermentativas: Producen principalmente ácido láctico
- Heterofermentativas: Producen ácido láctico, ácido acético, alcohol o dióxido de carbono.

Figura 1

Diagrama de flujo para la producción de ácido láctico por fermentación de glucosa



Nota: De "Environmental and economic assessment of lactic acid production from glycerol using cascade bio- and chemocatalysis", de M Morales, 2015, Energy & Environmental Science 8(2), (<https://doi.org/10.3929/ethz-a-010792787>)

Para la producción a nivel industrial se pueden utilizar reactores Batch, semi batch y continuos, donde la mejor conversión se obtiene en batch o

semi batch y la mejor producción en continuos (Jodłowski, G. & Strzelec, E, 2021). En la figura 1 se muestra un ejemplo de proceso.

Al ser un proceso biológico la productividad del proceso es baja (1-13 gLA/L h) y genera una gran cantidad de LAG (Lactic acid gypsum, un tipo sulfato de calcio dihidratado) como subproducto (1 tonelada por 1 tonelada de LA). Este es un subproducto no deseado que debe ser tratado y descartado correctamente, siendo una de las principales desventajas del método (M Morales, 2015).

Si bien se puede usar cualquier sustrato con azúcares fermentables, la utilización de un sustrato que es un residuo biológico disminuye el costo de producción. Sin embargo, esto complejiza su composición, por lo que se puede producir inhibiciones en la producción. En consecuencia, se requerirán etapas adicionales de purificación y por lo tanto, aumentarán los costos y los tiempos de producción (Chen, L., 2011).

Además, para la utilización de un sustrato complejo se debe realizar un pre tratamiento, luego del cual se debe hacer una hidrólisis enzimática para conversión de las azúcares no fermentables en fermentables. En la industria este proceso se realiza de manera simultánea a la fermentación. Luego de la producción hay distintos pasos de purificación, que dependen del proceso utilizado y permitirán separar el ácido láctico del medio (A.O. Ojo & O. de Smidt, 2023).

Por último, cabe destacar que las principales fuentes de materia prima para este proceso son la sacarosa refinada y glucosa (Cock L., 2005), obtenidas de origen vegetal. Entonces, se denota una posible competencia entre la producción del ácido láctico por vía fermentativa y la producción de alimentos para consumo humano (Shen, 2017). Por lo tanto, esta disputa por la materia prima representa una desventaja que atenta contra la sustentabilidad del producto obtenido.

Reaccion de compuestos carbonilicos con cianuro de hidrogeno

Para este proceso se debe utilizar acetaldehído como reactivo junto a cianuro de hidrógeno. El metodo de reaccion cuenta de 2 pasos:

1. Reacción de cianuro de hidrógeno con acetaldehído para dar DL-acetonitrilo.
2. Hidrólisis del DL-acetonitrilo con ácido clorhídrico para dar DL-ácido láctico crudo.

Luego de estos pasos de reacción hay pasos de purificación que involucran la esterificación, destilación e hidrólisis para obtener DL-ácido láctico puro.

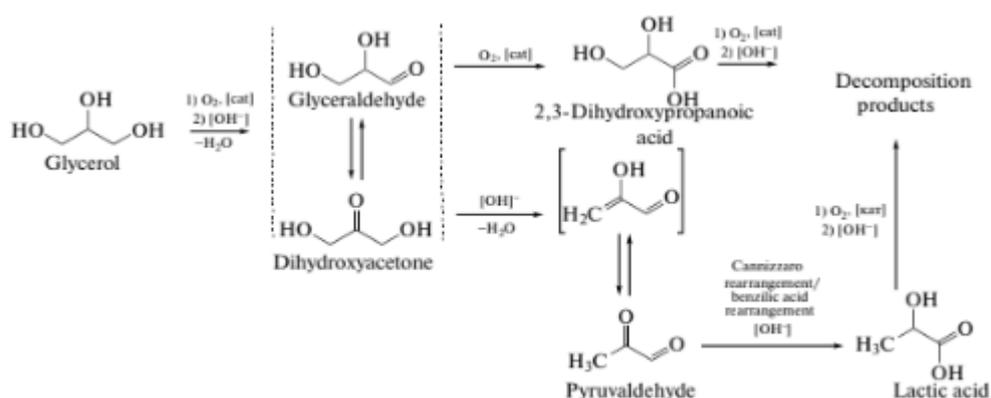
La reacción tiene un rendimiento total de aproximadamente 43%, lo cual es bajo y no se justifica trabajar con un compuesto tóxico como el cianuro (Ilunga M, 2022).

Oxidación catalítica de glicerol

Este proceso se basa en la reacción de oxidación de la glicerina, produciendo intermediarios que continúan la reacción por dos caminos: oxidación o deshidratación.

Figura 2

Proceso de conversión oxidativa del glicerol a ácido láctico en presencia de bases



Nota: De "Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid: State of the Art and Prospects", de S.A. Zavrashnov, 2018, *Kinetics and Catalysis*, vol 59 (4), p 464 DOI (10.1134/S0023158418040171)

El primer paso está comprendido por la oxidación de los hidroxilos primarios sobre la superficie del catalizador. Dependiendo de los parámetros relacionados con las características del catalizador (como el tipo de sitios oxidantes, el número de sitios activos) y con la cinética (el nivel de oxidación y las reacciones acompañantes) (Noraini R & Ahmad Z.A, 2017), es posible obtener distintos productos. En la figura 2 se observa el mecanismo de reacción esperado.

Se trabaja en condiciones básicas, donde normalmente se utiliza una relación glycerol/base es de 1:4. Por otro lado, las temperaturas y presiones utilizadas son bajas. Además, se debe burbujear oxígeno para la oxidación.

La catálisis puede ser en medio básico, libre de base (catalizadores que son básicos) o en medio ácido pero resulta muy costosa por la naturaleza de los

metales utilizados: Oro, Platino, Paladio HPMo (high purity metalorganics) y Plata (Noraini R & Ahmad Z.A, 2017).

Como se mencionó anteriormente, si bien existe una ruta de reacción esperada, ésta no es única ya que la oxidación del glicerol lleva a la formación de distintos compuestos oxigenados como ácido glicólico, ácido glicérico, ácido oxálico, dihidroxiacetona, ácido hidroxipirúvico, ácido tartrónico, entre otros .

El costo elevado de los catalizadores y el control necesario para el trabajo en condiciones óptimas que favorezcan la reacción nos lleva a descartar este método.

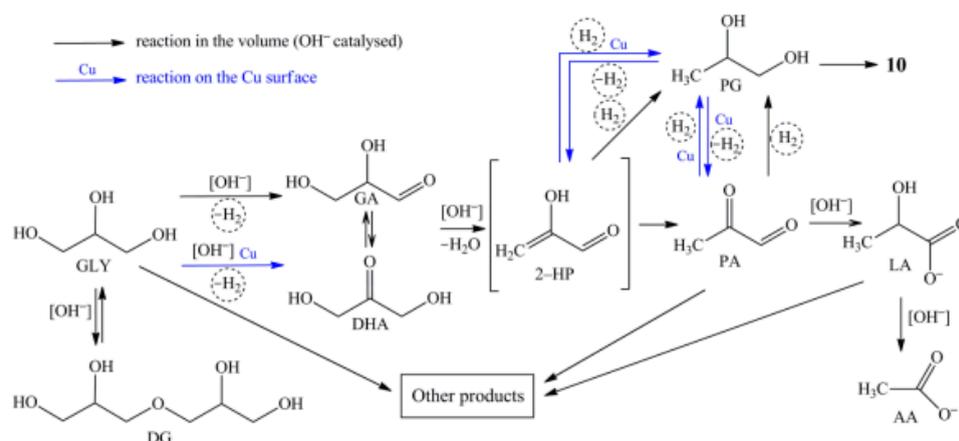
Reacción hidrotermal de glicerol

Reacción a temperatura y presión elevada con distintos pasos, los cuales simplificados son (Zavrazhnov S.A, 2019):

1. Deshidrogenación del glicerol en presencia de iones oxidrilos para formar gliceraldehído (GA) y dihidroxiacetona (DHA); dos isómeros tautoméricos. A altos pH DHA se encuentra completamente isomerizado como GA
2. En medio básico, la formación de piruvaldehído (PA)
3. Transformación de PA a lactato por transposición del ácido bencílico

Figura 3

Esquema de reacción hidrotermal de conversión de glicerol con catalisis homogéneo (negro) y heterogeneo (azul)



Nota: De "Mechanism Analysis and Kinetic Modelling of Cu NPs Catalysed Glycerol Conversion into Lactic Acid", de Zavrazhnov S.A, 2019, *Catalysis*, vol 9, p 4 (<https://doi.org/10.3390/catal9030231>)

El proceso se puede realizar en pH alcalino tanto de forma heterogénea como homogénea (Figura 3). La reacción catalizada sólo por una base (homogénea) presenta un alto nivel de corrosión ya que se trabaja en un medio muy básico y a temperaturas elevadas, además de presentar una gran dificultad para la separación del catalizador (Lu L. & Ye X.P. 2015).

La utilización de catálisis heterogénea ayuda a disminuir la presión y temperatura necesaria para la reacción. Los metales utilizados varían entre metales nobles hasta metales no preciosos como cobre, cromo o níquel (Noraini R & Ahmad Z.A, 2017).

Además, se puede utilizar catalizadores base sólido, una sustancia que tiene la tendencia de aceptar protones o donar electrones. Estos catalizadores necesitan menor temperatura por lo que generan menos corrosión, simplifican la separación catalizador/producto y permiten utilizarlo (Lu C. & Shoujie R. & Ye X. P., 2014)

ETAPAS DEL PROCESO

Pre tratamiento

Como ya se mencionó anteriormente, si bien se toma una corriente proveniente de un proceso de producción de biodiesel, se considera que la corriente de ingreso será 50% P/P glicerol en agua.

De ésta forma, se puede descartar una etapa de pretratamiento y simplificar el análisis. Sin embargo, si se desea trabajar utilizando como corriente de entrada la glicerina cruda con todas sus impurezas, se deberá tener en cuenta la composición de la alimentación para realizar tratamientos de purificación previos de ser necesarios.

Proceso de producción

Desarrollados los posibles métodos de producción de ácido láctico, es necesario tomar una decisión respecto al proceso productivo.

Si bien el método de fermentación es el proceso biotecnológico más utilizado en la industria del ácido láctico, se dificulta en el control de los microorganismos participantes y exhibe productividades bajas. Además, como se utiliza materia prima que podría competir con la producción de alimentos, por lo que se apantalla la cualidad sustentable del producto. Por todo lo mencionado, se decide que no es apropiado el método de fermentación para este trabajo.

Por otro lado, el método de síntesis por cianuro de hidrógeno no solo tiene un bajo rendimiento de reacción sino que trabaja con reactivos tóxicos y nocivos para el medio ambiente, por lo que se decide no optar por este camino.

Restan entonces dos métodos de conversión de glicerina a ácido láctico: uno por oxidación selectiva y el de reacción hidrotermal. El método de oxidación selectiva requiere de catalizadores costosos y de un control exhaustivo, por lo que se prefiere descartar esta posibilidad. Mientras que, debido a la posibilidad de utilización de catalizadores más económicos, mayor variedad de estos y datos disponibles, el método de producción elegido será la obtención de ácido láctico por reacción hidrotermal.

Post tratamiento

Dependiendo del tipo de catalizador y las condiciones de operación se pueden obtener distintos niveles de selectividad y con ello distintos subproductos. Esto determinará el post tratamiento necesario.

En esta etapa del análisis no se puede asegurar una ruta de post tratamiento de forma exacta. Sin embargo, cualquiera sea el mecanismo de purificación, se deberá alcanzar una pureza de al menos el 90% P/P de ácido láctico.

Algunos post tratamientos encontrados en la bibliografía son:

- *Neutralización con una base, filtración, concentración, acidificación, esterificación e hidrólisis.* Proceso de tratamiento tradicional para la ruta biológica. Produce una gran cantidad de efluentes químicos que deben tratarse antes de descartarse. Además es un proceso muy caro. (Li Y., Shahbazi A., Williams K, Wan C, 2008)
- *Adsorción en resinas de intercambio iónico:* Tiene baja vida útil de las resinas, pobre capacidad y selectividad (Chen K, 2017).
- *Electrodialisis:* Utilizada para la remoción de iones lactato del medio de fermentación ácido. Se utiliza un circuito con corriente directa, que direcciona los iones a una membrana de intercambio iónico. Luego se hidroliza el lactato y nuevamente se separa en otra membrana de intercambio iónico. (Habova V, 2004)
- *Esterificación y destilación reactiva:* Tanto la reacción química como la destilación se llevan a cabo en el mismo reactor, potenciándose entre ellas. Este proceso disminuye la necesidad energética para la destilación. (Kumar, A 2019)

Hay que tener en cuenta que la mayoría de datos brindados sobre técnicas de post tratamiento se utilizan en procesos mediante vía biológica ya que es la más utilizada. La síntesis química posee una diferencia en cuanto al medio de reacción, los subproductos obtenidos y con ello, se requerirán distintos procesos de post tratamiento.

DATOS MACRO

Reacción, Estequiometría

El esquema de reacción es el que se observa en la Figura 3 en el apartado "Procesos de Obtención de Ácido Láctico". Asumiendo una selectividad y rendimiento del 100% con respecto al ácido láctico, la relación estequiométrica entre glicerina y el ácido láctico es 1:1.

Rendimiento de la MP y selectividad

Tanto el rendimiento como la selectividad depende del catalizador utilizado, y aún en catalizadores del mismo metal el modo de preparación o soporte también influye. En la Tabla 5 se presentan algunas combinaciones de bibliografía.

Tabla 5

Comparación entre distintos catalizadores, relaciones base/glicerina y su selectividad y conversión de glicerina

Catalizador	Glicerina/ catalizador (g/g)	NaOH/ glicerina (mol/mol)	Condiciones de trabajo (K, h, MPa)	Conversión (%)	Selectividad (%)
Cu ₂ O	15	1,1	T=513 t=6 N2= 1,4	93,6	78,1
Cu/hydroxyapatite	20	1,1	T=503 t=2 N2=0,1	91	90
Pt/C	31	1,17	T=413 t=3 Etileno= 0,6	99,8	95
Pt/ZrO ₂	2000 (mol/mol)	1,8	T=453 t=24 He= 3,0	95	84
Cu ₂ O	12,8	1,2	T=503 t=6 Aire= 0,1	100	80,4
Cu/CNF	5	2 (KOH)	T=453/433 t=4 Inerte= 0,1	100/100	64/51
Rh/ZnO	208	pH 13	T=473 t=12 H2=2,0	23	68
CuO/ZrO ₂	6,4	1	T=453 t=8 N2=1,4	100	94,6
Cu nanoparticulas	33	1,1	T=503 t=4	98	91,9

			Aire=0,1		
Co ₃ O ₄ /CeO ₂	9,9	1	T=523 t=8 N2=6,0	85,7	79,8
Cu-Zn-Al	14,7	1,5	T=448 t=4 Aire=0,1	98,9	96
Ni _{0,3} /grafito	16,3	1,1	T=503 t=3 N2=0,1	97,6	92,2

Nota: Adaptado de "Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid: State of the Art and Prospects", de Zavrazhnov S.A, 2018, Kinetics and Catalysis, vol 59 (4), p 465 (DOI: 10.1134/S0023158418040171)

Se espera obtener un rendimiento global de al menos un 90% ya que se considera no solo el rendimiento que se pueda obtener en el reactor, sino también en los posibles tratamientos posteriores. Sin embargo, se buscará recuperar el reactivo no reaccionado para su reutilización, lo que fomentará el aumento del rendimiento global.

Insumos específicos (eléctricos, corrientes auxiliares)

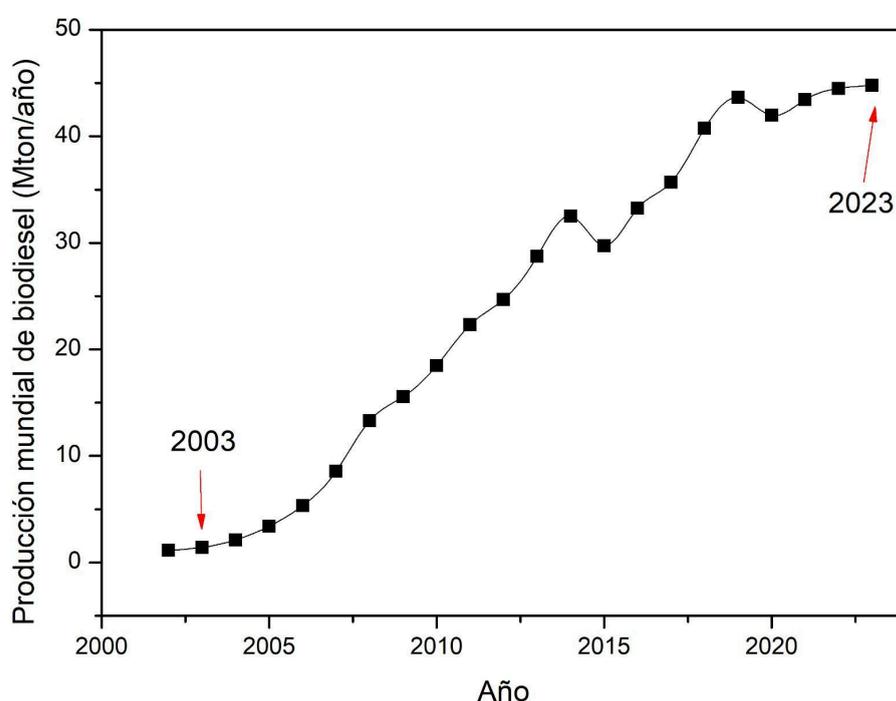
Los insumos no se pueden definir de forma exacta en ésta etapa del análisis debido a que no se han seleccionado las especificaciones del proceso, sin embargo, se estima que las corrientes que serán necesarias independientemente de el proceso seleccionado son: suministro eléctrico, aire comprimido, corriente de fluido refrigerante, vapor de agua, combustible (gas natural) y corriente de agua, entre otros.

ANÁLISIS DE MERCADO DE LA MATERIA PRIMA

Desde la implementación de la Directiva 2003/30/EC el mercado de biodiesel ha crecido de forma exponencial. La producción mundial escaló de un valor de 1,4 millones de toneladas de biodiesel en el año 2003 a 44,8 millones de toneladas en 2023 (se utilizó para mostrar los datos a toneladas una densidad de 900 kg/m³ según Marcano L., Machillanda E., Sojo M., Quijada K., DI Scipio S, 2014) (Figura 4).

Figura 4

Evolución de la producción mundial de biodiesel



Nota: Elaboración propia a partir de datos de OECD-FAO Agricultural Outlook 2021-2030

Muy pronto, países con grandes extensiones de tierra cultivable como Argentina (Ciriminna R., Della Pina C., Rossi M., Pagliaro M., 2014) comenzaron a producir y exportar biocombustibles. Además, con la implementación de la Ley 26.093, sancionada en el año 2006, Argentina pasó a ser un actor de peso en el mercado mundial de los biocombustibles, llegando a ser el quinto productor mundial en el año 2018 (Bleger D., Calzada J., D'Angelo G., Ferrari B., 2021).

En el país el biodiesel es producido en 33 plantas concentradas principalmente en la provincia de Santa Fe, la cual acapara el 82% de la capacidad instalada del país (3,2 millones de toneladas anuales), esto se

debe tanto a la proximidad de los puertos como a la cercanía a los centros de producción de la materia prima. Las principales empresas y su ubicación se pueden observar en la Figura 5.

Figura 5

Capacidad de la producción anual de biodiesel de las compañías en Argentina y su ubicación.

Capacidad de producción anual de plantas industriales de biodiesel habilitadas por la Secretaría de Energía (datos a marzo de 2021)			
Compañía	Ubicación/Localidad	Provincia	Capacidad producción anual (t)
LDC ARGENTINA S.A.	Gral. Lagos	Santa Fe	610.000
PATAGONIA BIOENERGIA S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	480.000
RENOVA S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	480.000
TERMINAL 6 INDUSTRIAL S.A.	Pto Gral. San Martín	Santa Fe	480.000
CARGILL S.A.C.I.	Villa Gob. Gálvez	Santa Fe	240.000
COFCO INTERNATIONAL S.A.	Pto Gral. San Martín	Santa Fe	240.000
UNITEC BIO S.A.	Pto Gral. San Martín	Santa Fe	240.000
EXPLORA S.A.	Pto Gral. San Martín	Santa Fe	120.000
DIASER S.A.	Parque Indust. San Luis	San Luis	96.000
ARIPAR CEREALES S.A.	Dalreaux	Buenos Aires	50.000
BIO NOGOYA S.A.	Nogoyá	Entre Ríos	50.000
BIO RAMALLO S.A.	Ramallo	Buenos Aires	50.000
BIO BAHÍA S.A.	Bahía Blanca	Buenos Aires	50.000
BIOBAL ENERGY S.A.	Ramallo	Buenos Aires	50.000
BIO BIN S.A.	Junín	Buenos Aires	50.000
BIO CORBA S.A.	Ramallo	Buenos Aires	50.000
CREMER Y ASOCIADOS S.A.	Arroyo Seco	Santa Fe	50.000
ENERGIA RENOVABLE S.A.	Catriló	La Pampa	50.000
ESTABLECIMIENTO EL ALBARDON S.A.	Pto Gral. San Martín	Santa Fe	50.000
LATINBIO S.A.	Arroyo Seco	Santa Fe	50.000
PAMPA BIO S.A.	General Pico	La Pampa	50.000
REFINAR BIO S.A.	Ramallo	Buenos Aires	50.000
ROSARIO BIOENERGY S.A.	Roldán	Santa Fe	50.000
ADVANCE ORGANIC MATERIALS S.A.	Parque Industrial Pilar	Buenos Aires	48.000
DIFEROIL S.A.	General Alvear	Santa Fe	48.000
ENERGIAS RENOVABLES ARGENTINAS SRL	Piamonte	Santa Fe	24.000
COLALAO DEL VALLE S.A.	Los Polvorines	Buenos Aires	18.000
SOY ENERGY S.A.	Villa Astolfi	Buenos Aires	18.000
HECTOR A. BOLZAN Y CIA. S.R.L.	Aldea María Luisa	Entre Ríos	14.400
BH BIOCOMBUSTIBLES SRL	Calchaquí	Santa Fe	10.800
DOBLE L S.A.	Esperanza	Santa Fe	10.800
NEW FUEL S.A.	Villaguay	Entre Ríos	10.800
AGRO M&G S.A.	Saladillo	Buenos Aires	8.000
Capacidad de producción Argentina (en toneladas / año)		100%	3.896.800
Capacidad de producción provincia de Santa Fe (en toneladas / año)		82%	3.183.600

@BCRmercados en base a información proporcionada por la Asociación Argentina de Biocombustibles e Hidrógeno.

Nota: Tabla obtenida de la Bolsa de Comercio de Rosario

Como resultado del acelerado crecimiento de la producción mundial de biodiesel, se produjo un aumento inevitable de la oferta de glicerina. Por otro lado, su demanda para aplicaciones tradicionales no aumentó de la misma forma (Ciriminna R., Della Pina C., Rossi M., Pagliaro M., 2014). Por su

condición de subproducto, el mercado de la glicerina es conocido por ser extremadamente volátil y altamente complejo, ya que la cantidad ofrecida es independiente de la cantidad demandada (Quispe C. A. R., Coronado C. J. R., Carvalho Jr J. A., 2013). De ésta forma, se ha generado un exceso de oferta en el mercado de la glicerina, especialmente en su forma cruda, lo que generó una disminución en su precio de venta. (Aimaretti N., Intilángelo L., Clementz A., Ansaldi J., Yori J.C., 2008). Es por ello que resulta relevante el desarrollo y análisis de nuevas aplicaciones para la glicerina de baja pureza.

A partir de los datos brindados por Organisation for Economic Co-operation and Development (OECD), que proyectan la producción anual de biodiesel hasta el año 2030, en Argentina se estima una producción anual promedio de 2,16 millones de toneladas de biodiesel, considerando una relación 10:1 (Betancourt Aguilar C., De Mello Prado R., Castellanos Gonzáles L., Silva Campos N., 2016) se espera disponer de una oferta de glicerina cruda en torno a 216 kton/año.

A partir del análisis de los datos brindados por Sistema de Consulta de Comercio Exterior de Bienes del INDEC, referentes al monto total de FOB (Free on board) y el peso neto exportado, se obtiene FOB por tonelada de glicerina cruda entre 2020 y 2023 (Tabla 6).

Tabla 6

FOB u\$/ton y peso neto exportado de glicerina cruda.

Año	2020	2021	2022	2023
FOB (u\$/ton)	149	454	582	174
Peso neto exportado (ton)	41.135	41.933	52.560	10.714

Nota: Obtenido del Sistema COMEX del INDEC. URL: <https://comex.indec.gov.ar/#/>

En primera instancia, se denota un aumento el FOB entre los años 2020 y 2022, los cuales se condicen a la situación de la pandemia de Covid-19, la cual trajo consigo el cierre de plantas productoras de glicerina/biodiesel y por lo tanto, el aumento de los precios FOB (Dias da Silva Ruy A., Freitas Ferreira A., Ésio Bresciani A., De Brito Alves R., Magalhães Pontes L., 2020). Sin embargo, en 2023 el precio disminuye a valores cercanos al 2020, lo que se condice con la tendencia internacional de aumento en la producción de biodiesel (ver Figura 4) y consiguientemente el aumento del exceso de oferta de glicerina cruda.

Por otra parte, se observa que la tendencia en aumento de las exportaciones entre 2020 y 2022, se modificó en 2023, lo que se relaciona con la sequía (Calzada B., 2023) y por lo tanto la disminución del consumo y producción de diesel y biodiesel en Argentina.

En consiguiente, se espera que en años posteriores se mantenga un precio de mercado similar al de 2023 (174 u\$/ton) pero con mayores producciones de biocombustibles (Contardi M., D'Angelo G., Terré E., 2023) y glicerina cruda.

Se debe tener en cuenta que el precio mencionado (174 u\$/ton) es el de la glicerina cruda, es decir previo su pretratamiento para eliminar impurezas. La glicerina de grado técnico posee un costo adicional. A partir del análisis de los datos brindados por Sistema de Consulta de Comercio Exterior de Bienes del INDEC, referentes al monto total de FOB (Free on board) y el peso neto exportado, se obtiene 444 u\$ por tonelada de glicerina de grado técnico en 2023.

Se considera entonces que, debido a las tendencias del mercado y el rápido aumento de la producción de biodiesel, la glicerina disminuirá su precio de venta progresivamente, ya que como se mencionó, es un desecho en exceso. La corriente de entrada del proceso en este proyecto tendrá una concentración de 50%P/P, por lo que el precio aproximado de ésta corriente será de 261 u\$/ton (se realiza una aproximación teniendo en cuenta el que el precio de la glicerina al 85%P/P es de 444 u\$). Cabe destacar que este precio no considera el valor del transporte hacia la planta. Sin embargo, se buscará reducir este costo ubicando la planta cerca de la fuente de materia prima.

ANÁLISIS DE MERCADO DEL ÁCIDO LÁCTICO

Oferta

Según los datos publicados por Statista (empresa alemana de estadísticas mundiales), en el año 2015, la producción mundial de ácido láctico fue de aproximadamente 0,84 millones de toneladas, para el año 2022 la producción global ya había alcanzado el millón y medio de toneladas. Se estima que para el año 2030 el mercado seguirá creciendo, llegando a una producción de 2,8 millones de toneladas anuales. El tamaño del mercado del ácido láctico en el año 2022 fue de 3,46 miles de millones de dólares siendo Norteamérica el líder en el mercado, acaparando el 46% de las ganancias, seguido por Europa (30%) y la región Asia-Pacífico (20%). América Latina obtuvo el 5% de las ganancias totales, lo que quiere decir que no hay grandes productores de ácido láctico en esta región (Lactic Acid Market Forecast 2023-2032, Precedence Research).

En el caso de Argentina, según los datos de COMEX de INDEC, las importaciones de ácido láctico al país en el año 2023 fueron de 2481 toneladas, mientras que las exportaciones fueron nulas. Esto significa que hay una necesidad de abastecer el mercado con producto de origen Nacional.

Algunos de los principales oferentes a nivel mundial son:

Corbion: Es la empresa holandesa productora de ácido láctico que domina el mercado a nivel mundial. Se dedica exclusivamente a la venta de este producto y sus derivados. Utilizan diferentes procesos de fermentación para obtener el ácido láctico a partir de materia prima vegetal. Su principal estrategia es ser una compañía sustentable desde la cadena de abastecimiento hasta la materia prima utilizada.

DuPont: Empresa multinacional originaria de Estados Unidos. No se dedica exclusivamente a la venta de ácido láctico, sino que se encuentra ligada a múltiples industrias.

DOW: Es una compañía estadounidense con más de 125 años de historia dedicada a la producción de numerosos compuestos químicos y materiales.

Henan Jidan Lactic Acid Technology: Empresa de origen Chino. Utilizan fermentación microbiológica para la producción exclusiva de L-ácido láctico. Tiene más de 30 años de experiencia en la industria y es el

productor más importante de Asia con una capacidad instalada de 120.000 toneladas.

Mushashino Chemical: Es una empresa Japonesa líder en la producción de ácido láctico, sus derivados, aminoácidos, PLA y ácido pirúvico y piruvatos de alta calidad. Se encuentra en el mercado desde hace más de 50 años. Son la única empresa en el mercado a nivel global que continúa su producción de ácido láctico mediante síntesis química. Ofrecen tanto los isómeros como la mezcla racémica. En el año 2018 su producción total de ácido láctico fue de 7.000 toneladas (Oliveira R.A, 2018).

Se destaca que estos productores son grandes competidores en el mercado mundial del ácido láctico. Sin embargo, se centran principalmente en la producción del L-ácido láctico mediante fermentación microbológica, por lo que no son competencia en el mercado de la mezcla racémica. Por otro lado, Mushashino Chemical es el principal competidor, ya que produce la mezcla racémica y mediante síntesis química. De igual manera, se debe tener en cuenta tanto a los competidores en el mercado del isómero L como a Mushashino, ya que en todas las aplicaciones donde se puede utilizar la mezcla racémica, esta puede ser reemplazada por el isómero.

En cuanto a su precio, tiene gran variación dependiendo de su aplicación, siendo los principales demandantes la industria alimenticia y la producción de PLA mediante el isómero L. Por lo general, el precio del L-ácido láctico varía según el precio de la materia prima de donde proviene, siendo el azúcar una de las más importantes (Oliveira R.A, 2018). Con datos obtenidos del análisis de ChemAnalyst en las tendencias en el precio del L-ácido láctico en el mercado de Europa, Asia y Norteamérica en 2023 se realizó un promedio, obteniendo un precio de L-ácido láctico de 1200 u\$/ton. Por otro lado, se encontraron múltiples proveedores, principalmente originarios de Asia, que ofrecen la mezcla racémica a un precio de 1200 u\$/ton, por lo que se concluye que ese es su precio en el mercado.

Demanda

Tradicionalmente, la industria alimenticia siempre ha sido la principal demandante de este producto. Sin embargo, en los últimos años ha habido un crecimiento en la utilización de ácido láctico por otras industrias, especialmente en la producción de PLA, lo que ha provocado un gran aumento en la demanda. (Lactic Acid Market Forecast 2023-2032, Precedence Research). Uno de los factores que influyen en este

crecimiento es la tendencia a la utilización de materiales biodegradables y amigables con el ambiente que han llevado a las industrias a enfocarse en el desarrollo de nuevas aplicaciones para el PLA. En 2023, el 28,7% de la producción de ácido láctico ha sido utilizada para la fabricación de ácido poliláctico, quedando en primer lugar entre los demandantes. (Lactic Acid and Poly Lactic Acid Market, Grand View Research)

En Argentina, la demanda de ácido láctico proviene principalmente de la industria alimenticia y cosmética, por lo que se utiliza en su mayor parte el isómero L (Global Lactic Acid Market 2023-2028, Mordor Intelligence). El tamaño del mercado en América Latina es de un 5% el mundial, concentrado mayormente en Brasil. Es decir que a lo sumo, el mercado en Argentina es de 75.000 toneladas.

Como consecuencia, una barrera para posicionar el producto en el mercado es que la mezcla racémica buscada no cumple las especificaciones para ser utilizada por la industria alimentaria, farmacéutica o cosmética. Además, actualmente es utilizada en menor medida para la producción de PLA. Sin embargo, la mezcla racémica que será obtenida tiene múltiples usos actuales tanto en la industria (reactivo químico, componente en agroquímicos y aditivo en cosmética), como en el área de la medicina (suturas y otros materiales biodegradables). Cabe destacar que también es un producto de estudio en áreas de desarrollo e investigación debido a sus propiedades físico-químicas prometedoras. De ésta forma, se espera que se amplíe el uso y la investigación de la mezcla racémica como solvente, fertilizante, materia prima para la obtención de otros compuestos químicos y sobre todo, PLA con características únicas e innovadoras.

Dentro de este marco, se debe definir el mercado objetivo al cual estará dirigido el producto. El ácido láctico ofrecido (mezcla racémica) es un producto innovador tanto desde el punto de vista tecnológico como económico. En la actualidad, no existe un mercado asentado para la mezcla racémica ya que no hay suficiente cantidad de oferentes de este producto. Es por ello, que se manifiesta la oportunidad de adentrarse a este mercado enfocándose en la demanda de aquellas industrias que busquen una opción que destaque por su sustentabilidad y bajo impacto ambiental. Siendo este producto obtenido mediante una materia prima que, de otra forma, sería un desecho. Asimismo, sus características ventajosas lo convierten en una opción atractiva para empresas que buscan soluciones sostenibles e innovadoras. Este producto generará la expansión del mercado y la aparición de otros nuevos, a partir del

descubrimiento de aplicaciones incipientes. Gracias a su compatibilidad con diferentes procesos y materiales, permitirá a las empresas explorar y desarrollar productos que no serían posibles con otras alternativas menos sustentables.

Por todo lo mencionado, la mezcla racémica obtenida no se orientará únicamente a la demanda de la industria alimentaria, cosmética o farmacéutica, sino que será destinada a industrias químicas, especialmente aquellas que se enfocan en la producción de fertilizantes, solventes amigables con el medio ambiente y plásticos biodegradables. También se orientará a ramas de la medicina y la cosmética donde se estén desarrollando insumos biodegradables compatibles con el uso en el cuerpo humano.

En el Capítulo 6 se analizará el impacto del precio de venta del ácido láctico en términos de la rentabilidad del proyecto. Sin embargo, se decide fijar preliminarmente su valor en el precio de venta de mercado de 1200 u\$/ton, sin perder de vista la estrategia planteada para la apertura de nuevos mercados.

ANÁLISIS DE MERCADO DEL 1,2-PROPANODIOL

Uno de los subproductos mayoritarios en el proceso de obtención del ácido láctico es el 1,2-propanodiol. Se evalúa entonces la posibilidad de considerar al 1,2-propanodiol como un subproducto de valor que podrá ser ofrecido al mercado.

Oferta

Según Główka M. y Krawczyk T. en su análisis de las tendencias y perspectivas de la producción de 1,2-propanodiol el 2023, el precio de venta del mismo es de entre 1,1 y 2 U\$S por kilo con un mercado global en crecimiento que, en el año 2020, era de 335 millones de dólares. Se espera que el precio del 1,2-propanodiol (también llamado propilenglicol) crezca alrededor del 4% durante el período 2020-2025. Se puede comercializar en grado técnico (>90% de pureza), USP y farmacéutico.

Las principales empresas ofertantes son Dow (EE.UU.), LyondellBasell Industries NV (Países Bajos), BASF SE (Alemania), ADM (EE.UU.), Global Bio-chem Technology Group Company Limited (China), DuPont Tate and Lyle Bio Products (EE.UU.) y SKC (Corea del Sur), entre otros. La región de América del Norte está dominando el mercado mundial de propilenglicol debido a la creciente demanda de propilenglicol en esta región (Data Bridge Market Research, 2022). Según el informe de OEC, en 2022 los principales exportadores de propilenglicol fueron Alemania (u\$s 510M), China (u\$s 385M), Corea del Sur (u\$s 253M), Estados Unidos (u\$s 242M), y Tailandia (u\$s 234M). Como se puede observar, en la región de América del Sur no existen grandes competidores en el mercado, lo que crea una oportunidad para la inserción de este posible subproducto de reacción.

Demanda

Gracias a su versatilidad y a su capacidad para adaptarse a diversas aplicaciones, el 1,2-propanodiol es de gran relevancia para la industria. Es un componente altamente demandado en aditivos alimentarios, soluciones anticongelantes, formulaciones farmacéuticas y productos de cuidado personal, gracias a su naturaleza higroscópica y su capacidad para actuar como solvente, humectante y estabilizador. Además, su mercado se encuentra en crecimiento principalmente debido a su uso como fluido base en formulaciones descongelantes para aviones y en anticongelantes y refrigerantes de alta calidad, ya que puede ser un sustituto de otras sustancias en el mismo rubro que no son respetuosas con el ambiente como lo puede ser el 1,2-propanodiol.

Adicionalmente, según el informe de VMI sobre las perspectivas del mercado de 1,2-propanodiol realizado en 2023, existe una inclinación significativa hacia el 1,2-propanodiol de origen biológico, producido a partir de maíz o glicerol, debido a las preocupaciones sobre el impacto ambiental y la dependencia de los combustibles fósiles. Actualmente el mercado se encuentra dominado por el propilenglicol obtenido a partir de la industria del petróleo (Data Bridge Market Research, 2022), sin embargo, en los últimos años la producción a base de petróleo sufrió un impacto debido a la escasez de materias primas y retrasos en los envíos. La limitada producción de 1,2-propanodiol derivado del petróleo crea una oportunidad en el mercado para el 1,2-propanodiol obtenido a partir de glicerol, del cual existe un exceso de producción.

En Argentina el valor de las importaciones de propilenglicol en el año 2022 fueron de 38 millones de dólares, con una tasa de crecimiento del 30% respecto al año anterior, lo que implica una necesidad de producir el 1,2-propanodiol de forma nacional.

PREMISAS

En primera instancia, se define la capacidad de la planta. Se calcula a partir de una alimentación de glicerina de 80.000 ton/año al 50%P/P. Si se supone que el producto se obtiene en relación 1:1 y se considera un 90% de rendimiento, se obtiene una producción de ácido láctico aproximada de 35.000 ton/año.

El producto obtenido será una mezcla racémica y se pretende alcanzar una pureza igual o mayor al 90%P/P.

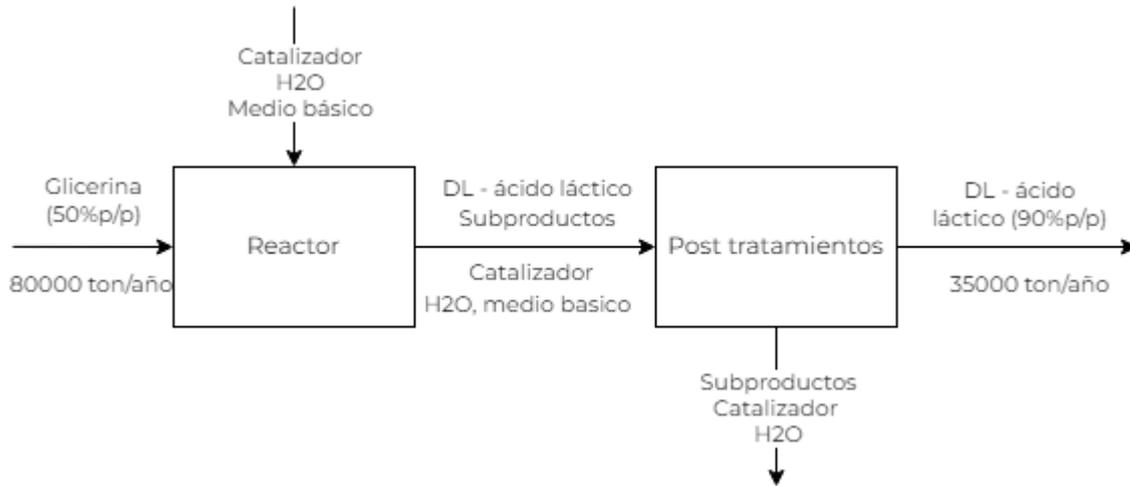
Por otro lado, el precio de materia prima que se considera es de 261 u\$/ton. Mientras que el precio de venta del producto se analizará más adelante ya que se prevé la apertura de nuevos mercados y se pretende obtener un precio competitivo. Sin embargo, inicialmente se estima como 1200 u\$/ton.

En cuanto a las características del proceso, se seleccionó la obtención del ácido láctico mediante la reacción hidrotermal catalizada heterogéneamente en medio básico. En principio, no se deberá realizar un tratamiento preliminar debido a que la corriente ingresa sin impurezas y en medio acuoso. Se evalúa la posibilidad de un tratamiento posterior para aumentar su pureza.

En la Figura 6 se puede observar el diagrama de bloques del proceso.

Figura 6

Diagrama de bloques del proceso



Nota: elaboración propia

Por otra parte, se debe definir la localización de la planta. Se optó por ubicarla en el Parque Industrial San Lorenzo, localidad de San Lorenzo, provincia de Santa Fé, Argentina. Esto se justifica con su cercanía con la importante ciudad portuaria, Rosario, encontrándose a 20 km. Además, la disponibilidad de puertos a lo largo del cordón con el río Paraná, brindan una conexión directa de transporte hacia el puerto de Buenos Aires, posibilitando de esta manera la exportación. Otro factor indispensable para decidir la ubicación de la planta fue la cercanía con los principales productores de biodiesel, quienes proveen la materia prima (glicerina cruda). Se encuentra a menos de 60 km del mayor productor, LDC Argentina. Además, se encuentra en la misma localidad del segundo y tercer mayor productor de biodiesel, y a menos de 15 km del cuarto mayor (ver Figura 5). Entre estas cuatro plantas productoras de biodiesel comprenden una capacidad instalada de 2 millones de toneladas de biodiesel al año, y por lo tanto, dispondrían de 200 mil toneladas de glicerina cruda para abastecer la demanda de este proyecto. Cabe mencionar, que la decisión de ubicar la planta en un parque industrial se condice con el acceso a los servicios que esta brinde, como es el agua corriente, gas natural, red cloacal, red eléctrica, entre otros servicios esenciales para el desarrollo de la actividad industrial.

JUSTIFICACIÓN PRELIMINAR DEL PROYECTO

Los biocombustibles han ganado enorme popularidad en el mundo al constituir una fuente atractiva de energía que se obtiene de recursos renovables. Esta industria ha crecido a pasos agigantados en las últimas décadas debido a que numerosos países han implementado regulaciones que fomentan su uso, uno de ellos es Argentina. De ésta forma, se construyeron 33 plantas en todo el país alcanzando entre todas una capacidad instalada de 3,2 millones de toneladas por año.

La glicerina cruda es el principal subproducto de este proceso. Se conocen diferentes aplicaciones posibles para la glicerina pura y sus derivados, sin embargo, aún no existen suficientes propuestas de usos para la glicerina obtenida como subproducto del biodiesel, debido a que ésta no suele cumplir con el estándar mínimo de calidad para su uso tradicional ya que posee impurezas. A causa de esto, se produce un enorme exceso en la oferta de glicerina cruda y la disminución acelerada en su precio de venta.

El principal objetivo de este proyecto es disponer de este residuo de la industria para brindarle valor agregado y convertirlo en un producto sustentable con numerosas aplicaciones, ácido láctico.

A pesar de que existen ciertas barreras en la inserción de este producto en el mercado actual, se plantean estrategias que harán frente a estos inconvenientes y posicionarán el producto en el mercado. El principal obstáculo del producto es que no se podrá ofrecer para sus usos más tradicionales, como en la industria alimenticia o la cosmética, ya que es una mezcla racémica. Sin embargo, la falta de oferentes de la mezcla racémica en el mercado mundial sitúan a este proyecto en un ventaja ante la aparición de nuevas aplicaciones que requieran de este producto como materia prima. Como por ejemplo, el desarrollo de solventes amigables con el medio ambiente y biopolímeros con características innovadoras.

CAPÍTULO 2

ESTRUCTURA DE LA PLANTA Y BALANCES DE MASA

CAPÍTULO 2: ESTRUCTURA DE LA PLANTA Y BALANCES DE MASA

RESUMEN EJECUTIVO

En el presente capítulo se detalla el proceso de producción de ácido láctico a partir de glicerina mediante un método de reacción hidrotérmica catalizada por nanopartículas de cobre soportadas. Se analizan las distintas tecnologías de proceso disponibles, seleccionando un reactor tipo Slurry por sus ventajas en transferencia de masa y control de temperatura.

Se define el mecanismo de reacción basado en la literatura. Las condiciones experimentales de operación se determinan en una temperatura de 503K, relación molar NaOH/glicerina 1,1:1 y concentración inicial de glicerina 2M, alcanzando 84% de conversión y 85% de selectividad al ácido láctico. Se destacan los principales subproductos como 1,2-propanodiol, ácidos acético, oxálico, fórmico e hidrógeno.

El proceso propuesto consta de etapas de mezclado, reacción, separación gas-líquido, separación flash, neutralización y purificación final para obtener un producto de 90% P/P de ácido láctico.

Se mencionan posibles técnicas de purificación como extracción con solventes, precipitación y destilación reactiva. Se propone recircular parte del agua separada para minimizar el consumo externo de agua.

Se determina una eficiencia global del proceso del 85% y se plantean los balances de masa preliminares en términos de diseño. Por último, se esquematiza el diagrama de bloques del proceso.

Definición de la ruta química

En el Capítulo 1, se ha definido el método que se consideró de mayor conveniencia para la obtención del ácido láctico. Se mencionó la relevancia del método de fermentación en la industria, aunque se destacaron sus desventajas, como el control de los microorganismos, sus bajas productividades y la competencia con la producción de alimentos. Por otra parte, se descartó el método de síntesis por cianuro dado su bajo rendimiento y debido a que trabaja con reactivos dañinos para el medio ambiente. Además, se destacó el método de oxidación selectiva, pero como requiere de catalizadores costosos y de un control exhaustivo, se prefirió desestimar esta posibilidad. Entonces, se optó por el método de producción por reacción hidrotermal, debido a la posibilidad de utilizar catalizadores más económicos, mayor variedad de estos y datos disponibles.

El método hidrotermal puede realizarse en pH alcalino por medio de catálisis homogénea como heterogénea. Cabe mencionar, que el mecanismo de reacción y, por lo tanto, los productos, condiciones de operación, rendimiento y selectividades, quedarán estrechamente ligados con la elección del catalizador y/o tipo de catálisis.

Análisis de la catálisis

En el Capítulo 1, se mencionaron algunas de las ventajas de la catálisis heterogénea frente a la homogénea. A pesar de que es factible utilizar el método hidrotermal para producir ácido láctico, requiere enormes suministros de energía y, al trabajar en medio altamente básico a elevadas temperaturas (por encima de 500 K y pH 13), se precisa de un equipo con gran resistencia a la corrosión, por lo que no es de gran atractivo para realizarlo de forma industrial (Haixu, 2017)(Lu Chen, 2014). La etapa inicial del método hidrotermal, la deshidrogenación de la glicerina, presenta una elevada energía de activación (Zavrazhnov, 2018). La utilización de un catalizador sólido permite disminuir la energía de activación, al imponer mecanismo de reacción alternativo. Por lo tanto, permitirá operar a temperaturas y presiones menores, y además, aumentar el rendimiento y selectividad del producto deseado (Zavrazhnov, 2019). Otra de las ventajas de trabajar con un catalizador sólido incluyen la posibilidad de su reutilización, la simplificación del proceso de separación del catalizador de los productos y la reducción de los residuos generados en el proceso (Lu Chen, 2014).

Es por ello que se decide trabajar con un catalizador heterogéneo. En el **Anexo A**, se dispone una tabla comparativa entre algunos catalizadores estudiados para la obtención de ácido láctico por vía hidrotermal. Con el fin de seleccionar el catalizador, se debe evaluar su selectividad, así como también su actividad, fuerza mecánica y vida útil. Además deben ser capaces de proporcionar un alto rendimiento de producto por unidad (elevada área superficial), y preferiblemente poder ser regenerados (Elizondo, 2019). En el caso de este proyecto, también se le dio gran importancia a la disponibilidad de datos cinéticos ya que será necesario para el modelado del proceso en un futuro.

Por un lado, los catalizadores de metales nobles presentan conversiones y selectividades de ácido láctico altas y logran disminuir la temperatura respecto a la catálisis homogénea. Sin embargo, sus elevados precios y la condición de dilución de glicerina añadirían un aumento considerable en los costos de producción del proceso. (Haixu, 2017). Por otro lado, los metales de transición como el cobre, rodio y cobalto también exhiben buenos resultados en cuanto a conversiones y selectividades. Asimismo, con el catalizador de calcio se obtiene una alta conversión y aporta basicidad al medio. No obstante, posee bajas selectividades y rendimientos y produce lactato de calcio, un compuesto que genera mayores dificultades en la etapa de separación. Cabe destacar que ninguno de los catalizadores mencionados logran obtener una conversión aceptable sin la presencia del catalizador homogéneo de NaOH o KOH.

Luego de realizar un análisis de la metodología, datos disponibles y resultados presentados en distintos artículos, se decidió trabajar con un catalizador de cobre. A nivel industrial, los catalizadores en base de cobre son ampliamente utilizados, por lo que se cuenta con una mayor disponibilidad para su obtención y distintas opciones de soporte (Porukova, 2022). Este tipo de catalizadores presentan un bajo costo y toxicidad (Zavrazhnov, 2019). Una de las desventajas de este catalizador es que posee menor actividad que otros, sin embargo, este inconveniente se puede eludir aumentando su área superficial al dispersarse sobre un soporte adecuado (Porukova, 2022). Es por ello que se trabajará con nanopartículas de cobre metálico soportadas. De ésta forma, también se habilita la posibilidad de operar en un proceso continuo. Otro motivo de gran relevancia por el cual se escogió este catalizador para el proceso es que se cuenta con un mecanismo de reacción definido con un modelo ajustado a datos experimentales.

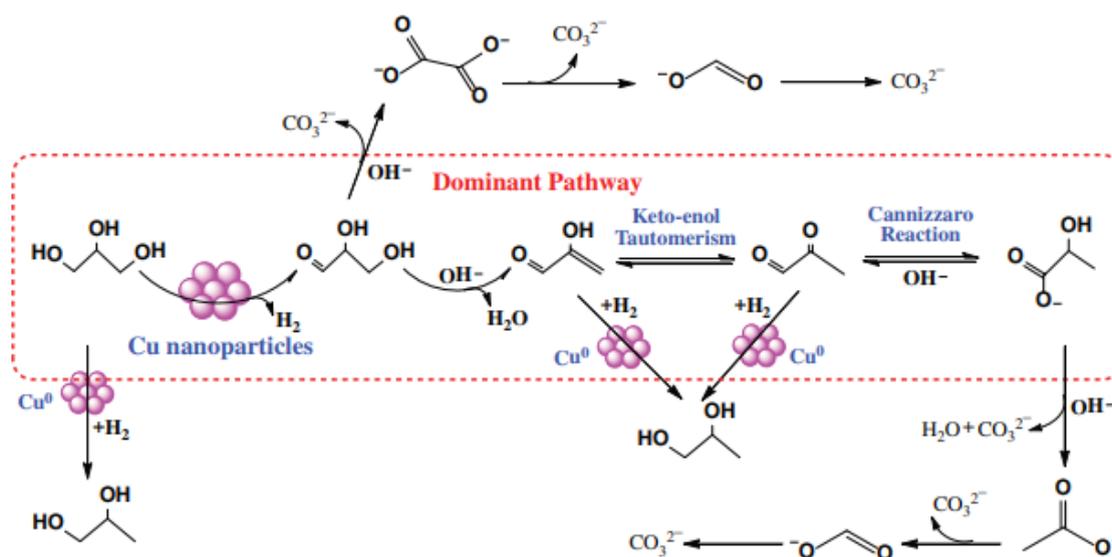
Mecanismo de reacción

Una vez definido el catalizador, se puede proceder a definir un mecanismo de reacción. En el Capítulo 1, Figura 3, se presentó un esquema de reacción hidrotermal de conversión de glicerol con catálisis homogénea y heterogénea para el cual se posee un mecanismo de reacción complejo que se deduce en el ANEXO B.

Por otro lado, Yin H. en 2017 ha encontrado que se puede aproximar un modelo simplificado al definir una ruta dominante como se observa en la Figura 7.

Figura 7

Ruta de conversión catalítica de glicerol sobre nanopartículas de cobre en solución de NaOH



Nota: De "Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid Over Metallic Copper Nanoparticles and Reaction Kinetics", de Yin H., 2017, Journal of Nanoscience and Nanotechnology, vol 17 (2), p 1262, <https://doi.org/10.1166/jnn.2017.12573>

En este caso, se poseen parámetros cinéticos y una aproximación tipo ley de la potencia donde la velocidad depende no solo de la concentración de glicerina presente, sino también de la temperatura (dependencia tipo Arrhenius) y de la concentración de NaOH.

Ecuación 1

Expresión cinética de la reacción

$$-r_A = \frac{-dn_A}{m_{cat} * dt} = A * \exp(-Ea/(R * T)) * C_A^a * C_B^b \text{ (eq 1)}$$

Donde:

- $-r_A$: Velocidad de consumo de glicerina [$\frac{mol}{g_{cat} h}$]
- n_A : Moles de glicerina [mol]
- m_{cat} : Carga de catalizador [g_{cat}]
- $A = 4,86 \times 10^7$: Factor pre exponencial de la constante cinética [$\frac{L^{1.41}}{h * mol^{0.41} * g_{cat}}$]
- $Ea = 76,3$: Energía de activación de la reacción [kJ/mol]
- $R = 8,314 \times 10^{-3}$: Constante de los gases ideales [kJ/mol K]
- T : Temperatura de reacción [K]
- C_A : Concentración de glicerina en solución [mol/L]
- C_B : Concentración de hidróxido de sodio en solución [mol/L]
- $a = 0.49 \pm 0.02$: Orden de reacción según la glicerina
- $b = 0.92 \pm 0.05$: Orden de reacción según el NaOH

Si bien las cinéticas presentadas son válidas para un catalizador de nanopartículas, en un futuro análisis se trabajará para soportarlo en un pellet o partícula comercial de forma de aumentar el diámetro. Para ello se tomará el valor de constantes cinéticas de nanopartículas como el parámetro puramente cinético y se evaluarán la importancia de las resistencias al transporte interno y/o externo en función del tipo de reactor y características del soporte elegido. Algunos de los soportes que se pueden utilizar que han sido probados para este proceso son MgO, ZnO, Al₂O₃ y TiO₂.

Por el momento no hay evidencia de datos que comprueben la desactivación del catalizador, como su tipo o velocidad. Sin embargo, se observó que las nanopartículas tienen un buen desempeño reciclado sin ningún tratamiento (Yin H., 2017). Según el artículo de Yin, una vez separado el catalizador por centrifugación y reintegrado en el reactor, la conversión disminuye levemente desde 92.6% a 91.4%, mientras que la variación en la selectividad no es notoria. Es por ello que se decide asumir en una primera instancia que la desactivación no influye en el proceso y, por el momento, se despreciará. Sin embargo, no se debe perder de vista que al soportar el catalizador sobre otro material, es posible que se genere algún tipo de desactivación y/o cambio de geometría, por lo que en un diseño más exhaustivo deberá analizarse el impacto de la desactivación realizando experimentos a escala piloto.

Se propusieron dos enfoques matemáticos para describir la velocidad de la reacción; uno, descrito en la Ecuación 1, es más básico ya que solo considera las concentraciones de glicerina e hidróxido de sodio, mientras que el segundo, detallado en el **Anexo B**, es más completo pero también de mayor complejidad. En una etapa posterior de análisis, se determinará qué enfoque se empleará en el diseño matemático del reactor.

Condiciones de operación

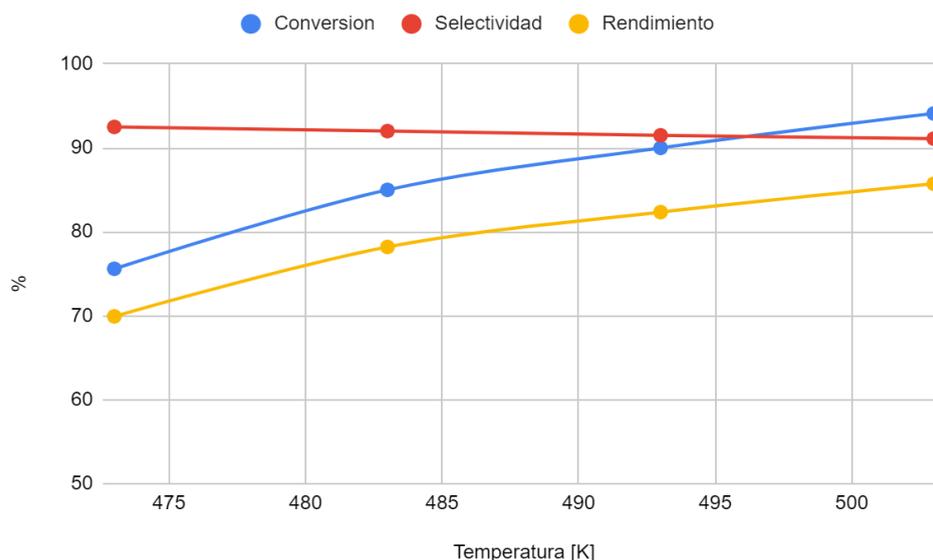
Para determinar preliminarmente las condiciones de operación se decide utilizar los datos del artículo Yin et al 2017. En este se plantean distintas variaciones de los parámetros de operación tales como la concentración, relación molar de NaOH/Glicerol y temperatura, por lo que se analiza para obtener la combinación óptima. Cabe destacar que los experimentos realizados por Yin (2017) son para un reactor de tipo Batch.

Temperatura

Tomando una concentración de glicerina 1M y una relación NaOH/Glicerina 1.1:1 y para un aumento de temperatura entre 473 y 503 °C Yin evaluó la conversión, selectividad y se calculó el rendimiento como la multiplicación de estos.

Figura 8

Variación en la selectividad, conversión y rendimiento con respecto a la temperatura



Nota: De elaboración propia con datos de “Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid Over Metallic Copper Nanoparticles and Reaction Kinetics”, de Yin H., 2017, Journal of Nanoscience and Nanotechnology, vol 17 (2), <https://doi.org/10.1166/jnn.2017.12573>

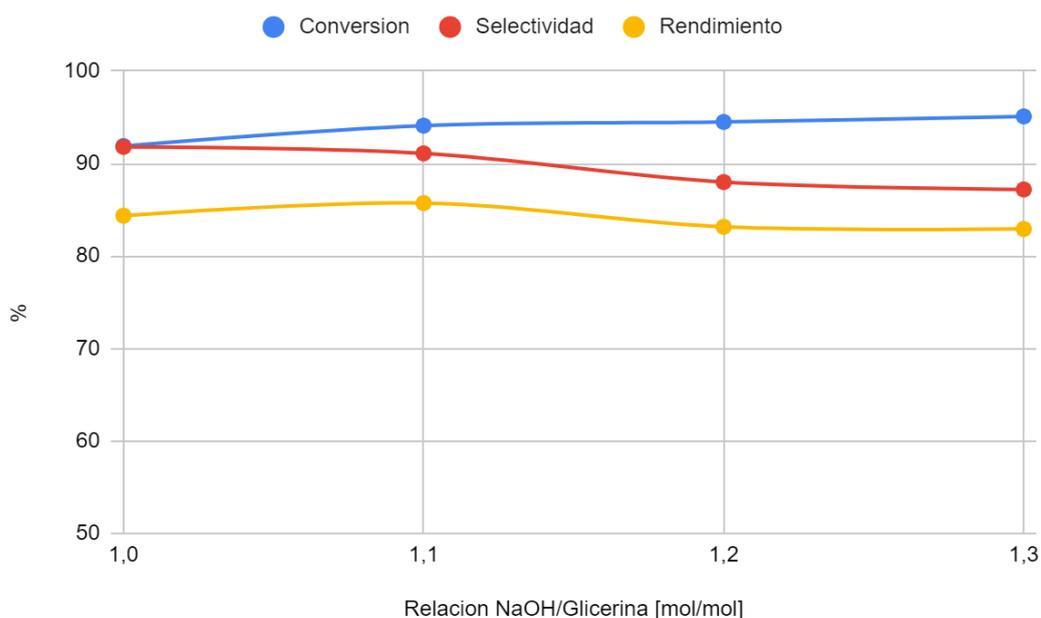
Para estos datos se observa una tendencia de aumento en el rendimiento y conversión con el aumento de la temperatura. Por otro lado, la selectividad disminuye levemente. Como el cambio de selectividad es casi despreciable, se decide trabajar en la condición de máxima conversión y rendimiento. Por esta razón la temperatura de operación, según este primer análisis, será de 503 K

Relación molar de NaOH/Glicerol

Al fijar una concentración de glicerina 1M y una temperatura de operación de 503K, Yin planteó un análisis de la conversión, rendimiento y selectividad en función a la relación molar base/glicerina.

Figura 9

Variación en la selectividad, conversión y rendimiento con respecto a la relación NaOH/Glicerina



Nota: De elaboración propia con datos de “Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid Over Metallic Copper Nanoparticles and Reaction Kinetics”, de Yin H., 2017, Journal of Nanoscience and Nanotechnology, vol 17 (2), <https://doi.org/10.1166/jnn.2017.12573>

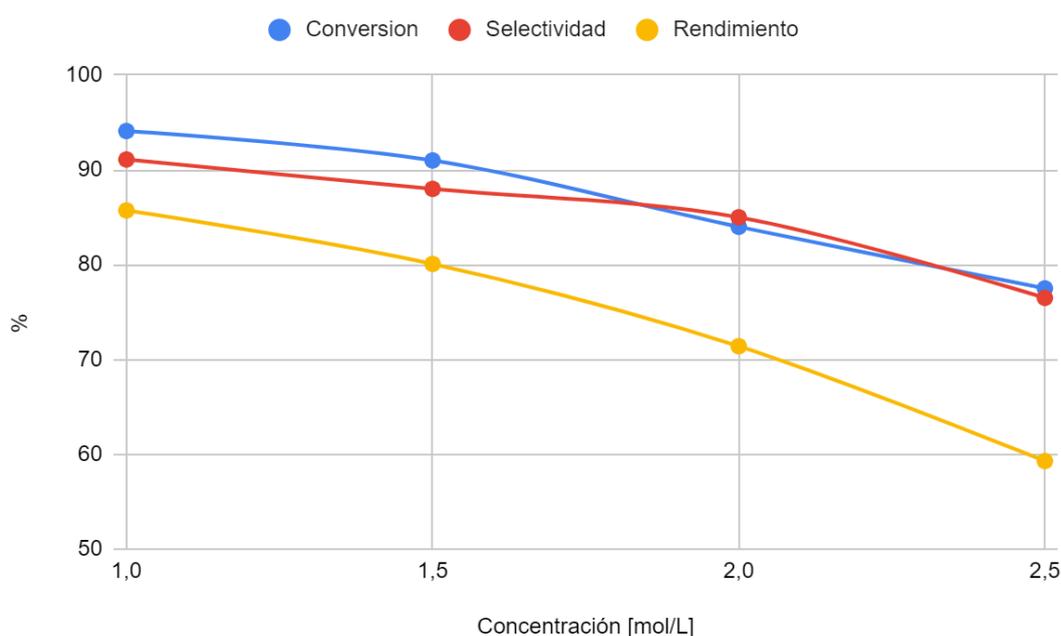
Se observan comportamientos opuestos entre la conversión y la selectividad por lo que se decide trabajar con el valor del rendimiento máximo, el cual se encuentra en 1,1:1.

Concentración

Con respecto a la concentración, en el trabajo citado se mantuvo constante la relación NaOH/Glicerina 1.1:1 y la temperatura a 503K. Para estas condiciones se obtuvieron variaciones en la conversión, selectividad y rendimiento.

Figura 10

Variación en la selectividad, conversión y rendimiento con respecto a la concentración



Nota: De elaboración propia con datos de "Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid Over Metallic Copper Nanoparticles and Reaction Kinetics", de Yin H., 2017, Journal of Nanoscience and Nanotechnology, vol 17 (2), <https://doi.org/10.1166/jnn.2017.12573>

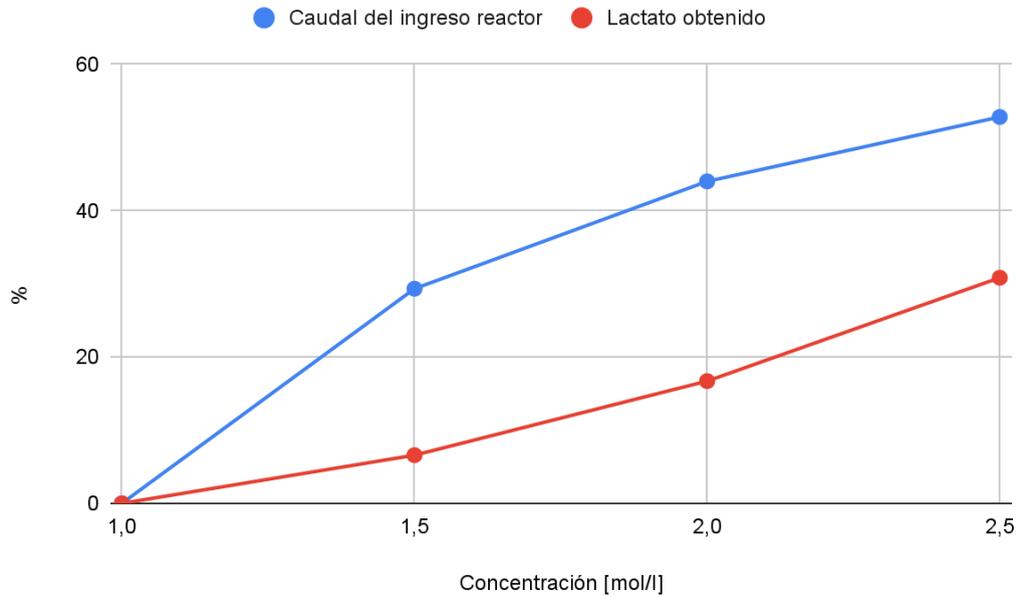
Observando estas variaciones se ve una disminución marcada de la conversión, rendimiento y selectividad. Se puede concluir que lo más conveniente es trabajar lo más diluido posible. Sin embargo, no se debe perder de vista que se plantea un proceso continuo, por lo que trabajar con una concentración menor implica una necesidad de dilución mayor, un aumento en los caudales de operación y mayores dimensiones de los equipos. Por ello se procederá a analizar el caudal de agua necesario y el lactato producido dependiendo de la concentración utilizada.

Se puede observar en la Figura 11 que, si bien el caudal al ingreso disminuye al trabajar a mayor dilución, la producción de lactato también lo hace. Esta disminución en la producción es relevante por lo que si bien es

interesante analizar la opción de trabajar a una mayor concentración, no se debe perder de vista el enfoque de la maximización de la producción.

Figura 11

Porcentaje de disminución del caudal de agua y lactato formado con respecto a la situación cuando la concentración es 1M



Nota: De elaboración propia

Se decidió plantear los balances y, en un principio, trabajar en una concentración 2M con el fin de tomar un caso intermedio. Esto llevará a una disminución en el caudal de ingreso al reactor con respecto al de 1M de casi 44% y de la producción de lactato de 17%.

Presión

Zavrazhnov S.A explica que la cinética no dependerá de la presión de trabajo, sin embargo se debe tener en cuenta que la presión debe ser la necesaria para mantener la condición de fase líquida. No hay datos en bibliografía en cuanto a la presión de operación, no obstante, se realiza un cálculo aproximado y este resulta de 28 bar calculado a partir de los caudales planteados en el balance de masa tomando un 5% por encima del caso de mayor presión (salida del reactor).

En la Tabla 7 se resumen las condiciones de operación del reactor contempladas para el balance de masa preliminar.

Tabla 7*Condiciones de operación*

Temperatura [K]	503
Presión [bar]	28
Relación molar NaOH/Glicerol	1,1:1
Concentración de glicerol inicial	2M
Conversión [%]	84
Selectividad [%]	85

Nota: elaboración propia.

TECNOLOGÍA DEL PROCESO - REACTOR

Para poder llevar a cabo el proceso heterogéneo existen distintas tecnologías y/o tipo de reactores. Por lo general, en un proceso ya instalado en la industria, el reactor no se suele diseñar individualmente sino que se compra el paquete tecnológico a las empresas de licencia de tecnología que ofrezcan el proceso en cuestión. Algunas de ellas son Lummus Technology (petroquímicos y procesamiento de gas y petróleo) y Mitsubishi Chemical Group (derivados de C2, C3, C4 y aromáticos). Este paquete tecnológico asegura un seguimiento por parte del tecnólogo para actualización y mantenimiento, y puede o no incluir catalizadores y otros recursos.

En el caso de este proyecto, el proceso analizado no está posicionado ni tiene la suficiente investigación a nivel industrial, por lo que no existen datos de tecnólogos que ofrezcan un paquete adecuado. Por esta razón, se hará el análisis desde la teoría general, caracterizando los distintos tipos de reactores heterogéneos, para poder decidir cuál de ellos es más conveniente. Toda la información de los reactores se obtuvo de las clases 8, 9, 10 y 11 del curso de grado "Ingeniería de las reacciones Heterogéneas" dictado por la Dra. Laura Alejandra Fasce en la Facultad de Ingeniería en la Universidad Nacional de Mar del Plata para la carrera de grado Ingeniería Química.

Si bien toda la información encontrada se obtuvo a partir de ensayos batch a escala laboratorio, la operación continua es preferible para un proceso a escala industrial. Algunas de las ventajas de utilizar este tipo de operación frente a la operación discontinua son la sencilla implementación de la automatización, mejor control de la mezcla, adaptabilidad a una amplia gama de condiciones de reacción, operación más económica, calidad del producto más uniforme con el tiempo y mejor adecuación a grandes capacidades de producción. Además, el rendimiento de la transformación catalítica en un sistema continuo puede ser superior, en términos de selectividad o resistencia a la desactivación, en comparación con los sistemas por lotes. También es importante señalar las dificultades que surgen al separar el catalizador en el caso de reactores por lotes en fase líquida (ya que suele estar disperso en ésta fase). (Bozga G., 2022)

Es por ello que se trabajará con un reactor continuo de los que se presentan a continuación.

Reactores de lecho fijo

La fase sólida (en este proceso, el catalizador soportado) se encuentra inmovilizada, formando un lecho por el que la fase fluida (líquida para este proceso) fluye en flujo pistón (en el caso ideal). Se suelen utilizar partículas que oscilan entre los pocos milímetros a varios centímetros para optimizar la pérdida de carga en el lecho y la velocidad observada en las partículas. En caso de catalizadores metálicos se puede utilizar mallas de alambre. Dependiendo del tipo de empaquetamiento, tamaño y geometría de las partículas catalizadoras, en este tipo de reactores la pérdida de carga suele ser apreciable. La ecuación más utilizada para calcular la caída de presión es la ecuación de Ergun, la cual no solo depende del Reynolds sino de la porosidad del lecho.

La fase mayoritaria es la sólida, por lo que el mecanismo de transferencia de calor principal es la conducción térmica, la cual no es muy eficiente y se generan gradientes radiales de temperatura que pueden llegar a puntos calientes. Además, se debe tener en cuenta que se debe utilizar con catalizadores de desactivación lenta ya que de otra forma, se debe sobredimensionar el reactor debido a que la regeneración/renovación del catalizador no se puede hacer de forma continua.

El diseño de reactores de lecho fijo necesita un conocimiento de la cinética y de los coeficientes de transferencia tanto de masa como de energía. Esto se debe a que su diseño se debe hacer discretizado en diferenciales de volumen.

Reactores de lecho fluidizado

La fase sólida se encuentra libre en la fase fluida, obteniéndose una fase cuya densidad se puede considerar como la del sólido y el fluido combinadas. Se utilizan partículas con diámetros más pequeños ya que la pérdida de carga no es un factor determinante para la operación. Trabajar con partículas pequeñas permite asegurar que las resistencias externas al transporte de masa sean bajas.

Como la fase líquida está en mayor proporción la resistencia al transporte de energía disminuye, disminuyendo los perfiles. Sin embargo, el patrón de flujo de ambas fases es muy complejo.

La utilización de catalizadores más chicos permiten la regeneración del catalizador ya que estos pueden ser arrastrados con el producto fuera del reactor, pero a su vez esto puede generar pérdida de catalizador por arrastre o atrición. Además, se necesita un control de la velocidad

superficial del fluido, para poder trabajar en el óptimo en el que la caída de presión es constante y todos los sólidos se encuentren fluidizados.

Reactores slurry

En este reactor las partículas se encuentran en suspensión en un tanque agitado mecánicamente, donde la fase fluida está perfectamente mezclada. Este mezclado da lugar a altos coeficientes de transferencia de masa y calor, generando un control de temperatura efectivo. Es imperioso un buen sistema de agitado ya que se requiere la homogeneidad y una mínima velocidad de agitación para mantener las partículas en suspensión.

La fase mayoritaria es la fluida, con una baja relación entre el volumen de sólido y fluido. Esto se debe tener en cuenta ya que puede verse afectada la selectividad con reacciones que suceden en fase homogénea.

En cuanto a la separación del catalizador, se puede realizar mediante un filtrado. El nivel de complejidad de este proceso depende del diámetro elegido de la partícula. Por otro lado, una desventaja que se destaca en este reactor es el aumento del riesgo de envenenamiento y/o atrición por agitación.

Tecnología elegida

Para este proceso, se opta por un mecanismo de reacción que requiere altas temperaturas, por lo tanto, es recomendable emplear reactores con una transferencia de energía óptima, por lo que la opción de utilizar un lecho (ya sea fijo o fluidizado) no sería factible. Además, se manejan altas presiones, otra razón para descartar la viabilidad de utilizar lechos empacados; ya que en estos se complejiza el sistema de impulsión de líquidos debido a la geometría y disposición del relleno (que influyen en la caída de presión). El diseño de estos reactores (lechos) precisa valores de coeficientes de transferencia más exactos, que en este caso no son posibles de obtener con la información disponible en bibliografía.

Por estas razones, se decide utilizar un reactor tipo slurry con agitación mecánica. Esto facilita la transferencia de masa externa, por lo que la velocidad observada aumenta (solo dependerá de la cinética y/o de la transferencia de masa interna). Además, permitirá un control más eficiente de la temperatura y presión del reactor al ser la fase mayoritaria el líquido.

Otro punto a tener en cuenta es el tamaño del catalizador y su desactivación. Por el momento el soporte a utilizar no ha sido definido, sin embargo, se asegurará de que el tamaño de las pastillas utilizadas sea el

adecuado para trabajar con un reactor tipo slurry. En cuanto a la desactivación, ya se ha mencionado que no hay información específica al respecto. No obstante, el tipo de reactor elegido posee la ventaja de una sencilla separación del catalizador de la fase fluida por lo que, de ser necesaria su regeneración o reemplazo, será factible realizarlo sin mayores inconvenientes.

TECNOLOGÍA DEL PROCESO - ETAPAS DE TRATAMIENTO

Tratamiento materia prima

La materia prima que ingresa a la planta se considera un 50% P/P en glicerina. Al no poseer impurezas y la reacción ser en medio acuoso, no se requiere de una etapa previa de purificación o concentración de la corriente. Es por ello que no habrá un pre tratamiento de la corriente de glicerina.

Se realizará una etapa de mezclado de reactivos previo al ingreso al reactor donde la corriente de glicerina cruda se homogeneiza con el hidróxido de sodio y agua.

A partir de los datos brindados por Business Analytiq y Chem Analyst se encontró un precio FOB de solución de NaOH 50% P/P de 329 u\$s/ton. La empresa Infinity Galaxy fijó un precio actual de 353 u\$s/ton de soda cáustica sólida y la empresa Medium pronosticó un valor de 998 u\$s/ton en 2022. Existe una variabilidad apreciable entre los diferentes precios encontrados, se decide tomar un precio de 350 u\$s/ton.

Por otro, se requiere una cantidad aproximada de 2000 toneladas mensuales de NaOH puro, por lo que no solo se debe evaluar el precio para tomar una decisión, sino también el transporte y almacenamiento.

Para transportar la solución de hidróxido 50% P/P se debe realizar en barriles de acero. Si la solución es de mayor concentración se debe almacenar en tanques de níquel para evitar la corrosión. La solución se envía en camiones cisterna, vagones cisterna y barcos cargueros. Los camiones cisterna típicos transportan 11,3 toneladas mientras que en barco se tienen capacidades que oscilan entre 1.100 y 2.200 toneladas. (Medium, Caustic Soda Price Outlook 2022).

El transporte de los pellets o escamas de NaOH (pureza del 98%P/P) se hace en sacos de polietileno herméticamente cerrados de 20 o 50 kg. Para el transporte, los sacos se apilan sobre paletas de madera y se envuelven en polietileno. Otra opción es el transporte en tambores de acero de 50 o

200 kg, o pastillas sueltas en contenedores con capacidad de 1.000 kg. (Medium, Caustic Soda Price Outlook 2022).

Según su ficha de seguridad, el hidróxido de sodio debe ser almacenado en un lugar seco, protegido de la humedad, agua, daño físico y alejado de ácidos, metales, disolventes clorados, explosivos, peróxidos orgánicos y materiales que puedan arder fácilmente.

Luego, se decide trabajar con pellets o escamas de NaOH debido a su alta pureza y mayor facilidad de transporte. Sin embargo, se analizará el impacto de esta decisión en términos económicos en el capítulo 6.

Tratamiento productos y subproductos

Una de las premisas destacadas en el Capítulo 1 fue la especificación del 90%P/P de ácido láctico del producto a obtener. De esta manera, será necesario definir distintas etapas de separación y purificación.

Como se mencionó anteriormente, uno de los subproductos obtenidos es el hidrógeno, el cual en las condiciones de temperatura y presión de operación se encuentra en estado gaseoso. Además, se destaca la utilidad del hidrógeno como combustible en calderas. Entonces, con el objetivo de separar esta corriente gaseosa de la líquida (productos, subproductos, agua, entre otros), una opción es colocar luego del reactor un separador gas-líquido. Estos equipos logran separar una mezcla gas-líquido en base a distintos mecanismos de separación (gravitatoria, fuerza centrífuga y choques). Otra posibilidad es la separación mediante la purga constante de gas hidrógeno del reactor. Esta opción se presenta como una opción viable cuando la producción de hidrógeno no sea significativa, por lo que la instalación de un separador de mayor complejidad resulte económicamente no factible. En consiguiente, cualquiera sea la opción elegida, se espera lograr la separación de la corriente de gas hidrógeno y obtener una corriente líquida que se componga únicamente del reactivo sin reaccionar, los productos, agua e hidróxido de sodio.

Por otra parte, al trabajar en condiciones diluidas, es importante considerar la recuperación del agua residual. De esta manera, se decide instalar un separador flash. Se espera separar el agua de los productos y subproductos. Además, parte del agua separada podrá ser recirculada al reactor, reduciendo la necesidad del agregado externo de esta corriente para asegurar las condiciones de concentración de la alimentación de reactivos.

Otra componente residual de la reacción es el hidróxido de sodio. Cabe destacar, que en las condiciones de pH de operación el producto deseado se encuentra como lactato de sodio. En consiguiente, previo a la etapa final de separación, se decide neutralizar la corriente, de manera de obtener el ácido láctico. Una opción de gran interés en la industria es la neutralización reactiva. En este caso se podría utilizar ácido sulfúrico para la neutralización, debido a que es uno de los ácidos más requeridos en la industria, dado su bajo costo y disponibilidad. Luego de esta etapa se generará agua y sulfato de sodio. Es importante considerar que la separación del sulfato de sodio no será sencilla, ya que es soluble en agua y glicerina.

Otra alternativa a la etapa de neutralización con ácido, es mediante una resina ácida. La ventaja de este mecanismo es que solo se generará agua, aunque como desventajas se encuentra el mayor costo de inversión en resina y la necesidad de regeneración de la misma, lo cual puede imposibilitar que se lleve a cabo este proceso de forma continua.

Por otra parte, se puede mencionar otro método alternativo a la neutralización reactiva que es la electrodiálisis. Este método se basa en el transporte selectivo de iones disueltos en una sustancia a través de una membrana de intercambio iónico y bajo la influencia de un campo eléctrico. Su funcionamiento permite no sólo neutralizar el lactato de sodio a ácido láctico, sino también recuperar el hidróxido de sodio utilizado, lo que representa una gran ventaja en términos de costos de materia prima. Sin embargo, no debe perderse de vista el consumo eléctrico elevado, que puede ser un factor determinante en la factibilidad del método.

Por último, se debe definir una última etapa de purificación, donde se alcance la especificación deseada del producto (90% P/P). En esta instancia del análisis solo se mencionan los distintos métodos de separación/purificación, aunque posteriormente en este trabajo, se definirá y diseñará el que resulte más conveniente en términos económicos, tecnológicos y operativos. Es importante no perder de vista que en la industria química aproximadamente el 50% de los costos de operación e inversión se asocian con etapas de purificación y separación (Komesu A., 2017), por lo que la decisión del tipo de método de separación será determinante para la factibilidad del proyecto.

En primera instancia, se menciona la extracción con solventes (extracción líquido - líquido) como un método ampliamente utilizado en la industria. En Schamis E. (1955), se menciona el método Jenemann, un sistema continuo a contracorriente usando éter isopropílico como solvente. Sin

embargo, destaca como principal desventaja que el proceso es caro y peligroso debido a que el éter es inflamable y forma peróxidos explosivos. Por otra parte, Takashi H. (2014) menciona un método que consta de distintas etapas: la extracción del ácido láctico con acetato de etilo, seguido de una destilación a vacío y purificación por recristalización en acetato de etilo y atmósfera inerte de N_2 . Según Matsumoto M. (2003) se observa un efecto sinérgico en la utilización de una mezcla de solventes en la extracción de ácidos orgánicos como el ácido láctico. Cabe destacar que según Elizondo Quirós A. (2019) los agentes de extracción convencionales muestran bajos coeficientes de distribución y no se alcanzan una alta pureza de producto. Además, un factor decisivo al momento de elegir un agente de extracción es su toxicidad e impacto en el medio ambiente, limitando aún más las opciones. Otra desventaja de la extracción con solventes es que el solvente debe ser regenerado por destilación o stripping (Komesu A., 2016)

Una alternativa a la extracción con solventes, es la extracción reactiva. Según Wasewar K (2002), las extracciones reactivas permiten mayores coeficientes de distribución, siendo viable para la obtención de ácidos carboxílicos e hidroxicarboxílicos. Además, menciona que las bases orgánicas o aminas proveen mayores coeficientes de distribución.

En segunda instancia, en bibliografía se encuentran métodos de precipitación para la separación del ácido láctico obtenido por vía biológica (lactato de calcio). En Min D. (2011), desarrollan el método de precipitación con ácido sulfúrico del sulfato de calcio, donde analizan las variables principales de operación (pH, temperatura). Sin embargo, la principal desventaja del método de precipitación es la alta generación de residuos, siendo que por cada tonelada de ácido láctico se generaría una tonelada de sulfato de calcio.

En tercera instancia, otro método de purificación conveniente es la destilación reactiva. La destilación reactiva (RD) fue patentada por primera vez en 1921 por Backhaus. Se basa en la integración de la reacción química y destilación en una misma unidad. Es un proceso de gran interés en la industria petroquímica, farmacéutica y biotecnológica (Komesu A, 2016).

Entre las ventajas de la destilación reactiva se encuentran: la reducción del costo de los equipos, el aumento de la selectividad y conversión. Mientras que entre las principales desventajas se encuentran: tiempos de residencia grandes requerirán torres grandes, que las condiciones óptimas de la destilación puedan diferir de las óptimas de reacción, las volatilidad de productos y reactivos tienen que diferir de manera de mantener altas

concentraciones de reactivos y bajas de productos en la zona de reacción. Pese a todas las desventajas, este método se considera prometedor a futuro ya que cumple con todos los objetivos de la intensificación de procesos (Komesu A, 2016).

Una de las reacciones que puede llevarse a cabo por destilación reactiva es la esterificación del ácido láctico (Serap Akbelen Özen, 2004). Según Schamis E. (1955) el método continuo de esterificación consiste en hacer pasar ácido láctico y vapores de alcohol metílico a contracorriente a través de una columna calentada eléctricamente. Se ingresa el ácido láctico con o sin catalizador (ácido sulfúrico) por el tope de la columna, mientras que por la base ingresan los vapores de alcohol a contracorriente. Los vapores de reacción, compuestos de alcohol, agua y ester láctico salen por el tope de la columna y se dirigen a una columna de destilación continua donde se separa la mayor parte del alcohol que es reciclado al vaporizador. El condensado es destilado para hidrolizar el éster y recuperar el alcohol, obteniéndose una solución acuosa de ácido láctico purificado. Cabe mencionar que los lactatos de metilo, etilo, propilo, isopropilo o butilo se hidrolizan fácilmente con vapor o agua caliente a presión atmosférica.

Por último, se destaca la separación por destilación como un método de separación por transferencia de masa y calor, de gran interés y relevancia para la industria química. Es un proceso de menor complejidad respecto a la destilación reactiva. Sin embargo, como desventaja del método se puede mencionar que debe existir una diferencia de volatilidades suficiente entre los compuestos para que pueda separarse por destilación y además deben poseer temperaturas de degradación superiores a las temperaturas de operación de la torre. A estas problemáticas se les plantean soluciones como la destilación a vacío, aunque se traduce en mayores costos operativos.

DIAGRAMA DE FLUJO/ BLOQUES DE LA PLANTA

Reciclos materiales

Dadas las estimaciones de rendimiento y selectividad, se determina que el reactivo no se agota por completo y se generan subproductos no deseados. Una posible solución sería incorporar al sistema un reciclaje que reintegre los subproductos y el reactivo sin reaccionar al proceso, aumentando así la conversión del reactivo en el producto deseado. En este capítulo se realizaron los balances de masa sin tener en cuenta este posible reciclaje ya que de ser contemplado, las selectividades y rendimientos variarían y no se tienen los datos exactos para dicho caso. Es por ello que, en una primera instancia se presentará un diagrama de flujo sin este reciclaje para realizar una aproximación de las corrientes. Sin embargo, no se descarta la posibilidad de incorporarlo al proceso más adelante.

Otra posibilidad en cuanto a los subproductos y reactivos sin reaccionar es obtenerlos y separarlos de la corriente de producto y tratarlos en pos de alcanzar la pureza adecuada para su comercialización. La conveniencia de esta opción dependerá del valor y cantidad de subproducto de interés, como también de la factibilidad de separación de la corriente de producto.

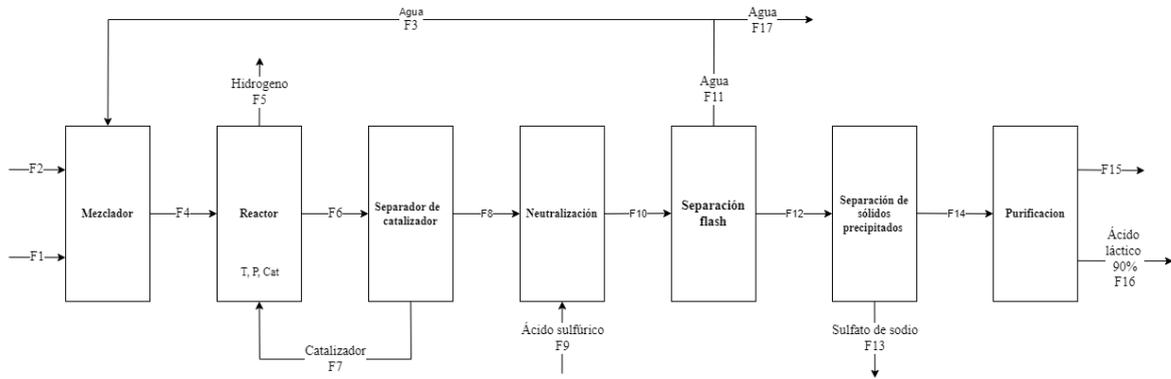
Por otro lado, luego de una etapa flash se plantea la recirculación hacia el reactor de parte del agua separada, de manera de asegurar la concentración de entrada de glicerina sin la necesidad de agregar agua durante la operación. El restante del agua que no ingresa al reactor puede ser utilizado como corriente de calefacción (economizador). En caso de realizar una esterificación como post tratamiento, el agua se podrá utilizar para la hidrólisis. Llegado el caso en el que el agua no se pueda re-utilizar, deberá ser adecuadamente tratada para cumplir con las normativas de vertido vigentes.

Diagrama del proceso

A continuación, en la Figura 12, se observa el diagrama de bloques del proceso propuesto. Además, en el **Anexo C** se detallan las corrientes, sus caudales y composiciones. Cabe destacar, que los caudales se expresan en términos instantáneos o de diseño.

Figura 12

Diagrama de bloques



Nota: Elaboración propia

COMPOSICIONES Y CAUDALES DE LAS CORRIENTES DE PROCESO

Capacidad de la planta

La capacidad de la planta puede ser expresada en términos nominales o instantáneos. La capacidad nominal es aquella que surge del estudio del mercado, es decir, que es la capacidad que se espera comercializar, en función de la disponibilidad de materia prima, capital de inversión, demanda del producto, etc. Por otra parte, la capacidad instantánea, es aquella definida para el diseño de los equipos, la cual considera la efectividad global del proceso (EGP). La capacidad instantánea es siempre mayor que la nominal.

La EGP está definida por tres términos: *availability*, *right first time* y *performance*. Este factor tiene en cuenta la disponibilidad de los equipos, las pérdidas por defectos y las pérdidas por uso de los equipos, respectivamente (De Ron A., Rooda J., 2005). Entonces, el EGP considera las principales fuentes de pérdidas de productividad con la intención de mejorarlo.

Si bien, la efectividad global del proceso suele ser estimada experimentalmente para una planta en funcionamiento, en el presente trabajo consideraremos una EGP del 85%, ya que es un objetivo aceptado por las industrias a nivel mundial (Vorne Industries, 2008).

Balances de masa

A razón de plantear los balances de masa se realizan las siguientes suposiciones y aclaraciones:

1- Existe formación de agua durante la reacción, como se observa en la Figura 7. Se toma como una simplificación que la formación de agua se genera únicamente por el consumo de hidróxido de sodio, es decir que por cada mol de hidróxido de sodio consumido se produce un mol de agua.

2- En la Figura 7 se denota la formación y el consumo de hidrógeno. Según Zavrazhnov (2019) el hidrógeno será el componente mayoritario en fase gaseosa, y habría exceso del mismo, siendo que la formación es mucho mayor que el consumo. Luego, al observar el mecanismo de reacción completo (**Anexo B**), se denota la formación de un mol de hidrógeno por cada mol de ácido láctico obtenido, y al despreñar el consumo de H₂, se puede estimar la cantidad formada de hidrógeno.

3- Se presume que la concentración de glicerina informada en las experiencias de laboratorio de Yin (2017), se midieron a temperatura

ambiente. Entonces se asume la densidad del agua en 1,000 g/L, y dada la concentración de glicerina, que el sistema es diluido.

4- Se determina la cantidad de agua requerida para la reacción, a partir de la concentración de glicerina experimental en el reactor.

5- La eficiencia de los procesos se determinará en los capítulos posteriores, en este se limita solo a informar los valores obtenidos. Para el cálculo específico de los valores remitirse a los capítulos 3 y 4

6- Del agua obtenida de la separación flash se recircula un caudal de 86.4 kg/min de agua (determinado en Cap. 3), de manera que el único aporte externo de agua sea de la corriente de entrada de glicerina 50% P/P y se mantenga la concentración de glicerina a la entrada del reactor.

7- Las propiedades del ácido láctico y de la glicerina se denotan en el Capítulo 1.

8- El hidróxido de sodio se consume para la formación de ácido láctico y ácido acético (Zavrazhnov, 2019). Esto se aprecia en el mecanismo propuesto en la Figura 7. Como la selectividad del ácido acético es baja (1%), entonces se desprecia su efecto en el consumo de NaOH.

Por otra parte, cabe mencionar que se plantea el balance de masa en términos de diseño (capacidad instantánea), considerando un sobredimensionamiento de los equipos (EGP=85%).

Como se determinó anteriormente, se decide trabajar con un catalizador de cobre (Cu NPs). Además, se extraen datos cinéticos del trabajo de Yin (2017). Se destacan las condiciones experimentales donde la cinética es válida: concentración de entrada de glicerina 2 M, relación NaOH/glicerina de 1.1, carga de catalizador 0.3 g cat / 100 ml de reactor, tiempo de contacto 2 hs y temperatura (T) 230°C. Luego, se obtiene experimentalmente una selectividad de 85% y una conversión de 84%. Es relevante mencionar que se utilizan estos valores de forma preliminar para resolver el balance, aunque cuando se diseñe el proceso con mayor detalle para el tipo de reactor y catalizador elegidos, se esperan determinar selectividades y conversiones distintas. Además, se profundizará el análisis del efecto de los distintos parámetros y condiciones de operación en la reacción y el impacto en los tratamientos posteriores.

A continuación en la Figura 13, se detallan los balances. La nomenclatura asignada a las corrientes se condice con las expuestas en el diagrama de

bloques de la Figura 12 y se explicitan los caudales calculados y las composiciones de las corrientes en el **Anexo C**.

Figura 13

Balances de masa

Balance mezclador

$$F1 + F2 + F3 = F4$$

Balance reactor

$$F4 = F5 + F6 - F7$$

Balance separador de catalizador

$$F6 = F7 + F8$$

Balance neutralización

$$F8 + F9 = F10$$

Balance Separación flash

$$F10 = F11 + F12$$

Balance Nodo

$$F11 = F17 + F3$$

Balance etapa separación de sólidos

$$F12 = F13 + F14$$

Balance etapa purificación

$$F14 = F15 + F16$$

Nota: Elaboración propia

CAPÍTULO 3

DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

CAPÍTULO 3: DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

RESUMEN EJECUTIVO

El capítulo aborda el diseño de un reactor slurry continuo para la producción de ácido láctico a partir de glicerina.

Se realizaron balances de masa y energía para determinar las condiciones óptimas de operación, obteniendo una temperatura de 230°C, una relación NaOH/glicerina de 1,3:1, una carga de catalizador de 5.000 kg y un volumen de reactor de 21,9 m³. Bajo estas condiciones, se estima una conversión de glicerina del 83,4%, con una concentración de ácido láctico de 1,7 M y de 1,2-propanodiol de 0,16 M.

Se diseñó un sistema de agitación que consta de dos impulsores (A310 y PBT 45°) para asegurar la suspensión completa de las partículas de catalizador y la agitación de la mezcla reactiva. Se seleccionó un acero de baja aleación para la construcción del reactor y se calculó un espesor mínimo de 5,8 cm para soportar la presión de operación de 28 bar. Además, se determinó un espesor de aislamiento de 9,5 cm para minimizar las pérdidas de calor.

Además, se determinó que no se requiere un sistema de enfriamiento o calentamiento adicional debido a que la variación de temperatura adiabática es despreciable (1,7 K).

Por último, se destaca la importancia de un sistema de control preciso para monitorear la temperatura, concentración de NaOH y presión en el reactor.

DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

Tipo y configuración

En el anterior capítulo se realizó el análisis para definir el tipo de reactor a utilizar, definiendo así un reactor slurry continuo, de manera de maximizar la transferencia de masa y energía. Este reactor se puede describir como un tanque agitado con catalizador heterogéneo en suspensión.

Al tener un sólido en suspensión el nivel de agitación se vuelve un parámetro de diseño importante a tener en cuenta. Si bien se deben contemplar las propiedades físicas del sistema líquido, también se debe asegurar la suspensión completa de las partículas en el tanque, por lo que el diámetro de las mismas es una característica fundamental.

Por otro lado, en el capítulo anterior se mencionó la formación de hidrógeno gaseoso durante el transcurso de la reacción. Si bien esto significa que se debe tener en cuenta la fase gaseosa en el reactor, se decide despreciarla ya que existe poca producción de hidrógeno (además, se definirá una forma de ventear lo que se genere) y de ésta forma se facilitan los cálculos.

Cabe destacar, que el diseño del reactor slurry se realizará para la capacidad instalada de la planta, debiendo tener en cuenta la eficiencia global del proceso ($EGP=0,85$)

Modelo cinético y de reacción

El mecanismo de reacción a utilizar se encuentra detallado en el **Anexo B**. Cabe destacar que el mecanismo desarrollado fue propuesto para un reactor tipo tanque agitado discontinuo. A continuación, en la Tabla 8, se detalla la variación de la concentración de las especies con respecto al tiempo para el reactor TAD de escala laboratorio.

Tabla 8*Expresiones de la variación de concentración con respecto al tiempo*

Glicerina	$-r_1-r_2+r_3-r_5-r_8$
Oxhidrilos	$-r_1-r_4-r_6$
Glicerol	r_2-r_3
Ácido láctico	$r_1+r_6-r_4$
Ácido acético	r_4
1,2-propanediol	$r_5-r_6-r_7$

Nota: De elaboración propia con datos de "Mechanism Analysis and Kinetic Modelling of Cu NPs Catalysed Glycerol Conversion into Lactic Acid", de S.A. Zavrazhnov, 2019, *Catalysts*, vol 9 (3), (<https://doi.org/10.3390/catal9030231>)

En este caso el reactor a diseñar es de agitado continuo, por lo que se deben plantear los balances de masa para encontrar las expresiones que describen la concentración de las especies a la salida del reactor. El balance general se plantea en la Ecuación 2.

Ecuación 2*Balance en un reactor agitado continuo*

$$Q C_0 - Q C_f = r_{\text{homo}} \times VR \times fL + r_{\text{hetero}} \times W_{\text{nano}}$$

Donde:

- Q= Caudal volumétrico
- C₀= Concentración molar inicial
- C_f= Concentración molar final
- W_{nano}= Carga de nanopartículas de cobre
- VR = volumen de reactor
- fL = fracción volumétrica de líquido en el reactor
- r_{homo} = aporte homogéneo a la velocidad de reacción
- r_{hetero} = aporte heterogéneo a la velocidad de reacción

Cabe destacar, que se divide el aporte heterogéneo y homogéneo en la velocidad de reacción, de manera de afectar correspondientemente por la masa de nanopartículas (W_{nano}) y el volumen de fase líquida (VRxfL). Se asume que la densidad dentro del reactor no cambia y es igual a la densidad de la corriente a la entrada. De ésta forma el caudal volumétrico se mantiene constante.

Todas las especies, exceptuando la glicerina y los hidroxilos, inicialmente tienen una concentración nula. A su vez, se fija una relación entre la

concentración de hidroxilos y la de glicerina (Rel).

Cabe destacar que el desarrollo de los balances de masa para cada especie se encuentran en el **Anexo F**.

Cálculo del reactor: Definición de variables

Para el cálculo del volumen, conversiones y análisis de condiciones operativas se debe resolver los balances descritos en la Ecuación 2 para cada especie (**Anexo F**).

Caudal de operación

El caudal volumétrico queda definido mediante la concentración de glicerina a la entrada del reactor, ya que se conoce la masa de glicerina que ingresa por minuto y su peso molecular. Ésta relación se describe en la Ecuación 3.

Ecuación 3

Definición matemática del caudal volumétrico

$$Q = \frac{80 \text{ kton/año}}{EGP} * \frac{1,000^3}{365*24*60} * \frac{w_{\text{glicerina}}}{PM_{\text{glicerina}} * C_{\text{glicerina}}}$$

Donde

- EGP= eficiencia global del proceso= 85%
- $w_{\text{glicerina}}$ = fracción másica de glicerina= 0,5
- $PM_{\text{glicerina}}$ = peso molecular de glicerina= 92,08 g/mol
- $C_{\text{glicerina}}$ = concentración de glicerina deseada= mol/L

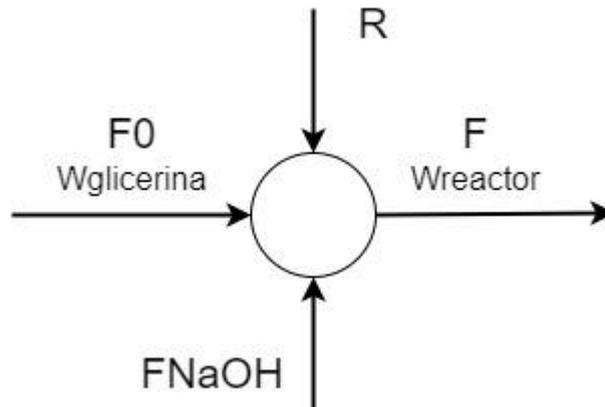
Reciclo de agua

Para alcanzar la concentración de glicerina a la entrada del reactor, se plantea un sistema de reciclo continuo del agua. A la salida del reactor el agua será separada y recirculada hacia la corriente de glicerina, donde se mezclará previo a la entrada al reactor, como se observa en la Figura 14.

Como se observó en la Figura 12 y analizó en el capítulo anterior, se decide recuperar el agua a la salida del reactor y luego de la etapa de neutralización, mediante un separador tipo flash donde el agua saldrá como vapor por tope. Del total de caudal de vapor, una parte se derivará como corriente de servicio para calefacción, la otra parte volverá como el reciclo.

Figura 14

Esquema de reciclado de agua previo a la entrada al reactor (nodo de mezcla)



Nota: elaboración propia

En la Ecuación 4 se plantea el balance de masa en nodo de mezcla (Figura 14) para la glicerina.

Ecuación 4

Balance de masa en el mezclador para la glicerina

$$F * w_{reactor} = F_0 * w_{glicerina}$$

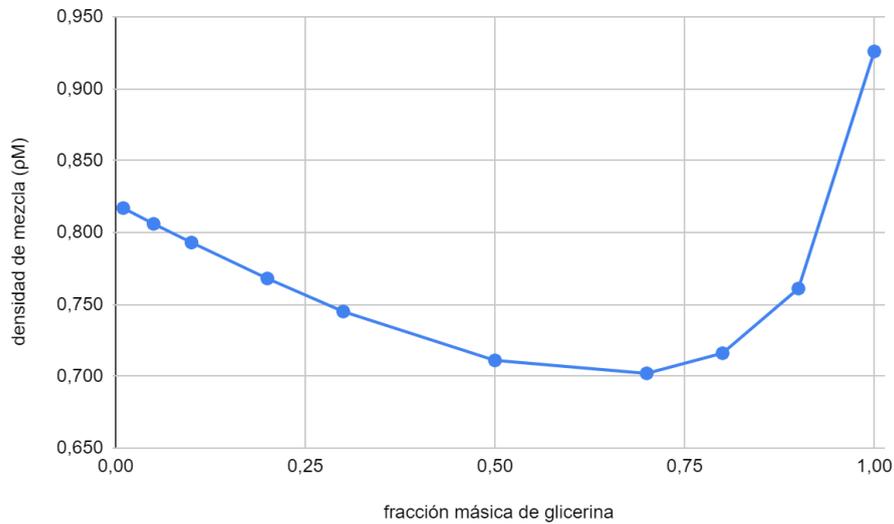
Donde:

- F = caudal másico a la entrada del reactor
- $w_{reactor}$ = fracción másica de glicerina a la entrada del reactor
- F_0 = caudal másico inicial de mezcla glicerina/agua = $\frac{80 \text{ kton/año}}{0,85}$
- $w_{glicerina}$ = fracción másica de glicerina inicial = 0.5

Además, se relaciona la densidad de la mezcla con la concentración de glicerina a la entrada del reactor (Ecuación 5). Mediante el Unisim (paquete termodinámico NRTL), se correlaciona la densidad de la mezcla a la entrada del reactor (en las condiciones de operación) con la fracción másica de glicerina, resultando el comportamiento esquematizado en la Figura 15.

Figura 15

Densidad de la mezcla vs fracción másica de glicerina



Nota: Elaboración propia. P= 28 bar, T=230C

Ecuación 5

Cálculo de la fracción másica a la entrada del reactor

$$\rho_{Mezcla}(w_{reactor}) * w_{reactor} = C_{glicerina} * PM_{glicerina}$$

Donde:

- ρ_{Mezcla} = Densidad de la mezcla a la entrada al reactor, función de la fracción másica de glicerina
- $w_{reactor}$ = Fracción másica de glicerina en la entrada del reactor
- $C_{glicerina}$ = Concentración molar de glicerina en la entrada del reactor
- $PM_{glicerina}$ = Peso molecular de la glicerina= 92,08 g/mol

Luego, se obtiene la fracción másica de glicerina ($w_{reactor}$) de la Ecuación 5 y del balance de masa (Ecuación 4) se calcula el caudal másico de la entrada del reactor (F). Con el balance global de masa (Ecuación 6) se determina el caudal másico de reciclaje (R).

Ecuación 6

Caudal de agua reciclado

$$R = F - F_0 - F_{NaOH}$$

Donde:

- R = Caudal másico de reciclo
- F = Caudal másico a la entrada del reactor
- F_0 = Caudal másico inicial de mezcla glicerina/agua = $\frac{80 \text{ kton/año}}{0,85}$
- $F_{NaOH} = C_{NaOH} * Q = C_{glicerina} * Rel * Q * PM_{NaOH}$
- Q = Caudal volumétrico de operación
- Rel = Relación molar entre la concentración inicial de glicerina y la de NaOH
- $C_{glicerina}$ = Concentración molar de glicerina en la entrada del reactor

Volumen de reactor

En el caso de los reactores slurry heterogéneos, su volumen se define en función de la masa de catalizador. Para ello se necesita una densidad de catalizador y la fracción de sólido en el slurry. Según datos típicos de bibliografía, la f_s (fracción de sólido) en un reactor slurry ronda valores de 0,1, por lo que se decide tomar este valor para su diseño. Por otra parte, se asume que la fase gas es despreciable debido a que se decide colocar una purga constante que evite la acumulación del gas en el reactor, por lo que el f_L (fracción de líquido) resulta en 0,9. En cuanto a los datos del catalizador, en el capítulo anterior se decidió utilizar nanopartículas de cobre, sin embargo, en la industria se utilizan partículas soportadas de mayor diámetro, lo que facilita la separación posterior del catalizador de la corriente de salida. Luego, deben estimarse las propiedades del catalizador soportado. Es por ello que se define la utilización de un soporte de xerogel de carbono, utilizado en la industria para este tipo de reactores. Los datos del catalizador combinado con el soporte se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9

Datos del catalizador utilizado

Soporte	%P/P de Cu	Densidad catalizador (ρ_c)	Diámetro (dp)
Xerogel de carbono	2,2%	2,28 g/cm ³	1 mm

Nota: De elaboración propia con datos de "Role of the surface chemistry of carbon xerogel-based supports and Cu catalysts in the oxidation reaction of glycerol", de S.L. Flores-Lopez, 2024, *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol 130, <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2023.10.039>

Cabe destacar que se desprecian las resistencias al transporte externo e interno en el catalizador ya que no se dispone de información. Luego, será relevante en etapas posteriores de ingeniería de detalle evaluar su

relevancia mediante pruebas a escala piloto.

Con estos valores el volumen del reactor se define en la Ecuación 8.

Ecuación 8

Definición del volumen en función de la carga de catalizador

$$Vr = \frac{W}{\rho_c * f_s}$$

Donde:

- W= Carga de catalizador soportado
- ρ_c = densidad de catalizador
- f_s = fracción de sólido en suspensión

Es relevante destacar que en los términos de las expresiones de velocidad que se modelan con la isoterma de adsorción de Langmuir-Hinshelwood (aporte heterogéneo), las constantes cinéticas heterogéneas se encuentran relacionadas con la masa de nanopartículas. Luego, como las nanopartículas utilizadas en la determinación de la cinética son 100% cobre (Zavrazhnov, 2019), la relación entre la masa de nanopartículas y la masa de catalizador soportado estará dada por el %P/P de cobre informado en la Tabla 9. Entonces la relación entre masa de nanopartículas (W_{nano}) y la masa de catalizador soportado (W), se obtendrá a partir de la ecuación 9.

Ecuación 9

Definición del volumen en función de la carga de catalizador

$$W_{nano} = W \times \%P/P \text{ de Cu} / 100$$

Donde:

- W= Carga de catalizador soportado
- W_{nano} = Carga de nanopartículas
- f_s = fracción de sólido en suspensión

Cálculo del reactor: Volumen, conversiones, condiciones operativas

Luego de la definición de los parámetros se analizan las condiciones operativas óptimas. Se evaluará la relación molar entre NaOH y glicerina, carga de catalizador, temperatura de operación, concentración inicial de glicerina y reciclo de 1,2 propanodiol. Para cada una de estas variables se evaluarán distintos parámetros que serán útiles para seleccionar las condiciones óptimas.

Se define la selectividad como la cantidad de producto deseado formada sobre la cantidad formada de otro producto no deseado. En este caso se

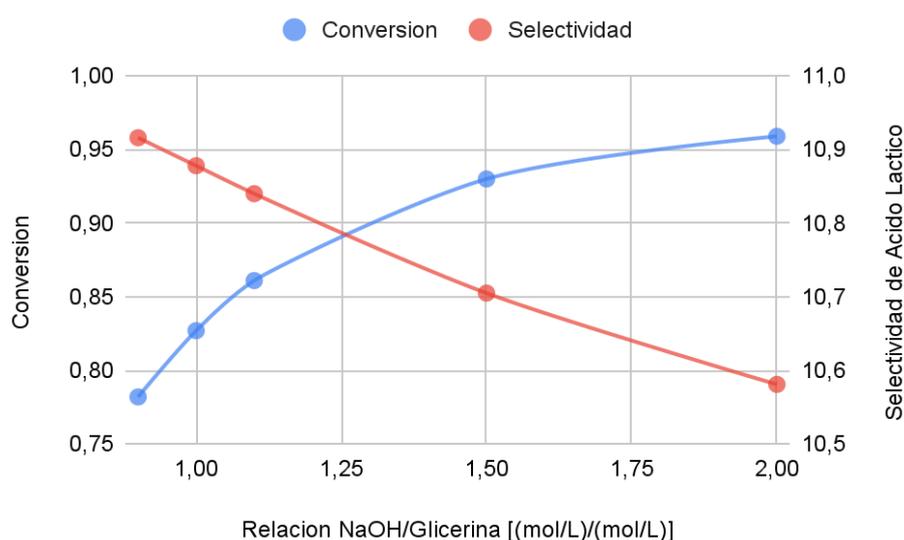
definirá como cantidad de lactato de sodio formado respecto a la cantidad formada de 1,2-propanodiol, que es el subproducto de mayor relevancia en cuanto a cantidades.

Variación de la relación molar entre NaOH y glicerina

Para comenzar con el análisis se dejaron fijos los parámetros anteriormente mencionados exceptuando la variable analizada. Los resultados de conversión y selectividad se muestran en la Figura 16.

Figura 16

Conversión y selectividad en función de la relación molar



Temperatura: 230°C, carga catalizador: 15.000 kg, concentración inicial de glicerina: 2M

Nota: De elaboración propia

Se puede observar que a mayor relación, la conversión aumenta. Sin embargo, el aumentar la relación pone en peligro la integridad de las instalaciones al aumentar el pH de trabajo. Además, implica un costo de reactivos más elevado al aumentar la cantidad de NaOH necesaria.

Por otra parte, se ve una disminución (aunque no tan marcada) de la selectividad con el aumento de la relación. Esto genera mayor producción de subproductos.

En un principio no se puede determinar una relación óptima, por lo que se decidió hacer el análisis para valores de relaciones 1,1:1, 1,3:1 y 1,5:1.

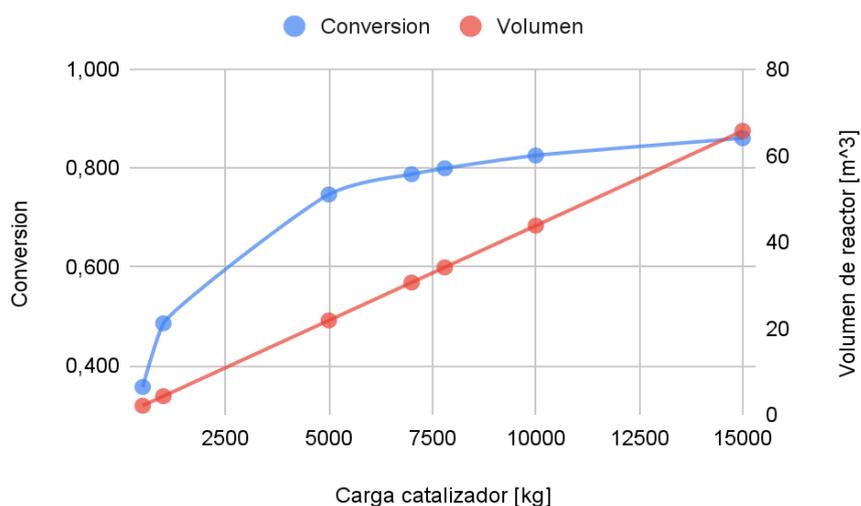
Variación de la carga de catalizador

A continuación, se analiza la variación de la carga de catalizador para encontrar su valor óptimo, fijando los demás parámetros.

En la Figura 17 se observa que la conversión aumenta al aumentar la carga del catalizador. Sin embargo, este aumento se ve acompañado por un aumento significativo en el volumen.

Figura 17

Conversión y volumen en función de la carga de catalizador



Temperatura: 230°C, Relación 1.1:1, Concentración inicial de glicerina: 2M

Nota: De elaboración propia

Si bien se genera un aumento en la conversión, la relación entre la carga de catalizador y la conversión posee una tendencia hacia una asíntota, mientras que la relación entre el volumen y la carga de catalizador es lineal. Por ésta razón se encuentra un punto, aproximadamente por encima de 7000 kg, en donde el aumento de la carga no implica un aumento significativo en el grado de conversión pero sí un elevado valor de volumen.

De esta forma se calculó la carga óptima para cada una de las relaciones, obteniendo 3 volúmenes y cargas, que serán mostrados más adelante.

Variación de la temperatura de operación

Por un lado, trabajar a mayores temperaturas implica posibles cambios de estado de los reactivos o productos de la reacción. Sin embargo, el reactor debe trabajar en fase líquida, por lo que a mayor temperatura mayor

deberá ser la presión para mantener el sistema en dicho estado.

A partir de UNISIM (paquete termodinámico NTRL) se estima la mínima presión necesaria para mantener la corriente de ingreso al reactor en fase líquida (se aproxima a una mezcla glicerina/agua) y se asume que también es la presión requerida por los productos. Las presiones se pueden observar en la Tabla 10, donde se exhibe el aumento de la presión mínima de operación con el aumento de la temperatura.

Tabla 10

Variación de la mínima presión necesaria para asegurar fase líquida

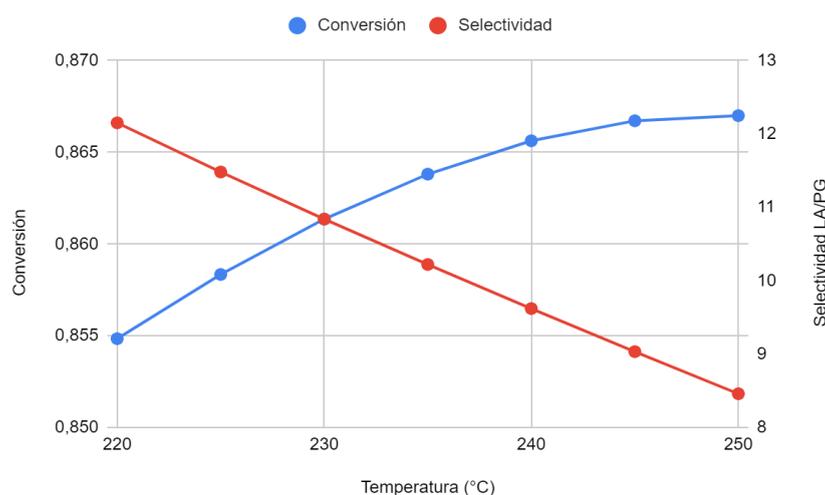
Temperatura [°C]	Presión [bar]
220	22,1
230	26,6
240	31,9
250	37,9

Nota: De elaboración propia. Se asume mezcla 20% glicerina 80% agua a la entrada

Luego, para definir la presión de operación se considera un margen del +5% de manera de asegurar que todos los componentes se encuentren en fase líquida.

Figura 18

Conversión y selectividad vs temperatura de operación



Carga de catalizador: 15.000 kg, relación 1,1:1, concentración inicial de glicerina: 2 M

En la Figura 18, se observa el comportamiento de la conversión y

selectividad frente al cambio en temperatura. Se denota que el aumento de la temperatura implica el aumento de la conversión, aunque no significativamente (en las condiciones analizadas). Por otra parte, al disminuir la temperatura mayor será la selectividad del lactato frente al PG.

Luego, se decide operar a una temperatura baja (230 °C) de manera de no necesitar el aumento excesivo de la presión, que se traduce en mayores costos, ni generar una disminución en la selectividad del producto deseado. Cabe destacar, que no se opta por trabajar con la menor temperatura, ya que el rango de validez de la cinética es entre 220 y 250 °C. Entonces se decide, mantener un rango de validez de $\pm 10^\circ\text{C}$, ya que los valores extremos de la cinética puede no ajustarse bien y de esta forma se tienen en cuenta posibles cambios en las condiciones de operación que nos requieran trabajar a distintas temperaturas.

Por otra parte, la presión de operación queda definida en 28 bar. Además, cabe destacar que la presión de saturación del agua a 230°C se encuentra por debajo de la presión de operación elegida, lo que nos asegura (al ser el componente más volátil) que su mezcla con reactivos y productos, se mantenga en fase líquida.

Variación de la concentración inicial de glicerina

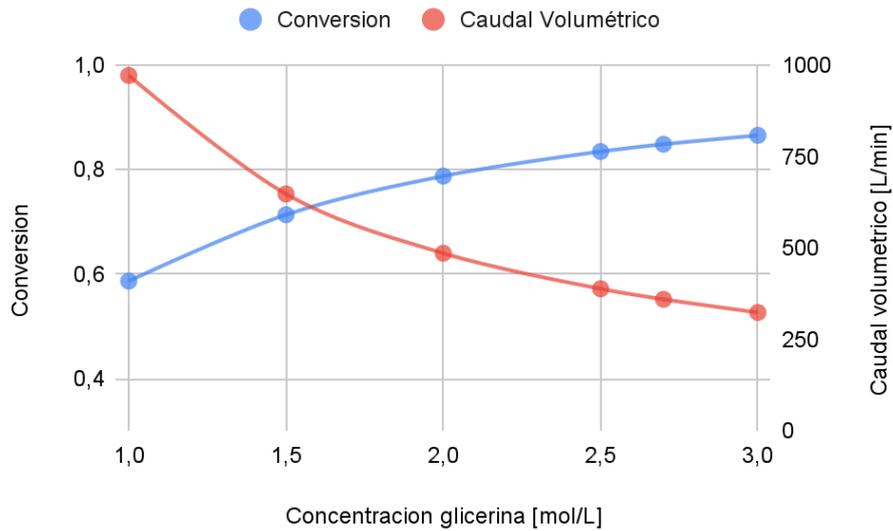
El valor de la concentración inicial de glicerina se encuentra directamente relacionado con el caudal volumétrico. No solo afectará los valores de conversión y selectividad, sino también parámetros operativos. Los resultados de los parámetros evaluados se pueden observar en la Figura 19.

Se puede observar que a mayor concentración, el caudal volumétrico disminuye y la conversión aumenta. Sin embargo, se debe tener en cuenta que se trabaja con una relación molar para determinar la concentración de NaOH, por lo que aumentar la concentración a la entrada aumenta el NaOH utilizado. Esto aumenta el riesgo de corrosión por pH además de aumentar el costo, como se mencionó anteriormente.

Se tomó el criterio de aumentar la concentración de entrada de la glicerina sin superar una concentración de 3 mol/L inicial de NaOH. Luego la concentración de glicerina para cada uno de los tres casos analizados dependerá de la relación entre las concentraciones, por lo que cada caso tendrá un valor, y será el máximo posible según el criterio establecido.

Figura 19

Conversión y caudal en función de la concentración de entrada de glicerina



Temperatura: 230°C, Carga de catalizador: 7.000 kg, Relación 1,1:1

Nota: De elaboración propia

Variación del reciclaje de 1,2 propanodiol

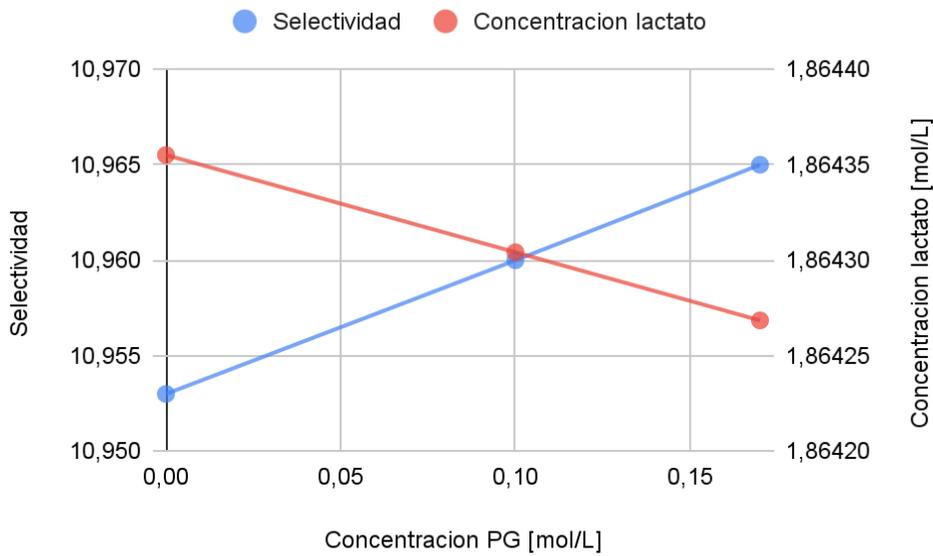
La producción de 1,2 propanodiol (PG) es comparable con la de lactato de sodio por lo que se analizó la posibilidad de reciclar este subproducto para observar si resulta beneficioso para la producción de lactato. Para ello, se realizaron los mismos balances pero determinando una concentración inicial de PG a la entrada del reactor. En la Figura 20 se observan los resultados en cuanto a la conversión y selectividad.

Se observa que, ante la variación en la concentración de entrada de PG, los cambios en la selectividad y la concentración de lactato a la salida son despreciables. Esto indica que la recirculación de este subproducto no sería beneficioso en cuanto a la producción de lactato de sodio.

Como se planteó en el capítulo 1, entonces se evalúa la posibilidad de considerar al 1,2 propanodiol como un subproducto de valor que podrá ser ofrecido al mercado.

Figura 20

Selectividad y concentración de lactato vs concentración inicial de PG



Temperatura: 230°C, carga de catalizador: 7000 kg, relación 1,1:1, concentración inicial de glicerina 2,7 M

Nota: De elaboración propia

Selección de condiciones óptimas

Con los resultados de lo anteriormente analizado, se realiza la Tabla 11 donde se expone el resumen de los resultados de tres posibles casos de operación óptima.

Tabla 11

Casos posibles de operación

	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Temperatura [°C]	230	230	230
Relación NaOH/Gly	1,1:1	1,3:1	1,5:1
Carga Catalizador [KG]	7.000	5.000	4.000
Volumen de reactor[m ³]	30,7	21,9	17,5
Concentración Gly [mol/L]	2,7	2,3	2
Caudal de ingreso[l/min]	360,1	422,8	486,2
Conversión	0,85	0,83	0,81
Concentración LA [mol/L]	2,04	1,72	1,47
Concentración PG [mol/L]	0,19	0,16	0,13
Producción LA [mol/min]	736	728	712
Producción PG [mol/min]	67	66	65

Nota: De elaboración propia

El criterio que se tomó fue la minimización del volumen del reactor y de la carga de catalizador. La principal diferencia entre los tres casos es la relación molar de NaOH y glicerina. Su aumento resulta en una disminución en el volumen necesario para obtener una misma conversión, como se ve en la Tabla 12.

Tabla 12

Caudal másico de NaOH necesario y relación porcentual entre casos

	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Caudal másico de NaOH (kg/min)	42,8	50,6	58,3
Aumento porcentual de masa de NaOH^a	0	18,2%	36,4%
Disminución porcentual del volumen de reactor^a	0	28,6%	42,6%

^aTomando el caso 1 como caso base. *Nota:* De elaboración propia

Por un lado, al investigar los precios de venta de NaOH en el capítulo anterior, se observó que su costo es elevado, además, no se puede recuperar ni reutilizar posteriormente. Por otro lado, la disminución del volumen de reactor disminuye los costos de agitación y de inversión fija inicial. Por estas razones se decide seleccionar el caso 2, ya que es un intermedio entre las posibles ventajas y desventajas de cada caso. En la Tabla 13 se resumen las condiciones de operación finales.

Tabla 13

Parámetros de diseño óptimo

Temperatura [°C]	230
Relación NaOH/Gly	1,3:1
Carga Catalizador [KG]	5.000
Volumen de reactor[m³]	21,9
Concentración Gly [mol/L]	2,3
Caudal volumétrico - Q [l/min]	422,8
Caudal másico de NaOH (kg/min)	50,6
R [kg/min]	86,8
F [kg/min]	316,4
Resultados para el diseño óptimo	
Conversión	0,83
Concentración LA [mol/L]	1,72
Concentración PG [mol/L]	0,16
Producción LA [kg/min]	81,5
Producción PG [kg/min]	5,02

Nota: De elaboración propia

ESPECIFICACIONES CONSTRUCTIVAS Y ACCESORIOS

Definición del sistema de agitación/mezclado

En los reactores slurry es crítico lograr la suspensión de las partículas de catalizador. En este sentido Zwietering (1957) propone una correlación para estimar el velocidad de suspensión justa (N_{js}) que se muestra en la Ecuación 10.

Ecuación 10

Correlación de Zwietering

$$N_{js} = S \left(\frac{g(\rho_s - \rho_L)d_p}{\rho_L} \right)^{0.45} \frac{\nu^{0.1} X^{0.13}}{d_p^{0.25} D^{0.85}}$$

Donde S es el factor de Zwietering, un factor geométrico que depende del tipo de impulsor, diámetro, off-bottom clearance y geométrica del fondo del tanque. X es la relación másica entre sólido y fluido. D el diámetro del impulsor y d_p el diámetro de las partículas sólidas. ρ_s la densidad del sólido y ρ_L la del líquido. g es la gravedad y ν es la viscosidad cinemática del líquido.

Ayranci (2014) destaca que la correlación de Zwietering es la más usada y testeada, aunque presenta ciertas limitaciones. Es válida para fluidos pocos viscosos (hasta x90 viscosidad del agua), en régimen turbulento, el factor S es muy sensible a la geometría del impulsor, entre otras.

Ayranci (2013) informa cómo estimar la potencia mínima de suspensión (P_{js}). Ésta estimación se muestra en la Ecuación 11.

Ecuación 11

Estimación de Ayranci

$$P_{js} = \rho_{sl} N_{js}^3 D^5 N_p \quad \rho_{sl} = \frac{1}{(x_s/\rho_s) + (x_L/\rho_L)}$$

Donde ρ_{sl} es la densidad del slurry. N_p el número de potencia, el cual a $Re > 10.000$ se puede asumir constante y depende de la geometría del agitador. x_s la fracción másica de sólido y x_L la fracción de líquido.

Paul (2004) recomienda la utilización de agitadores de alta eficiencia (como el A310) para lograr una buena suspensión. Además, en los casos donde a la suspensión de partículas se le añaden dificultades de agitado, el

autor recomienda un arreglo de impulsor de alta eficiencia para suspensión y un impulsor tipo PBT 45°. Cabe destacar, que Paul (2004) afirma que no se espera que la utilización de múltiples agitadores afecte al Njs. Además, la separación óptima entre impellers es de $Z/D = 1$. En la Tabla 14 se detallan las propiedades geométricas de los impellers mencionados.

Tabla 14

Propiedades geométricas impellers

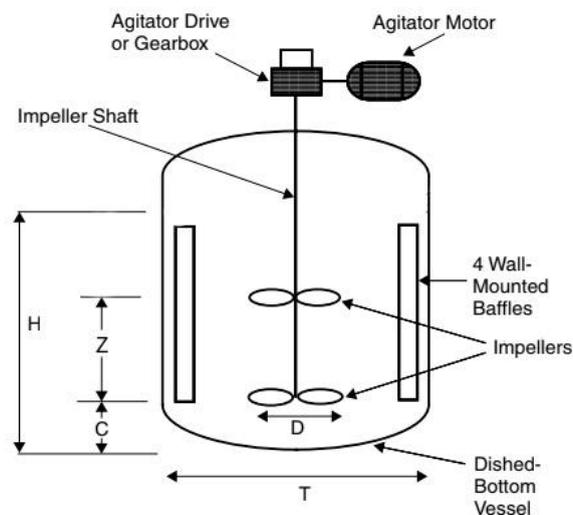
TIPO IMPELLER	D/T	C/T	Np	S
A310	0,5	0,25	0,3	7,1
PBT 45°	0,5	0,25	1,3	-

Nota: de elaboración propia.

A continuación, se esquematiza en la Figura 21 la geometría del tanque agitado.

Figura 21

Esquema del tanque de agitado



Nota: Extraído del Handbook of industrial mixing de Paul E. (2004).

Cabe destacar, que en principio no se puede estimar la potencia requerida para la agitación del arreglo de impellers. Sin embargo, se decide sobredimensionar la potencia requerida, como la suma de la potencia requerida por cada impeller, de forma aislada e independiente. Ésta estimación se muestra en la Ecuación 12.

Ecuación 12

Estimación de Ayranci

$$P_{js} = D^5 \cdot \rho_{sl} \cdot N_{js}^3 \cdot (N_{PA310} + N_{PPBT})$$

Nota: Extraído del Handbook of industrial mixing de Paul E. (2004).

Por otra parte, el agregado de baffles es recomendado para la suspensión de sólidos más densos que el agua. El autor recomienda 4 baffles ($B=T/12$).

En cuanto a la geometría del fondo del tanque, ésta influye en los patrones de flujo que permiten lograr la suspensión de las partículas. Se deben evitar fondos cónicos, mientras que es recomendable que sean fondos cóncavos (ASME dished).

El número de impellers necesarios para lograr la suspensión puede ser determinado mediante la relación entre la altura y diámetro del tanque (H/T). Si $H/T < 1,3$ un impeller será suficiente, mientras que para $1,3 < H/T < 2,5$ se requerirá dos y con $H/T > 2,5$ con tres agitadores. Sin embargo, el autor recomienda trabajar con H/T menores a 1,3.

Finalmente, considerando las recomendaciones de Paul E. (2004), se decide diseñar un reactor tipo tanque agitado con una relación $H/T = 1$, con un arreglo de dos impellers (A310 y PBT PBT 45°), con fondo cónico y 4 baffles ($B = T/12$). Cabe aclarar que, a pesar de utilizar una relación $H/T < 1,3$, en este caso no es requerida únicamente la agitación del fluido, si no también la suspensión del catalizador, es por ello que se consideran los criterios de Paul E. (2004), quién recomienda la utilización de dos impellers para cumplir ambos propósitos necesarios para la correcta operación del reactor. A continuación, en la Tabla 15 se resume la geometría del tanque.

Tabla 15

Características geométricas del tanque diseñado

Vreactor (m3)	T (m)	H (m)	D (m)	C (m)	B (m)	Z (m)
21.9	3,03	3,03	1,52	0,76	0,25	1,52

Nota: de elaboración propia

Para el cálculo de las N_{js} y P_{js} , se asume que las propiedades del líquido son las del agua a la presión y temperatura de operación. En la siguiente tabla (Tabla 16) se resumen los resultados obtenidos.

Tabla 16*Velocidad de suspensión justa, potencia mínima de suspensión y número de Reynolds*

Njs (rpm)	Pjs (kW)	Re
88	38,8	3,133x10 ⁺⁷

Nota: de elaboración propia.

Además, el Njs son las rpm mínimas necesarias para suspender. Entonces se decide agregar un factor de seguridad del 10%, para asegurar la agitación de las partículas. Estos valores se observan en la Tabla 17.

Tabla 17*Velocidad de suspensión, potencia de suspensión y número de Reynolds*

N (rpm)	P (kW)	Re
97	51,7	3.447x10 ⁺⁷

Nota: de elaboración propia.

Cabe mencionar, que para ambos se verifica que el Re>10.000, por lo que el régimen es turbulento, se puede utilizar la correlación de Zwietering y asumir constante el Np.

Definición del material y espesor del tanque

Según Perry (1973) los tanques y equipos sometidos a presión se rigen a partir del código *ASME Boiler and Pressure Vessel* el cual si bien no tiene status legal en la mayoría de países, define reglas para el diseño, fabricación e inspección de equipos sometidos a presión. Un aspecto de diseño importante para los equipos sometidos a presión, es la elección del material y espesor del mismo. El código ASME define al espesor mínimo en función de la presión de operación (P), el estrés permisible (S), la eficiencia de las juntas (E) y el radio interno del tanque (Rint).

En este caso, un reactor tipo slurry, puede ser aproximado a un cilindro. Perry (1973) define la siguiente ecuación (Ecuación 13) para estimar el espesor mínimo (t).

Ecuación 13

Estimación de espesor mínimo

$$t = \frac{P R_{int}}{S E - 0.6 P}$$

Siendo válida para $t < R_{int}/2$ y $P < 0,385 S.E$

Luego, se debe definir el material constructivo del reactor. Se debe tener en cuenta, que se trabaja en condiciones de temperatura y pH elevados. Luego, en este sentido, se decide optar por un acero de baja aleación, ya que presenta mejores propiedades mecánicas que un acero inoxidable y mejor resistencia a la corrosión que un acero al carbono (Wolfe, 2023). En definitiva, es una opción más económica y resistente que el acero inoxidable. Cabe destacar, que el diseño de un ánodo de sacrificio o algún otro método de protección catódica o anódica, es una opción viable para extender la vida útil del equipo (Salazar, 2015). Sin embargo, en este capítulo se abordará únicamente la definición del espesor del reactor.

En Perry (1973), se encuentra un acero tipo SA387, de baja aleación. Según el proveedor de acero GNEE (2023), este acero se utiliza para servicios de alta temperatura y presión, teniendo buena resistencia a la corrosión.

Cabe destacar, que Perry (1973) recomienda adicionar un factor denominado tolerancia a la corrosión (c), el cual aumenta el espesor considerando la disminución del mismo en el tiempo debido a la corrosión. En este caso, no se ha podido estimar preliminarmente este factor, aunque, en un diseño más exhaustivo tendrá que ser considerado.

Por otra parte, el factor E (eficiencia de la costura) estima un factor de seguridad debido a que los tanques construidos por soldadura por costura, suelen debilitarse en dichos puntos. Una solución sería construir el tanque sin costura, aunque en términos de costos, estos podrían aumentar de forma significativa. En este caso, se decide estimar el factor E en 0.8.

A continuación, se resumen los términos necesarios (sistema imperial) para estimar el espesor t , en la Tabla 18. Cabe mencionar, que se trabaja con una presión mayor a la de operación (+10%), de manera de mantener un diseño seguro ante un aumento en la presión. El diámetro interno fue previamente estimado en el apartado de agitación.

Tabla 18

Datos necesarios para estimación del espesor t

P (psi)	R_{int} (inch)	T (F)	S (psi)	E
447	60	446	15,000	0,8

Nota: de elaboración propia

Luego, se obtiene un espesor mínimo de 5,8 cm, sin tener en cuenta el factor de corrosión. Además, se verifican las condiciones de validez de la ecuación utilizada.

DISEÑO TÉRMICO

Calores involucrados

Calor de solubilización de NaOH

Como se decidió utilizar NaOH en forma sólida, se deberá disolver en una corriente de solvente. Se decide mezclar el NaOH con la corriente que ingresa al reactor, constituida por agua y glicerina.

Para el cálculo se requiere de la entalpía de solubilización del NaOH, al cual posee un valor de -45kJ/mol (CRC Handbook of Chemistry and Physics, 2009). Con dicho valor, la concentración de NaOH necesaria y el caudal volumétrico, se puede calcular el calor intercambiado como se muestra en la Ecuación 14.

Ecuación 14

Calor generado por la disolución de NaOH

$$Q = \Delta H_{sol} * F_{NaOH}$$

Donde:

- Q= Calor generado= -937,7 kW
- ΔH_{sol} = Cambio de entalpía por solubilización=-45 kJ/mol
- F_{NaOH} = Flujo molar de NaOH

Con este calor generado se puede calcular la variación de temperatura por la disolución mediante la Ecuación 15.

Ecuación 15

Variación de temperatura por la disolución

$$\Delta T = \frac{Q}{Cp * m}$$

Donde:

- ΔT = Variación en la temperatura por disolución= 42 °C
- Q= Calor generado
- Cp = se asume la capacidad calorífica del agua a 25°C= 4,184 kJ/kg K
- m = caudal másico corriente a la entrada del reactor

Se observa que la variación de temperatura no es despreciable por lo que debe ser considerada. La temperatura de la corriente será de 67°C. Más adelante en el diseño se evaluará el agregado de una etapa previa al reactor, de acondicionamiento y mezclado de materias primas. Luego, el

calor generado por la disolución del hidróxido será beneficioso en pos de reducir la necesidad de calentamiento a la corriente de entrada al reactor, que deberá ser calentada a la temperatura de reacción requerida.

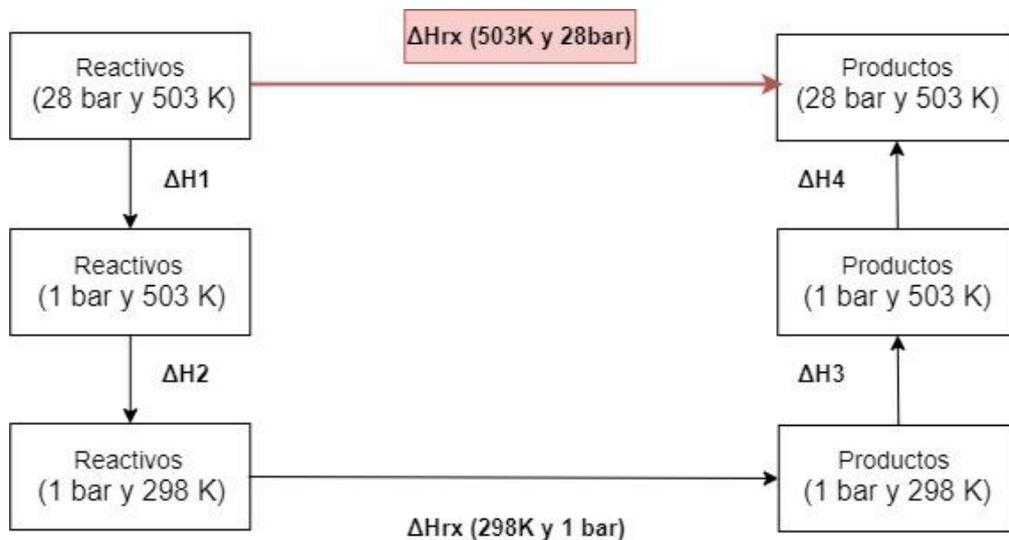
Calor de reacción

Para poder evaluar el balance de energía en el reactor se requiere conocer el calor que la reacción pueda generar o requerir. Luego, es fundamental entender el comportamiento de la reacción, específicamente si es endotérmica o exotérmica. No se encontraron datos bibliográficos de entalpía de reacción para las condiciones específicas de operación, por lo que se realizó una estimación mediante un cálculo teórico.

Se tomará en consideración para el cálculo el aporte de energía proveniente de la reacción de producción de ácido láctico a partir de glicerina (r1) y la reacción de producción de 1,2 propanodiol a partir de glicerina (r5), ya que estos son los productos mayoritarios. Los aportes de las demás reacciones se consideran despreciables.

Figura 22

Diagrama de cálculo de entalpía de reacción a partir de valores tabulados en bibliografía.



Nota: De elaboración propia

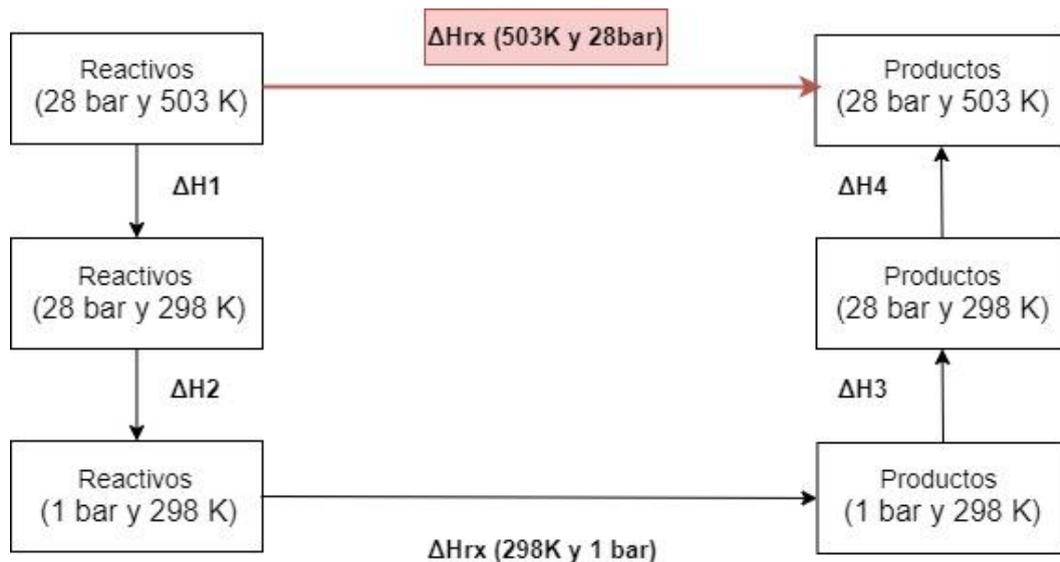
Para el cálculo se supuso fluido incompresible en fase líquida, gas ideal en fase gaseosa y mezcla ideal de los componentes. Los datos de capacidades caloríficas se encuentran tabulados en bibliografía para condiciones estándar de presión. De igual forma, las entalpías de formación para cada compuesto se encuentran tabuladas en condiciones estándar de presión y

temperatura. Luego se plantea realizar el cálculo de la forma mostrada en la Figura 22.

Sin embargo, en las condiciones de presiones y temperaturas de trabajo existen cambios de estado al pasar de 28 bar a 1 bar para ciertas especies. Lo mismo sucede al hacer el camino de 503 K a 298 K a 1 bar. Luego se propone seguir el camino descrito en la Figura 23 para evitar los inconvenientes involucrados en el cambio de fase. Al ser la entalpía una función de estado, no depende del camino seguido, sino del estado final e inicial de los componentes. De ésta forma el resultado debería ser el mismo para ambos caminos propuestos. La desventaja del camino planteado en la Figura 23 es la utilización de capacidades caloríficas a 28 bar, que no se encuentran en bibliografía. En el **Anexo D** se encuentran los datos utilizados para el cálculo de la entalpía de reacción y su fuente.

Figura 23

Diagrama de cálculo de entalpía de reacción sin cambios de estado



Nota: De elaboración propia

La ecuaciones 16, 17, 18, 19 y 20 definen las entalpías descritas según la Figura 23.

Ecuación 16

Delta de entalpía de reactivos a 503 K hacia 298 K a 28 bar

$$\Delta H1 = \sum_{i=1}^n \int_{503K}^{298K} C_p(T)_i dT$$

Donde:

- $\Delta H1$ = cambio de entalpía 1
- n= número de reactivos
- i= reactivo i
- T= temperatura
- $C_p(T)_i$ = capacidad calorífica a presión constante de reactivo i

Ecuación 17

Delta de entalpía de reactivos desde 28 bar a 1 bar a 298 K.

$$\Delta H2 = \sum_{i=1}^n (28 \text{ bar} - 1 \text{ bar}) \times V_i$$

Donde:

- $\Delta H2$ = cambio de entalpía 2
- n= número de reactivos
- i= reactivo i
- V_i = volumen molar promedio del reactivo i

Ecuación 18

Entalpía de reacción estándar

$$\Delta H_{rx}0 = \sum_{j=1}^m \Delta H_{f_j}^0 - \sum_{i=1}^n \Delta H_{f_i}^0$$

Donde:

- $\Delta H_{rx}0$ = entalpía de reacción estándar.
- m= número de productos
- j= producto j
- n= número de reactivos
- i= reactivo i
- $\Delta H_{f_i}^0$ =Entalpía de formación del reactivo i
- $\Delta H_{f_j}^0$ =Entalpía de formación del producto j

Ecuación 19

Delta de entalpía de productos desde 1 bar a 28 bar a 298 K.

$$\Delta H_3 = \sum_{j=1}^m (1 \text{ bar} - 28 \text{ bar}) \times V_j$$

Donde:

- ΔH_3 = cambio de entalpía 3
- m= número de productos
- j= producto j
- V_j = volumen molar promedio del producto j

Ecuación 20

Delta de entalpía de productos a 298 K hacia 503 K a 28 bar

$$\Delta H_4 = \sum_{j=1}^m \int_{298K}^{503K} C_p(T)_j dT$$

Donde:

- ΔH_4 = cambio de entalpía 1
- m= número de productos
- j= producto j
- T = temperatura
- $C_p(T)_j$ = capacidad calorífica a presión constante de producto j

Los cálculos para cada reacción involucrada se presentan en el **Anexo E**. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 19.

Tabla 19

Entalpías de reacción en condiciones de operación

Entalpía de reacción 1	-7,97 KJ/mol
Entalpía de reacción 5	56,59 KJ/mol

Nota: elaboración propia

Tipo de operación

Para decidir el tipo de operación y necesidades de intercambio de calor del reactor, se evalúa el efecto de las entalpías de reacción en la temperatura. Para ello se plantea el siguiente balance de energía (Ecuación 21), expresado en forma genérica, asumiendo condiciones adiabáticas.

Ecuación 21

Delta de entalpía de productos desde 1 bar a 28 bar a 298 K.

$$F \times c_p \times (T - T_0) = - \sum_j [(r_{\text{homo},j} \times V_R \times f_L + r_{\text{hetero},j} \times W_{\text{nano}}) \times \Delta H_{\text{rxn},j}]$$

Donde:

- $\Delta H_{\text{rxn},j}$ = entalpía de la reacción j
- $r_{\text{homo},j}$ = aporte homogéneo a velocidad de la reacción j
- $r_{\text{hetero},j}$ = aporte heterogéneo a velocidad de la reacción j
- c_p = c_p de la mezcla en el reactor (se asume el del agua a T y P de operación)
- T_0 = es la temperatura a la entrada del reactor (se asume como la T de diseño óptimo)
- F = caudal másico a la entrada del reactor (definido para el caso óptimo en la tabla 13)

Luego, se resuelve el sistema de ecuaciones de los balances de masa y energía, y se obtiene la temperatura del reactor. Se expresa el cambio en la temperatura respecto a la condición de entrada, y como se trabaja en condiciones adiabáticas, se denomina $\Delta T_{\text{adiabatico}}$, el cual resulta en 1,7 K.

Observando la Figura 18 (cambio de conversión y selectividad frente a la temperatura), se denota que frente a un cambio tan pequeño en la temperatura, los cambios en la conversión y selectividad también serán pequeños. Luego, puede considerarse despreciable este cambio y asumir que se trabaja en condiciones isotérmicas.

Por lo tanto, no se considera necesario diseñar un sistema de enfriamiento por serpentín o encamisado ya que la suba de temperatura será despreciable.

Sistemas de Intercambio

Como se denota que la variación de temperatura debido a la reacción es ínfima, no será necesario proponer un sistema de intercambio de calor para el reactor. Por otra parte, deberán evaluarse las pérdidas de energía con el ambiente, y por ello se propone el dimensionamiento del aislante.

Pérdidas/Aislación

Se debe minimizar cualquier pérdida de calor con el ambiente para mantener la temperatura deseada en el reactor y, a la vez, asegurar que la temperatura superficial externa sea menor a 50°C. Este último valor es un valor estándar en la industria para la seguridad de los operarios.

Para calcular el espesor del aislante se debe tener en cuenta las

dimensiones del reactor, su diámetro interno y externo, la temperatura de operación máxima, coeficientes de transferencia de calor y temperaturas del ambiente y coeficientes de conductividad del reactor y el aislante. Todos estos datos se resumen en la Tabla 20.

Tabla 20

Resumen de datos para el cálculo del espesor de aislación

Diámetro Interno (Di)	3,03 m	Temperatura máxima de seguridad (Ts)	50 °C
Diámetro externo (De)	3,15 m	Coefficiente transferencia aire externo (he)	15 W/m ² K
Altura del reactor (L)	3,03 m	Conductividad del reactor (kr)	52 W/mK ¹
Temperatura máxima reactor (Tm)	230°C	Aislante: Fibra cerámica	
Temperatura ambiente (Tam)	25°C	Conductividad del aislante (ka)	0,1 W/m K ²

Nota: De elaboración propia con datos de: GNEE, PATSA

Con estos valores definidos se calcula el espesor del aislante. Para ello se plantean los balances de calor por el método de resistencias. Por otro lado, se asume que la principal transferencia de calor se da en las paredes verticales, por lo que se desprecia la pérdida de calor por las caras horizontales. Se desprecia la resistencia a la conductividad térmica del reactor ya que kr es elevada. La expresión resultante es la mostrada en la Ecuación 22.

Ecuación 22

Espesor del aislamiento según temperatura máxima

$$Da * Ln(Da/De) = \frac{2*ka}{he} * \left(\frac{Tm-Tam}{Ts-Tam} - 1 \right)$$

Donde Da es el diámetro del aislante y el espesor de aislación sera Da-De

Nota: De Guia de Buenas practicas en el aislamiento industrial, Comunidad de madrid, (<https://www.fenercom.com/wp-content/uploads/2017/01/Guia-de-Buenas-Practicas-en-el-Aislamiento-Industrial-fenercom-2017.pdf>)

Por último, de la resolución de la Ecuación 22 se obtiene un Da= 3,25m y un espesor de aislamiento = 4,73 cm.

Por otra parte, se plantea el balance de energía en el tanque (ecuación 23) despreciando el aporte de la reacción pero considerando las pérdidas del aislamiento. Al igual que para el cálculo del espesor, se considera que la resistencia a la transferencia de calor del reactor es despreciable y se lo considera como un cilindro.

Ecuación 23

Balance de energía en el tanque

$$F \times cp \times (T - T_0) = - \frac{(T - T_{amb})}{\left(\frac{\ln(D_{ais}/D_e)}{2 \pi L k_{ais}} + \frac{1}{\pi D_{ais} L h_{ext}} \right)}$$

Donde:

- D_e = diámetro externo del tanque = 3,15 m
- L = altura tanque = 3,03 m
- D_{ais} = diámetro del tanque con aislante = 3,25 m
- k_{ais} = conductividad del aislante (Tabla 20)
- h_{ext} = coeficiente transferencia aire externo (Tabla 20)
- cp = cp de la mezcla en el reactor (se asume el del agua a T y P de operación)
- T_0 = es la temperatura a la entrada del reactor (se asume como la T de diseño óptimo)
- T_{amb} = 25 °C
- F = caudal volumétrico a la entrada del reactor (definido para el caso óptimo en la tabla 13)

Entonces, se obtiene que el cambio en la temperatura del reactor resulta en -0,37 K. Luego, se observa que las pérdidas de energía debido al aislamiento son despreciables, por lo que puede asumirse que la temperatura del reactor no varía.

SISTEMA DE CONTROL

La importancia del control de los parámetros en un proceso químico es fundamental para garantizar la seguridad de los operarios, la calidad del producto final y la eficiencia del proceso. En este proceso en particular existen varios parámetros críticos que deben ser controlados con precisión: la temperatura de trabajo, la concentración de NaOH y de producto, y la presión del reactor.

El control de la temperatura de trabajo es esencial debido a la cinética de la reacción involucrada en la producción de ácido láctico. Las reacciones químicas son sensibles a las variaciones de temperatura, y cualquier desviación puede afectar la velocidad de reacción y la selectividad hacia el producto deseado. Un control inadecuado de la temperatura puede resultar en una producción ineficiente, con la posible formación de subproductos no deseados. Además, temperaturas fuera del rango óptimo pueden comprometer la integridad del reactor y poner en riesgo la seguridad de los operarios debido a la posible generación de condiciones peligrosas, como sobrecalentamientos o reacciones descontroladas.

Otro parámetro crucial es la concentración de entrada de NaOH al reactor. El hidróxido de sodio actúa tanto como reactivo como catalizador en el proceso y su concentración debe ser estrictamente controlada. Una concentración incorrecta puede llevar a un desequilibrio en el pH del medio de reacción, afectando la eficiencia del proceso y la pureza del ácido láctico producido. Además, una concentración excesiva de NaOH puede resultar en condiciones corrosivas para el equipo, mientras que una concentración insuficiente puede afectar negativamente la producción.

Además de la temperatura y la concentración de reactivos, es vital el control de la presión en el reactor, especialmente en procesos que operan a altas presiones. Un control preciso de la presión es necesario no sólo para optimizar las condiciones de reacción, sino también para asegurar la integridad del equipo y la seguridad del personal. Las variaciones de presión pueden llevar a situaciones peligrosas, como explosiones o fugas de compuestos. Por lo tanto, un sistema de monitoreo y control de presión confiable es indispensable para prevenir accidentes y asegurar un ambiente de trabajo seguro.

En cuanto a la producción de ácido láctico, a partir del control de las variables anteriormente mencionadas la reacción debería tomar el curso deseado. Sin embargo, se puede plantear también un sistema que controle la concentración de lactato de sodio a la salida del reactor para asegurar la

conversión esperada. De igual forma, es relevante realizar un control de calidad del producto previo a su venta para determinar si su pureza se encuentra dentro de lo especificado.

En resumen, el control riguroso de los parámetros de temperatura, concentración de NaOH y presión en el reactor es crucial en la producción de ácido láctico en un reactor TAC heterogéneo. Estos controles no solo garantizan la eficiencia y calidad del proceso, sino que también son esenciales para la seguridad de los operarios y la integridad del equipo. La implementación de sistemas de monitoreo y control avanzados es, por tanto, una inversión indispensable en cualquier proceso químico de alta presión para asegurar tanto la calidad del producto final como la seguridad operativa.

Todos los balances, tanto de masa como de energía utilizados para realizar los cálculos a lo largo del capítulo se encuentran detallados en el **ANEXO F**.

CAPÍTULO 4

DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN

CAPÍTULO 4: DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN

RESUMEN EJECUTIVO

En el capítulo 4 se aborda el diseño de las etapas de purificación del ácido láctico y separación de subproductos de valor comercial. Se analizan las etapas de separación del hidrógeno, recuperación del catalizador, neutralización, destilación flash y el dimensionamiento de las torres de destilación, proporcionando tanto fundamentos teóricos como consideraciones prácticas para cada etapa.

La separación del hidrógeno se propone mediante una purga constante desde el reactor debido a la baja formación. Este hidrógeno puede quemarse en una caldera para reducir el consumo de combustible, después de un tratamiento previo para reducir su contenido de humedad.

Para la recuperación del catalizador, se plantea el uso de hidrociclones para separar el catalizador de la corriente de producto. Además, se propone un sistema con la posibilidad de recircular el catalizador de forma continua.

En cuanto a la neutralización, esta etapa es crucial para tratar la corriente de salida del reactor y obtener el producto deseado. Luego, se evalúan distintos métodos, sus ventajas y desventajas, y se decide implementar la neutralización con ácido fuerte. Se calcula la capacidad del tanque requerido, se evalúan los calores de reacción y se diseña el sistema de agitación.

Por otra parte, se decide implementar la separación del agua mediante la destilación Flash. Se compara su disposición antes o después de la etapa de neutralización, en términos de la pérdida de producto deseado, recuperación de agua y problemas de precipitación de sulfatos.

Finalmente, se aborda la purificación del producto deseado y separación de subproductos mediante el dimensionamiento de torres de destilación. Se detallan las condiciones de operación, las composiciones de las corrientes y las características constructivas de los equipos.

En conclusión, este capítulo proporciona un análisis exhaustivo y fundamentado de cada etapa, con alternativas de diseño y justificaciones basadas en datos experimentales, asegurando la viabilidad y optimización del proceso de purificación del ácido láctico.

DISEÑO DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN

En el capítulo 3, se diseñó el reactor slurry, se definieron las condiciones de reacción y se estimaron la composición de la corriente de salida. En la Tabla 21 se resumen los caudales molares, másicos y la fracción másica de cada componente en la corriente de salida del reactor.

Tabla 21

Composición de salida en el reactor

Componente	Caudal másico (kg/min)	Fracción másica	Caudal molar (mol/min)
Glicerina	14,9	0,047	162
Hidróxido de sodio	20,4	0,064	509
Diglicerol	0,02	$7,25 \times 10^{-5}$	0,14
Lactato de sodio	81,6	0,26	728
1,2- propanodiol	5,03	0,016	66,1
Acetato de Sodio	1,13	0,004	13,8
Agua	190	0,60	10.545
Hidrógeno	1,46	0,005	728
Otros	2,06	0,007	--

Nota: De elaboración propia

Por otra parte, se demostró que la reacción resulta prácticamente isotérmica y que las pérdidas de calor luego del aislamiento son despreciables. De esta manera, en Tabla 22 se resumen las condiciones de salida del reactor y su caudal volumétrico.

Tabla 22

Condiciones de salida del reactor y caudal volumétrico

Presión (bar)	Temperatura (C)	Caudal (m³/hr)
28	230	25,4

Nota: De elaboración propia

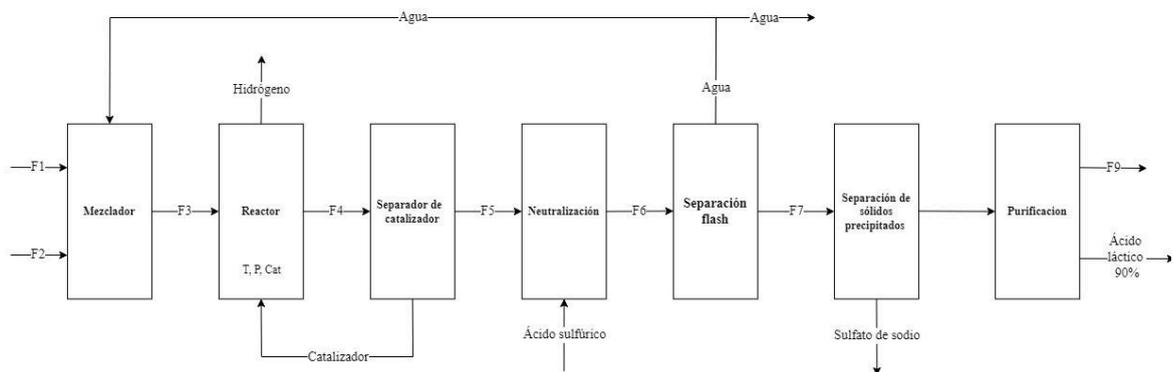
Observando la Tabla 21, se denota que el producto deseado (ácido láctico) se obtiene en la forma de la sal de lactato. Además, el producto no se encuentra con la concentración de 90%P/P requerida para su comercialización. Luego, será necesario diseñar etapas de separación y/o

purificación con el objetivo de obtener producto en especificación.

En el capítulo 2 se definió un diagrama en bloques tentativo, el cual se irá complejizando a lo largo del desarrollo del capítulo. Se muestra el diagrama en la Figura 24 con fines prácticos, ya que de ésta forma se puede seguir con facilidad los procesos mencionados durante el capítulo.

Figura 24

Diagrama de bloques



Nota: De elaboración propia

A partir de este diagrama se realizará una evaluación de cada una de las etapas en profundidad.

DEFINICIÓN DE ETAPAS DE PURIFICACIÓN

Separación de hidrógeno

En el capítulo 2 se mencionó la formación de hidrógeno en el reactor. Si bien no es un gas de efecto invernadero, su emisión al ambiente debe ser controlada (Tianyi Sun, 2024). Además, este gas tiene un efecto negativo en la integridad de las cañerías y equipos de acero al carbono (Sommerday, 2006), y es altamente explosivo.

Por estos motivos, en el capítulo 2 se propuso su separación mediante un equipo instalado posteriormente al reactor. Sin embargo, como se observa en la Tabla 21 la formación de hidrógeno es pequeña. Luego, se considera que no se justifica el diseño e instalación de un separador gas-líquido.

Entonces, se propone separar la producción de hidrógeno directamente del reactor, mediante una purga constante. Posteriormente, este subproducto podría quemarse en una caldera para reducir el consumo de combustible. La corriente de gas deberá ser tratada previamente para reducir el contenido de humedad y alcanzar la calidad requerida por la caldera.

Otra alternativa, en caso de que no pueda implementarse como combustible es quemarlo hacia el ambiente, de manera de poder emitir este gas de manera segura. Este proceso deberá implementarse siguiendo la legislación vigente.

Separación de catalizador

En el capítulo 3, se definió la utilización de un catalizador de cobre soportado en xerogel de carbono. Se determinaron sus propiedades (densidad, porcentaje de cobre) y tamaño. Además se estimó la carga de catalizador óptima para las condiciones de alimentación y operación del reactor. En la Tabla 23, se resumen las propiedades del catalizador en el reactor.

Tabla 23

Carga, diámetro, fracción y densidad del catalizador

Carga, W (kg)	Densidad, pcat (kg/m³)	Diámetro, dp (mm)	Fracción de sólido, fs
5.000	2.280	1	0,1

Nota: De elaboración propia

Cabe destacar, que se espera que la corriente de salida arrastre consigo catalizador suspendido, por lo que será requerida su separación y recirculado al reactor.

Se asume que las condiciones de mezclado dentro del reactor son comparables con un mezclado perfecto, por lo que se estima que el catalizador estará homogéneamente suspendido en el volumen de reacción. Luego, se calcula la concentración de catalizador en la corriente de salida del reactor, como se observa en la Ecuación 23.

Ecuación 23

Concentración de catalizador en corriente de salida del reactor

$$C_{cat} = \frac{f_s}{f_L} p_{cat} = 253 \text{ kg/m}^3$$

Donde:

- C_{cat} = Concentración de catalizador en corriente de salida (kg/m³)
- f_s = fracción de sólido = 0,1
- f_L = fracción de líquido = 1 – f_s = 0,9
- p_{cat} = densidad del catalizador soportado = 2.280 kg/m³

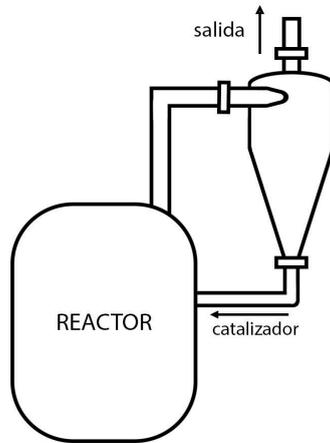
Una opción muy utilizada en la industria para separar sólidos suspendidos en corrientes líquidas, son los hidrociclones. Esta operación aprovecha la diferencia de pesos específicos entre las partículas sólidas y la fase fluida, para separar las dos fases por efecto de la fuerza centrífuga. Las partículas quedan adheridas en las paredes del hidrociclón, cayendo posteriormente a un depósito situado en la parte inferior del mismo, mientras que el fluido sale libre de partículas por la parte superior del equipo.

Cabe detectar, que la descarga de estos equipos suele ser periódica. Sin embargo, en este caso se requiere la continuidad del recirculado de catalizador, de manera de mantener las condiciones del reactor constantes.

Para solucionar esta problemática, se propone la instalación del hidrociclón como se observa en la Figura 25. El catalizador separado, retornará por efecto gravitatorio al reactor.

Figura 25

Sistema reactor e hidrociclón



Nota: De elaboración propia

Una vez definido la utilización del hidrociclón para la separación del sólido, se propone dimensionar el mismo a partir de un catálogo brindado por la empresa LAMA.

Como se denota en la Tabla 22 el caudal de operación es 25,4 m³/hr. Luego, del manual del fabricante se opta por un hidrociclón de 3" (Código HID3P). A continuación, en la Tabla 24, se resumen las características constructivas.

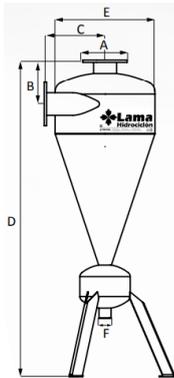


Tabla 24

Dimensiones hidrociclón HID3P y caudal máximo

A (mm)	B (mm)	C (mm)	D (mm)	E (mm)	Caudal máx (m ³ /hr)
3" Flange	165	210	1.208	300	50

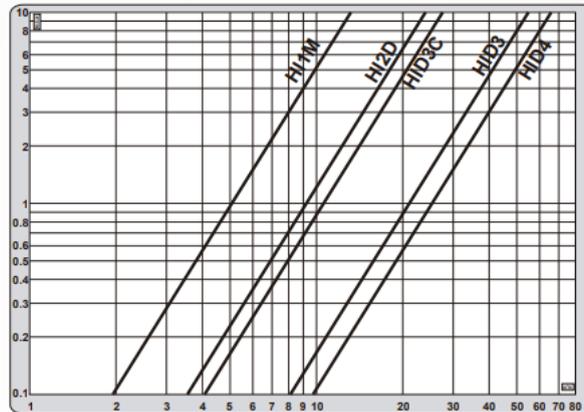
Nota: Del manual de LAMA

Cabe destacar que la presión máxima soportada por este equipo en particular es de 15 bar, la cual se encuentra por debajo de la presión de salida del reactor. Sin embargo, se considerará la posibilidad de configurar el equipo de manera que resista la presión de operación requerida. Si los proveedores no pudieran adaptarse al requerimiento, será necesaria la búsqueda de otra alternativa de filtrado.

Por otra parte, el fabricante brinda los gráficos experimentales que se observan en la Figura 26, para estimar la pérdida de carga.

Figura 26

Pérdida de carga (m.c.a) vs caudal (m³/hr)



Nota: Del manual de LAMA

Luego, para el caudal de operación se determina una pérdida de carga a través del hidrociclón dimensionado de 1,5 m.c.a (0,15 bar). Entonces, se puede afirmar que las pérdidas de carga son despreciables.

Neutralización

Como se observa en la Tabla 21 a la salida del reactor se obtiene una corriente cuyos componentes mayoritarios son el agua y el lactato de sodio. Además, contiene hidróxido de sodio restante que se encuentra en exceso. El objetivo es la producción de ácido láctico, por lo que la corriente se debe neutralizar.

A continuación se detallan los posibles métodos de neutralización.

Electrodiálisis:

Este método se basa en el transporte selectivo de iones disueltos en una sustancia a través de una membrana de intercambio iónico y bajo la influencia de un campo eléctrico. La fuerza impulsora del proceso es el gradiente del potencial eléctrico entre ambos lados de la membrana. El alcance del método se expandió con el uso de membranas bipolares, las cuales son membranas con bicapa con una aniónica y una catiónica en contacto directo. (Petrov, 2021).

Su funcionamiento permite no sólo neutralizar el lactato de sodio a ácido láctico, sino que recuperar el hidróxido de sodio utilizado. Para ello el

lactato que ingresa se pone en contacto con las membranas donde pierde el sodio y recibe un protón formado en la separación del agua por el potencial eléctrico. El sodio se asocia al hidroxilo formado por el agua. Este proceso se realiza en la superficie de distintas membranas, dependiendo si se utiliza una configuración de doble celda o triple celda (Persson 2001).

Cabe destacar que el diseño de estos equipos se realiza a escala laboratorio y piloto, y que para la neutralización de lactato no se registran diseños a escala industrial. Además, su operación depende de los iones en solución y por consiguiente también de su pH.

Para estimar el pH se asume que el caudal volumétrico no varía a la salida del reactor. El pH (Tabla 25) se calculó únicamente mediante los moles de base fuerte (NaOH) para estimar el caso más desfavorable, ya que al agregar el equilibrio del lactato y acetato el pH disminuye.

Tabla 25

Caudal volumétrico y pH a la salida del reactor

Caudal volumétrico (m³/hr)	pH
25,4	13,9

Nota: De elaboración propia

Es importante mencionar, que la evidencia experimental del diseño de estos equipos para la neutralización de lactato, se realizan en condiciones experimentales determinadas. Según el paper de Wang (2013), la neutralización del lactato por el método de electrodiálisis se realiza en pH cercanos a 6, temperatura ambiente y presión atmosférica. Estas condiciones son muy distintas a las de salida del reactor.

Por otro lado, se observa que la neutralización de soluciones altamente alcalinas (pH mayor a 8,5) requiere un incremento significativo de la densidad de corriente necesaria: a mayor desviación del pH neutro, mayor voltaje necesario y mayor dificultad en la neutralización (Petrov 2021).

Al tener todo lo mencionado en consideración, si bien el método de neutralización por electrodiálisis tiene la ventaja de recuperar el hidróxido de sodio, no podemos asegurar que su diseño en las condiciones de operación sea análogo al diseño en escala laboratorio en condiciones distintas. Se podría reducir la temperatura y presión antes de la membrana, pero no se puede modificar su pH. Además, el consumo energético estará fuertemente ligado al pH, pudiendo significar un aumento excesivo en el costo eléctrico.

Resina de intercambio:

Otra posibilidad es la utilización de resinas de intercambio iónico, cuyo principio de funcionamiento radica en reacciones químicas de sustitución entre electrolitos. Para ello se suelen utilizar sólidos porosos con iones inmovilizados en la resina. En este caso, para neutralizar el lactato y el hidróxido de sodio, sería necesario una resina catiónica fuerte donde se absorba el sodio y se liberan protones, formando ácido láctico y agua.

Si bien este proceso es posible y se reporta evidencia de su utilización a escala industrial (tratamiento de aguas residuales), hay que tener en cuenta que la corriente a la salida del reactor presenta un pH muy elevado y una gran cantidad de iones sodio. Esto significa que la resina se puede saturar rápidamente y que deba estar constantemente en regeneración. Además, hay que tener en cuenta que se tiene glicerina en solución, compuesto que puede ser absorbido por el sólido y que colaborará en el ensuciamiento y desactivación de éste. Si bien existen sistemas de regeneración continua, debido a todos los inconvenientes nombrados anteriormente se decide descartar este método.

Neutralización reactiva:

Otro método de neutralización es la neutralización reactiva por agregado de un ácido fuerte. Para ello se utiliza normalmente ácido sulfúrico por su carácter de ácido fuerte, gran disponibilidad y su seguridad (comparado con el HCl, que forma hidrógeno gaseoso y puede llegar a ser explosivo).

Se decide la utilización de ácido sulfúrico de grado técnico (pureza 96%), debido a su gran disponibilidad y alto nivel de pureza. Cabe destacar, que se evaluará el impacto de esta decisión en términos económicos en el capítulo 6. Las reacciones de neutralización que deben suceder en el reactor son las observadas en la Ecuación 24.

Como se puede observar por cada mol de NaOH se requiere medio mol de ácido sulfúrico, lo mismo que para el NaLA (Lactato de sodio) y NaA (acetato de sodio). Por esa razón, el caudal de ácido necesario se puede calcular como la mitad del flujo molar de hidróxido sumado a la mitad del flujo molar de lactato y mitad del flujo molar de acetato. Además, se forma un mol de agua por mol de NaOH neutralizado y un mol de sulfato de sodio por cada mol de ácido consumido. Con estas relaciones se puede calcular la corriente de entrada y salida del reactor de neutralización.

Ecuación 24*Reacciones de neutralización*

Especie	Reacción balanceada
NaLA	$2NaLA + H_2SO_4 \rightarrow 2HLA + Na_2SO_4$
NaOH	$2NaOH + H_2SO_4 \rightarrow 2H_2O + Na_2SO_4$
NaA	$2NaA + H_2SO_4 \rightarrow 2HA + Na_2SO_4$
Total	$2NaOH + 3H_2SO_4 + 2NaLA + 2NaA \rightarrow 2H_2O + 3Na_2SO_4 + 2HLA + 2HA$

Nota: De elaboración propia con datos de Ferrum

Tabla 26*Composición en el neutralizador*

Componente	Entrada	Salida		
	Caudal molar (mol/min)	Caudal molar (mol/min)	Caudal másico (kg/min)	Fracción másica
Glicerina	162	162	14,9	0,04
Hidróxido de sodio	509	---	---	---
Diglicerol	0,14	0,14	0,02	$6,09 \times 10^{-5}$
Lactato sódico	728	---	---	---
Acido Láctico	---	728	65,6	0,17
1,2- propanodiol	66,1	66,1	5,03	0,01
Acetato sódico	13,8	---	---	---
Ácido Acético	---	13,8	0,83	$2,2 \times 10^{-3}$
Agua	10.545	11.054	199	0,53
Otros	---	---	2,1	0,01
Ácido sulfúrico	625	---	---	---
Sulfato sódico	---	618	89	0,24

Nota: De elaboración propia

Se observa en la Tabla 26 un aumento en el flujo de agua, además de la formación de sulfato de sodio. Esta última sal es soluble tanto en agua

como en glicerina, sin embargo se forma mucha cantidad por lo que existe la posibilidad que pudiera precipitar. Para comprobar esto se puede calcular la masa de saturación para el caudal molar de agua dado.

Sin embargo, solo se dispone del dato de la solubilidad a 1 atm y 100°C, por lo que se decide calcular la cantidad sobresaturada en esas condiciones y analizar su relevancia. Con una solubilidad de 42,7 gramos cada 100 mL, para el caudal de salida del agua se precipitan 3,8 kg/min. Esta masa representa el 4,3% del flujo másico total de sulfatos.

Cabe mencionar, que se espera que la solubilidad del sulfato aumente con la temperatura, por lo que se decide considerar que en las condiciones de operación (28 bar y 230°C) no precipita sólido en el tanque de neutralización.

Sin embargo, si bien se puede despreciar la precipitación de sal en esta etapa, no se debe perder de vista su presencia, especialmente en tratamientos térmicos posteriores (destilación) donde pudiera precipitar debido a la eliminación de agua.

Separación de agua

En el capítulo 2 se propuso utilizar una destilación flash para separar el agua y recircular esta corriente al reactor. El objetivo de utilizar este equipo es aprovechar la alta presión y temperatura a la salida del reactor. Luego, como se plantea separar solamente agua, se debe decidir si realizarlo antes o después del neutralizador. Para ello se debe tener en cuenta la corriente a tratar y los posibles cambios que el flash puede ocasionar en ella. Cabe destacar que para el funcionamiento del reactor se debe reciclar un caudal mínimo de 86,8 kg/min de agua (48%).

Separación previo a la neutralización

La separación previo a la neutralización tiene como beneficio que no precipitan los sulfatos producidos durante la misma. Sin embargo, hay que tener en cuenta que el lactato también puede precipitar. Si consideramos la solubilidad del lactato a 1 atm y 25°C (1,5 g/mL), se puede determinar el máximo porcentaje de agua que puede extraerse antes que comience su precipitación. Se obtiene que puede separarse hasta el 70% del agua. Si bien se espera que a mayores temperaturas la solubilidad aumente, la posibilidad que los lactatos precipiten es una problemática a tener en consideración.

Por otro lado, a la salida del reactor la corriente presenta un pH muy básico. Luego, implementar la separación flash antes de la neutralización elevará la concentración de hidróxido, aumentando aún más el pH. Esta condición de operación resulta poco conveniente para la integridad de los equipos.

Separación luego de la neutralización

Si la separación flash se realiza luego de la neutralización se presentan dos problemáticas principales. Por un lado, el ácido láctico podría evaporar y salir junto con el agua por la corriente de vapor. Esto complejiza la separación y posterior purificación. Por otro lado, el sulfato de sodio producido por la neutralización con ácido sulfúrico, podría precipitar por la evaporación del agua (debido a su concentración), lo que implicaría la necesidad de una etapa de separación del sólido. Se plantea realizar esta separación posteriormente al flash con un equipo tipo centrífuga.

Al considerar ambas posibilidades, pese a la precipitación de sulfatos, se decide trabajar con el separador flash luego del tanque de neutralización, descartando de esta manera la precipitación del producto de interés.

Separación sólido

Luego del flash se debe eliminar la mayor cantidad de sal de sulfato de sodio para evitar su precipitación en los siguientes tratamientos. Para ello se sabe que si bien es una sal soluble en agua y glicerina, al concentrar la solución en el flash se puede llegar al punto de saturación.

Para la separación se decide trabajar con una centrífuga. Para ello se puede agregar un coadyuvante como $BaCl_2$ o $CaCl_2$ para garantizar que todos los sulfatos precipiten como sulfatos no solubles (Ninane, 1993).

Para sulfato de sodio pentahidratado (en solución) Ferrum recomienda las centrífugas de empuje D-ACT del tipo PD-60 a PD-100 las cuales logran un rendimiento de hasta un 80%, con un consumo de energía hasta un 20% menor a centrífugas de empuje estándar. Sin embargo se deben utilizar para tamaños de partículas de medianos a grandes.

Otra opción del fabricante es la línea de centrífugas de empujes P-60 hasta P-120 más económicas, las cuales garantizan la mejor separación de sólidos con elevada y constante calidad.

El requisito en ésta etapa es la eliminación de la mayor parte de sólido en la corriente, por lo que se decide utilizar una centrífuga de empuje. Para determinar qué modelo utilizar se sabe el rendimiento máximo de NaCl en toneladas por hora. Nuestra producción de sulfato máxima es alrededor de

2 toneladas por hora (en sulfato pentahidratado es aproximadamente 6 ton/h) por lo que, si el rendimiento en sulfato de sodio es igual al de NaCl, se puede utilizar la centrífuga más pequeña P-60. Las dimensiones y especificaciones de esta se observan en la Tabla 27.

Tabla 27

Especificaciones de la centrífuga

Diámetro (mm)	Longitud (mm)	Ancho (mm)	Altura con aislamiento y contrapeso (mm)
630	3.200	1.700	2.000
Número de etapas	Velocidad máxima (1/min)	Energía eléctrica, giro/empuje (kW)	Peso de funcionamiento con aislamiento de vibraciones y contrapeso (kg)
1-3	1.900	40/20	9.900

Nota: De elaboración propia con datos de Ferrum

Cabe destacar que nuestra operación será a una presión y temperatura elevada por lo que si bien en un primer análisis esta centrífuga pareciera ser la indicada, puede ser necesario su rediseño. Además, la empresa posee amplia gama de diseños individuales y sistemas extras que pueden llegar a mejorar el proceso y no fueron analizados.

Por otra parte, a razón de simplificar el diseño de las etapas posteriores, se asume que se logra la separación de la totalidad del sulfato de sodio. Sin embargo, no se debe perder de vista que la precipitación de esta sal en etapas posteriores puede significar un problema a largo plazo.

Purificación / Separación

En el capítulo 2 se mencionaron las ventajas y desventajas de los posibles métodos para la purificación. Entre ellos, se mencionó principalmente la extracción con solventes, destilación reactiva y destilación.

En primera instancia, se presentó la extracción con solventes como un método muy utilizado en la industria, aunque se destacó como problemática los bajos coeficientes de distribución de los agentes de extracción convencionales y el potencial impacto ambiental debido a su toxicidad.

Por otra parte, se mencionó la destilación reactiva como un método prometedor a futuro en términos de la intensificación de procesos. La complejidad de este sistema es la integración de una reacción química (esterificación) y destilación, seguido de la hidrólisis del éster y destilación para la obtención de ácido láctico en especificación. Cabe destacar, que la motivación para diseñar y operar equipos de características semejantes radica en la dificultad de separación por métodos tradicionales, como por ejemplo, debido a la degradación del componente de interés.

Por último, se destaca la destilación como un método de separación por transferencia de masa y calor, de gran interés y relevancia para la industria química. Es un proceso de menor complejidad respecto a la destilación reactiva. Como desventaja del método es que debe existir una diferencia de volatilidades suficiente entre los compuestos para que pueda separarse por destilación. Sin embargo, se plantean soluciones como la destilación a vacío que permiten superar estas dificultades, aunque se traduce en mayores costos operativos.

Además, en los procesos térmicos, como es el caso de la destilación, es importante definir la temperatura de degradación de los componentes, de manera de limitar la temperatura máxima de operación (reboiler). A continuación en la Tabla 28, se resumen las temperaturas de degradación de los componentes mayoritarios luego de la etapa de neutralización.

Tabla 28

Temperaturas de degradación

Componente	Temperatura de degradación (°C)
Glicerina	>290
Acido Láctico	>300
1,2- propanodiol	No existen datos disponibles
Ácido Acético	No existen datos disponibles
Agua	No relevante

Nota: De elaboración propia con datos Pubchem

Respecto al ácido láctico, no se encuentra información suficiente respecto a los límites de degradación. Según Komesu (2017), a 300 °C se evidencia la degradación del ácido láctico y aparición de subproductos. Sin embargo, no se encuentran otras fuentes que analicen experimentalmente la degradación a menores temperaturas. Es por ello, que se decide establecer

como límite de degradación la temperatura estudiada por Komesu, ya que no se dispone de información.

En el caso de 1,2 propanodiol y el ácido acético, tampoco se encuentran datos bibliográficos de su temperatura de descomposición. Se asumirá que no se descomponen en el rango de las temperaturas de trabajo.

Por lo mencionado anteriormente, luego de comparar los distintos métodos, se decide optar por la destilación como el método de purificación. Cabe mencionar que esta decisión se enaltece gracias a las reglas heurísticas de selección de las operaciones de separación, las cuales recomiendan a la destilación como la primera opción a ser considerada.

DISEÑO DE EQUIPOS CRÍTICOS

Una vez definidas las etapas de tratamiento y su orden, se decide diseñar con mayor detalle las etapas que se consideran críticas para la obtención de ácido láctico en especificación: neutralización, flash y destilación.

Neutralización

Capacidad

Como se trabajara con una neutralización reactiva se diseña un tanque de agitado continuo. Para simplificación se decide diseñar fijando el tiempo espacial en 15min ya que se encontró que es el valor aproximado de los proveedores y patentes como la presentada por Cofco Biochemical Anhui Co Ltd para la neutralización del ácido cítrico (Chen, 2010).

Con este valor de tiempo espacial fijo se puede calcular el volumen necesario, pero para ello se necesita el caudal volumétrico. Ingresando las corrientes de la tabla 26 en el simulador UniSim Design R492 (salvo la sal y la corriente llamada otros) y especificando 230°C y 28 bar se obtiene el caudal mostrado en la Tabla 29

Tabla 29

Condiciones de operación del reactor de neutralización

Temperatura (°C)	Presión (bar)	Caudal (m³/hr)	Volumen (m³)
230	28	21,2	5,3

Nota: De elaboración propia con datos de Ferrum

Calor Intercambiado

Para cada una de las reacciones de neutralización se puede calcular una variación de entalpía. Para ello se necesitan las entalpías de formación de todos los compuestos.

Para el Lactato de sodio no se obtuvieron valores directos, sin embargo según Mills K (2007) el calor experimental de neutralización del ácido láctico con hidróxido de sodio en condiciones normales es igual a -56 kJ/mol. Luego, a partir de la Ecuación 25 y los datos de calores de formación del **Anexo G**, se puede estimar el calor de formación del lactato de sodio.

Ecuación 25

Expresión para el cálculo del calor estándar de neutralización del HLA con NaOH

$$\Delta H^\circ = (H_f^\circ \text{NaLa} + H_f^\circ \text{H}_2\text{O}) - (H_f^\circ \text{HLA} + H_f^\circ \text{NaOH})$$

Donde: $\Delta H^\circ, H_f^\circ \text{H}_2\text{O}, H_f^\circ \text{HLA}, H_f^\circ \text{NaOH}$ son conocidos y se encuentran arriba o en el anexo G

Entonces, se obtiene el calor de formación estándar del lactato ($H_f^\circ \text{NaLa}$), el cual resulta en -926.05kJ/mol. Consiguientemente, se calculan los calores estándar de neutralización con ácido sulfúrico, a partir de la Ecuación 26.

Ecuación 26

Expresión para el cálculo del calor estándar de neutralización con ácido sulfúrico

$$\Delta H^\circ = \sum_j H_{f,i}^\circ \cdot \alpha_j$$

Donde:

- $H_{f,i}^\circ$: calor de formación estándar especie i
- α_j : coeficiente estequiométrico especie i (positivo para productos y negativo para reactivos)

Los resultados se resumen en la Tabla 30.

Tabla 30

Calores estándares de neutralización

Compuesto	NaOH	NaLa	NaA
ΔH° (kJ/mol ácido)	-109	3,1	-28,4

Nota: De elaboración propia con datos de Ferrum

Por otra parte, se deben calcular los calores de reacción en las condiciones de temperatura y presión de operación (230°C y 28 bar). Se realiza el cálculo análogamente al expuesto en el capítulo 3, resultando en los siguientes calores. Cabe destacar que para todas las sales, bases y ácido sulfúrico fueron utilizadas las propiedades del agua pura.

Tabla 31*Calores de neutralización 28 bar y 230°C*

Compuesto	NaOH	NaLa	NaA
ΔH (kJ/mol ácido)	-109	74,3	-16,5

Nota: De elaboración propia con datos de Ferrum

Luego, puede plantearse el balance de energía dentro del tanque de neutralización según la Ecuación 27. Se plantea de forma adiabática de manera de obtener el mayor cambio de temperatura ($\Delta T_{adiabático}$)

Ecuación 27

Balance de energía en el tanque de neutralización

$$F_{tot} \cdot cp \cdot \Delta T_{adiabático} = - \sum_j \Delta H_j \cdot F_j / 2$$

Donde:

- cp: se aproxima como el cp del agua en las condiciones de operación pues es diluido
- F_{tot} : flujo másico total = 376 kg/min
- F_j : flujo molar de compuesto j a neutralizar
- ΔH_j : calor de neutralización del compuesto j (Tabla 31)

Finalmente, el cambio en la temperatura adiabática resulta en 0,5 K. Esta variación no es significativa por lo que se puede afirmar que el reactor permanece isotérmico.

Además, posterior a la neutralización se propone realizar una destilación flash, por lo que el aumento en la temperatura puede ser beneficioso. De esta manera, considerar que la temperatura no aumenta debido al proceso de neutralización es un criterio conservador.

Agitación y dimensionamiento del tanque

Otro parámetro importante es el diseño del sistema de agitación y cálculo de potencia requerida, ya que el consumo energético de ésta etapa deberá ser considerado en el análisis económico del capítulo 6. Para ello, se decide aproximar el tanque donde $H=T$ (Ver Figura 21 en Capítulo 3). Luego, con la capacidad estimada anteriormente, se obtiene que el diámetro del tanque resulta en $T=1,9$ m.

Se decide utilizar un impulsor de alta eficiencia, como el PBT 45° ($N_p=1,3$ con $Re>10000$) para mantener un agitado homogéneo. En la Tabla 14 del

capítulo 3 se resumen las propiedades del impeller. Luego, el diámetro del impeller resulta en $D = 0,95 \text{ m}$.

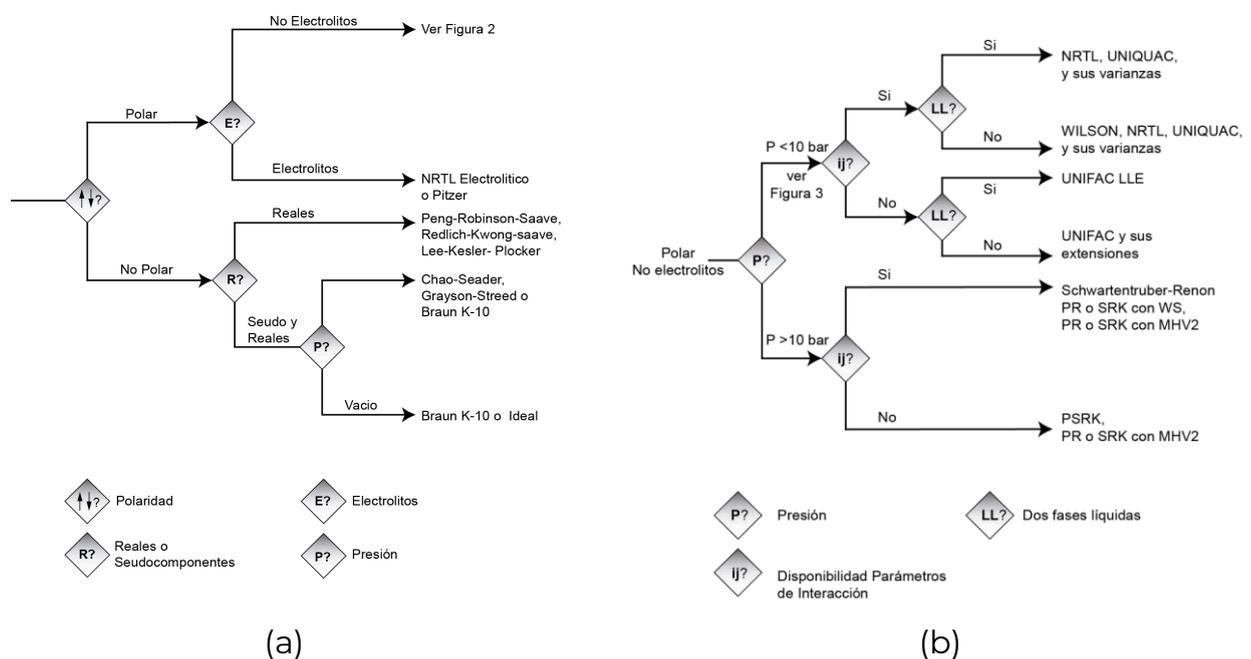
Por otra parte, se espera que la neutralización sea rápida por lo que se requerirán velocidades de agitación moderadas. Como no se encontraron en bibliografía valores recomendados para este caso se estima arbitrariamente en torno a las 200 rpm. Por otra parte, se aproxima que la densidad del fluido dentro del tanque es la del agua en las condiciones de operación. Entonces, se obtiene que la potencia de agitación requerida es de 30 kW. Además, se verifica que el Re es mayor a 10.000.

Elección paquete termodinámico

Para el diseño de las etapas posteriores a la neutralización (destilación flash y torres de destilación) se decide utilizar la herramienta de simulación UniSim Design R492. Para ello, primero se debe definir un paquete termodinámico que prediga el comportamiento de la mezcla obtenida.

Figura 27

Recomendaciones de Eric Carlson



Según las recomendaciones de uso de Iglesias O. y Paniagua C. N., en su libro *Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares*, se utiliza el modelo “general NRTL” para la fase líquida conformada por mezclas orgánicas en presencia de agua. Para la fase vapor, las recomendaciones de Eric Carlson (Figura 27 a y b) aconsejan utilizar la ecuación de Soave-Redlich-Kwong (SRK) según el sistema de

trabajo (Polar, no electrolitos, presión mayor a 10 bar y se desconocen los parámetros binarios). No obstante, cuando no se disponen de datos de coeficientes de interacción, se debe utilizar el modelo de solución UNIQUAC con la predicción de los coeficientes de interacción binaria mediante UNIFAC

En este caso, al utilizar NRTL se desconocen los coeficientes de interacción entre el ácido láctico y los demás componentes. Luego, se decide utilizar el modelo UNIFAC para predecirlos y el modelo UNIQUAC para la solución. Sin embargo, al cargar este paquete termodinámico al simulador, los coeficientes no pudieron ser estimados.

Se procedió entonces a buscar datos bibliográficos para complementar el modelo NRTL. La literatura disponible acerca del ácido láctico y sus propiedades como compuesto puro y en mezcla es escasa o nula. Mai (2017), informa los parámetros binarios de la mezcla agua-ácido láctico, para el modelo "general NRTL" obtenido del simulador ASPEN y predicho con UNIFAC (base de datos "Dortmund"). A continuación, en la Tabla 32, se demuestran los parámetros extraídos de Mai (2017), junto con la ecuación de ajuste del modelo.

Tabla 32

Relación para el coeficiente de fugacidad según la regla de Lewis/Randall

Ecuación de ajuste: $\tau_{ij} = A_{ij} + B_{ij}/T$ Siendo <i>i</i> : agua - <i>j</i> : ácido láctico				
A _{ij}	A _{ji}	B _{ij}	B _{ji}	$\alpha_{ij} = \alpha_{ji}$
-0,177	0,933	-453,881	-359,426	0,3

Nota: Extraído de Mai (2017).

Cabe destacar que solo se encontró información de los coeficientes de ajuste de NRTL para la mezcla agua-ácido láctico. Luego, para estimar los demás coeficientes se debe proceder a realizar un ajuste de mayor complejidad mediante los datos de equilibrio de fases para todos los sistemas binarios existentes en la mezcla. Para ello, se debe primero encontrar los coeficientes de actividad para diferentes temperaturas mediante un ajuste de datos experimentales al modelo de NRTL. Las ecuaciones que describen este modelo son las siguientes:

Ecuación 28

Modelo NRTL

$$\text{Ecuación 28.1} \quad \ln(\gamma_1) = x_2^2 \left[\tau_{21} \left(\frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right]$$

$$\text{Ecuación 28.2} \quad \ln(\gamma_2) = x_1^2 \left[\tau_{12} \left(\frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right]$$

$$\text{Ecuación 28.3} \quad G_{12} = e^{-\alpha \tau_{12}}$$

$$\text{Ecuación 28.4} \quad G_{21} = e^{-\alpha \tau_{21}}$$

Donde:

- γ_1 es el coeficiente de actividad del compuesto 1
- γ_2 es el coeficiente de actividad del compuesto 2
- x_1 y x_2 son las fracciones de los componentes 1 y 2 en el líquido
- α es el parámetro no aleatorio
- τ_{21} y τ_{12} son los parámetros de interacción que dependen del modelo utilizado

En el caso del modelo “general NRTL” utilizado en UniSim Design los parámetros de interacción son los definidos según la Ecuación 29.

Ecuación 29

Modelo de parámetros de interacción según UniSim Design para NRTL general

$$\text{Ecuación 29.1} \quad \tau_{12} = A_{12} + B_{12}/T$$

$$\text{Ecuación 29.1} \quad \tau_{21} = A_{21} + B_{21}/T$$

Donde:

- τ_{21} y τ_{12} son los parámetros de interacción
- A_{12} y B_{12} son constantes
- T es la temperatura en K

Para encontrar la relación entre los coeficientes de actividad y la presión de la mezcla, y así ajustar el modelo a los valores experimentales se considera la Ecuación 30.

Ecuación 30

Relación para el coeficiente de fugacidad según la regla de Lewis/Randall

$$\text{Ecuación 30.1} \quad \gamma_1 = \frac{y_1 P}{x_1 P_{1SAT}}$$

$$\text{Ecuación 30.2} \quad \gamma_2 = \frac{y_2 P}{x_2 P_{2SAT}}$$

Donde:

- γ_1 es el coeficiente de actividad del compuesto 1
- γ_2 es el coeficiente de actividad del compuesto 2
- x_1 y x_2 son las fracciones de los componentes 1 y 2 en el líquido
- y_1 e y_2 son las fracciones de los componentes 1 y 2 en el vapor
- P es la presión
- P_{1SAT} y P_{2SAT} son las presiones de saturación

Sin embargo, no se dispone de datos experimentales suficientes para realizar dichos ajustes.

Luego, por la falta de datos y la no disponibilidad en bibliografía de todos los parámetros binarios, se decide simular las etapas de flash y destilación, teniendo en cuenta la interacción del ácido láctico con el agua pero sin contemplar otras interacciones de este ácido. No se debe perder de vista que esta simplificación en el diseño puede significar resultados muy apartados del comportamiento real. Luego, será relevante para el diseño de detalle la evaluación experimental de los parámetros binarios, en pos de alcanzar un diseño de mayor confiabilidad.

Destilación Flash

Como se mencionó anteriormente, se decidió implementar la separación del agua mediante un separador flash. La separación se genera cuando, debido a una pérdida de carga y/o aumento de temperatura, se produce un cambio de fase y de esta manera se logran separar compuestos de distintas volatilidades según el equilibrio líquido-vapor existente. Cabe destacar que para que se produzca la separación, la temperatura de la corriente (operación del flash) debe situarse entre su punto de burbuja (temperatura donde aparece la primera burbuja de vapor) y de rocío (temperatura donde aparece la primera gota de líquido).

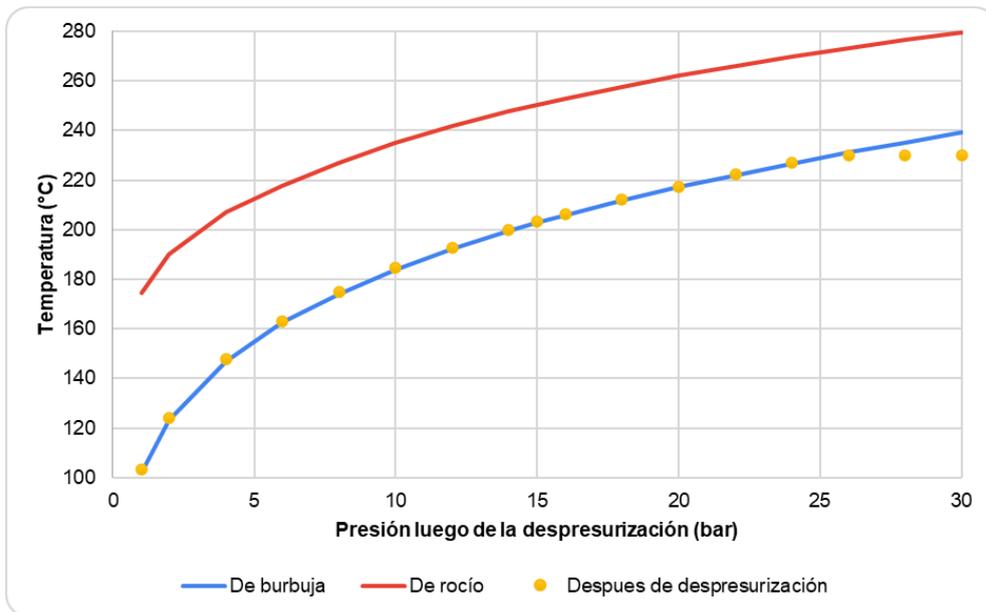
En primera instancia, se evalúa la pérdida de carga como la forma más económica de implementar esta separación. Según el efecto Joule-Thompson, un gas real sufre un cambio de temperatura al ser forzado a un cambio de presión en forma adiabática.

Luego, para valorar el efecto de la descompresión en la separación flash, a partir del simulador UniSim Design, se compara la temperatura resultante de la corriente a distintas presiones (luego de despresurizar) con las temperaturas de rocío y burbuja a dicha presión. Los resultados se pueden observar en la Figura 29.

En primer lugar, en la Figura 29 se denota que a menor presión la temperatura de burbuja y rocío disminuyen. Por otra parte, en casi todos los niveles de despresurización la temperatura resultante es levemente mayor al punto de burbuja. Luego, se espera que la separación flash no sea eficiente en estas condiciones. Además, a mayores presiones finales (menor caída de presión) la temperatura resultante es inferior a la de burbuja por lo que no se producirá la separación de fases.

Figura 29

Comparación de temperatura luego de la despresurización con la de rocío y burbuja.

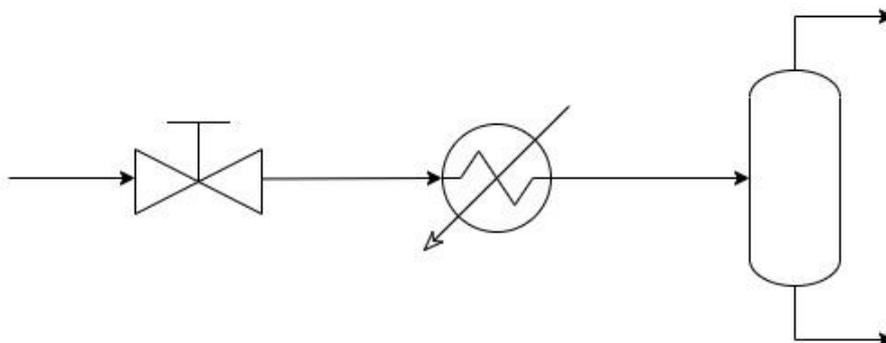


Nota: De elaboración propia

En consecuencia, se determina que en todos los niveles de expansión se debe implementar una etapa de calentamiento para poder obtener una mejor separación. El esquema del sistema propuesto se observa en la Figura 30. Se aumenta la temperatura hasta que se encuentre en un punto entre las curvas de temperatura de burbuja y rocío, pero no sobre la ella, para que la separación sea posible.

Figura 30

Esquema separación flash



Nota: De elaboración propia

Luego, se toman 3 casos representativos para analizar y determinar la caída de presión más conveniente. No se debe perder de vista que el objetivo de

esta etapa es separar el agua del ácido láctico, por lo que se tomará como criterio de diseño obtener la máxima cantidad de agua por tope contemplando pérdidas mínimas del producto. Para ello se analiza trabajar a presiones finales de 1 bar, 15 bar y 28 bar, variando la temperatura entre el punto de burbuja y rocío.

Con el fin de comparar los resultados, se normaliza la temperatura según lo explicitado en la Ecuación 31.

Ecuación 31

Expresión para el cálculo de la temperatura normalizada

$$T_N = \frac{T - T_B}{T_R - T_B}$$

Donde:

- T_B : Temperatura de burbuja a dada presión
- T_R : Temperatura de rocío a dada presión
- T_N : Temperatura normalizada
- T : Temperatura variable

Se decide efectuar el análisis mediante el estudio de 4 factores principales:

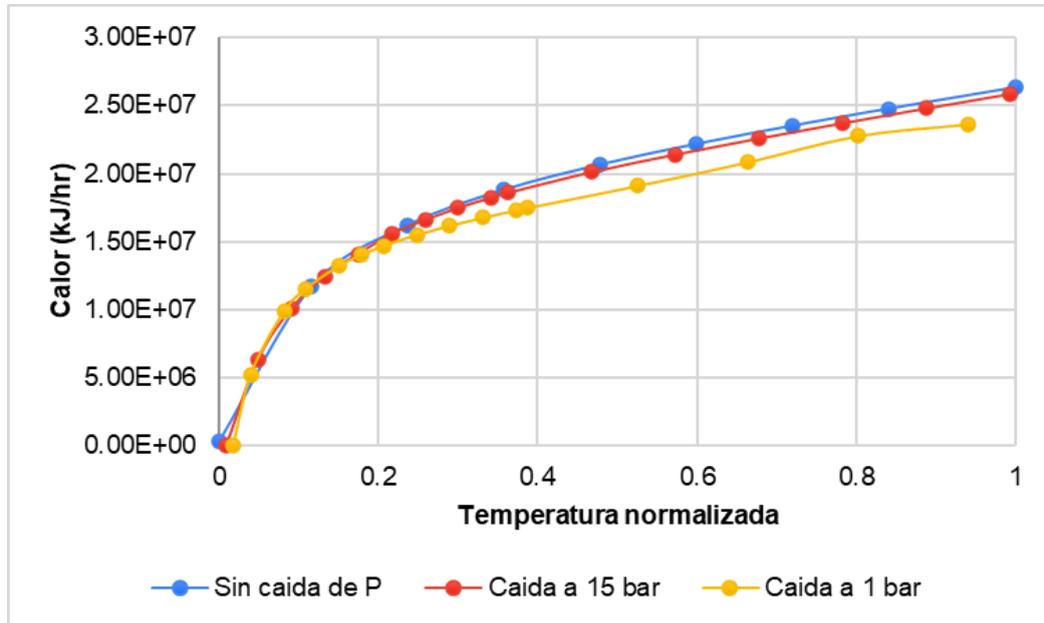
Calor necesario

A partir del análisis de la Figura 29 se determinó la necesidad de implementar el calentamiento de la corriente de ingreso al flash. Luego, se propone comparar la magnitud del calor necesario para poder alcanzar las distintas temperaturas normalizadas. Este resultado se observa en la Figura 31.

Luego, en la Figura 31 se observa que al trabajar a menores presiones el calor necesario para alcanzar una misma temperatura normalizada será menor. Por otra parte, se denota que la forma de las curvas es análoga, aunque se encuentra desplazada verticalmente. Este fenómeno se puede explicar a partir de la Figura 29, ya que a menor presión (mayor pérdida de carga) la temperatura resultante (puntos amarillos) es mayor al punto burbuja (curva azul), mientras que a mayores presiones (menor pérdida carga) esta temperatura resulta menor. Entonces se requieren menores calores trabajando con mayores pérdidas de carga, ya que no se requiere calor adicional para aumentar la temperatura entre el punto de rocío y burbuja.

Figura 31

Variación del calor necesario en función de la temperatura requerida y la presión de operación



Nota: De elaboración propia

Por otra parte, es importante destacar que en términos de operación, calentar una corriente de proceso se traduce en la necesidad de otra de servicio que tenga una temperatura mayor a la requerida en el proceso, de manera de asegurar el intercambio efectivo de calor. Luego, como al trabajar a menores presiones el intercambio de calor se produce en una zona de menores temperaturas, la temperatura necesaria en el fluido de servicio será menor.

Por las razones expuestas anteriormente, en cuanto al intercambio de calor y magnitud del calor requerido, la operación del separador flash a 1 bar será la más conveniente.

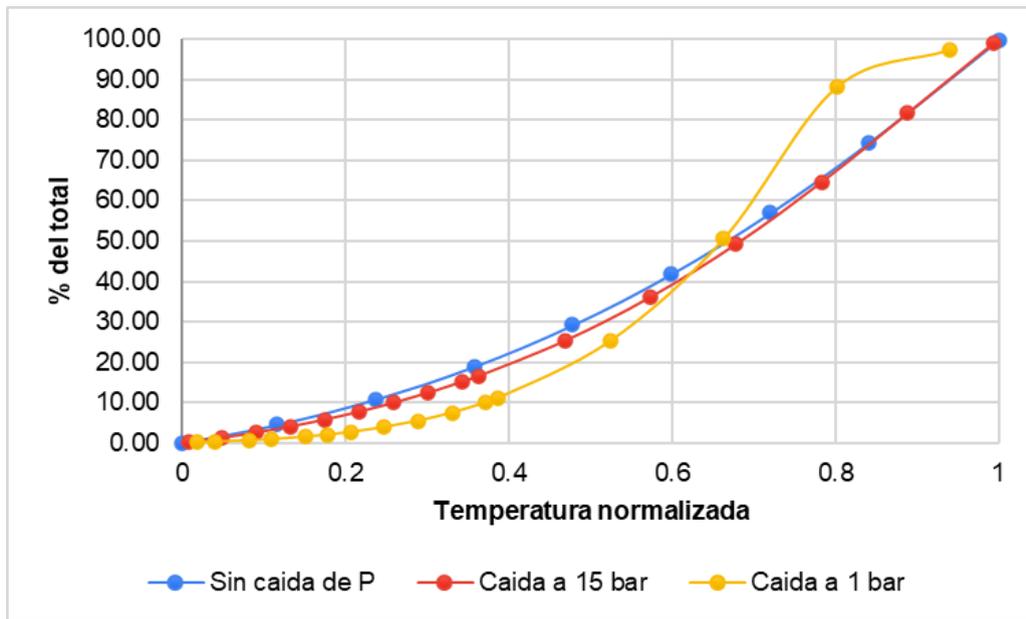
Porcentaje de Ácido láctico que sale por tope

De manera de analizar la pérdida de producto deseado a distintas presiones, se propone comprar el porcentaje de ácido láctico (del total del ácido láctico ingresado) que se recupera junto con el agua por el tope del separador. Estos resultados se plasman en la Figura 32.

Como se mencionó anteriormente, el objetivo de esta etapa es que el porcentaje mostrado en la Figura 32 sea el menor posible, sin afectar la eficiencia en la separación de agua. Esto se logra al minimizar la temperatura y presión de trabajo.

Figura 32

Porcentaje del ácido láctico total en corriente de tope



Nota: De elaboración propia

Porcentaje de agua total en el tope

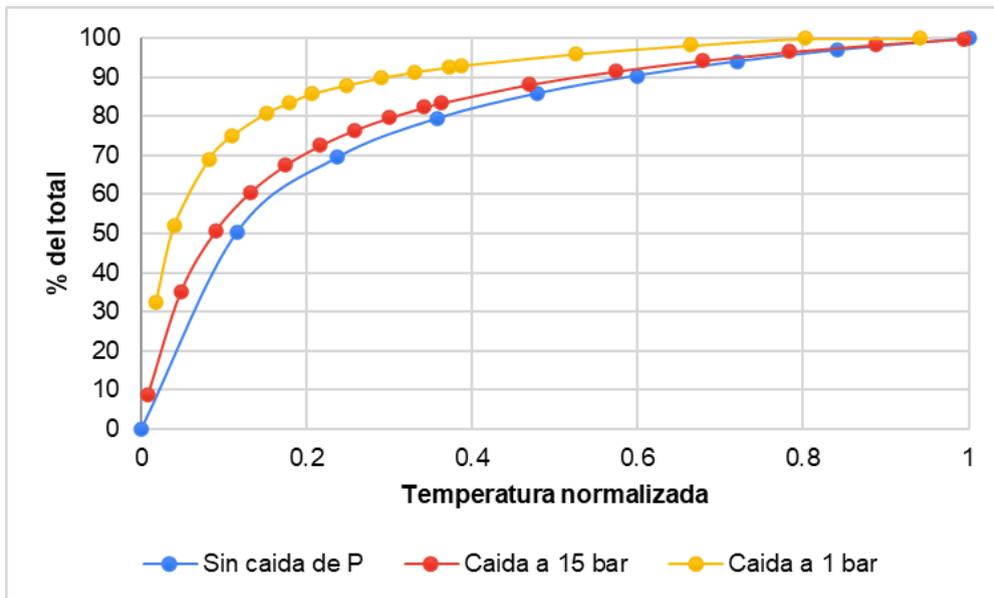
En el capítulo 3 se determinó el flujo de reciclo de agua al reactor (48% del agua total). Luego, como el objetivo de esta etapa de separación es recuperar el agua para luego ser recirculada, se debe asegurar al menos la separación del agua requerida en el reactor. Además, el agua remanente podrá ser utilizada como fluido calefactor. Luego, se propone separar la máxima cantidad de agua y con el menor nivel de impurezas.

En la Figura 33, se muestra el porcentaje del agua (del total de agua que ingresa) recuperada por tope del separador, para cada una de las condiciones de trabajo seleccionadas.

Se puede observar que, pasado el 0,1 de temperatura normalizada, todos los casos cumplen con el requerimiento del 48% de agua recuperada. Sin embargo, para la presión de trabajo de 1 bar el porcentaje de recuperación es mayor a una misma temperatura normalizada, por lo que para este factor, es la mejor condición de trabajo.

Figura 33

Porcentaje del agua total en corriente de tope



Nota: De elaboración propia

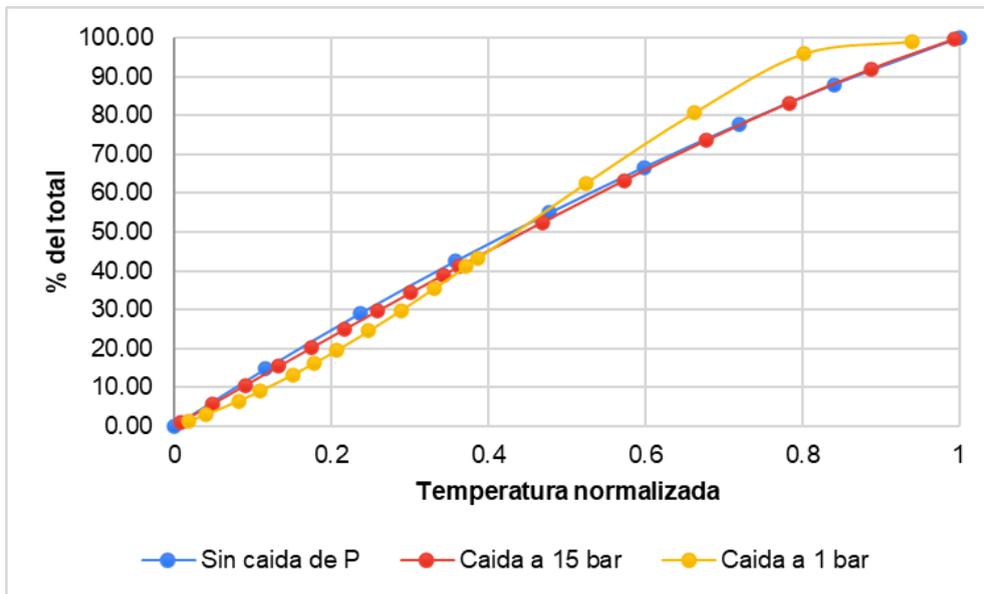
Porcentaje de 1,2-propanodiol total en el tope

Se prioriza la pureza del agua en la corriente de tope, luego se debe analizar el porcentaje de los compuestos mayoritarios en la mezcla. En este caso se evalúa el porcentaje de 1,2-propanodiol (del total ingresado al separador) que se obtiene en la fase vapor. Los resultados se plasman en la Figura 34.

Como se observa en la Figura 34, al trabajar a una presión de 28 bar y 15 bar, la variación del porcentaje de 1,2-propanodiol respecto a la temperatura es lineal. A menores temperaturas normalizadas, es conveniente trabajar a 1 bar con el fin de obtener un vapor más puro en agua. Si se trabaja a temperaturas mayores es conveniente trabajar con variaciones de presión menores (28 bar o 15 bar de presión de trabajo).

Figura 34

Porcentaje del 1,2-propanodiol total en corriente de tope



Nota: De elaboración propia

Una vez analizados los cuatro criterios mencionados, se determina que la operación más conveniente es con una pérdida de carga tal que la presión final sea de 1 bar. Se debe considerar que el trabajo a presión atmosférica simplifica el diseño de las torres de destilación y etapas de purificación posterior.

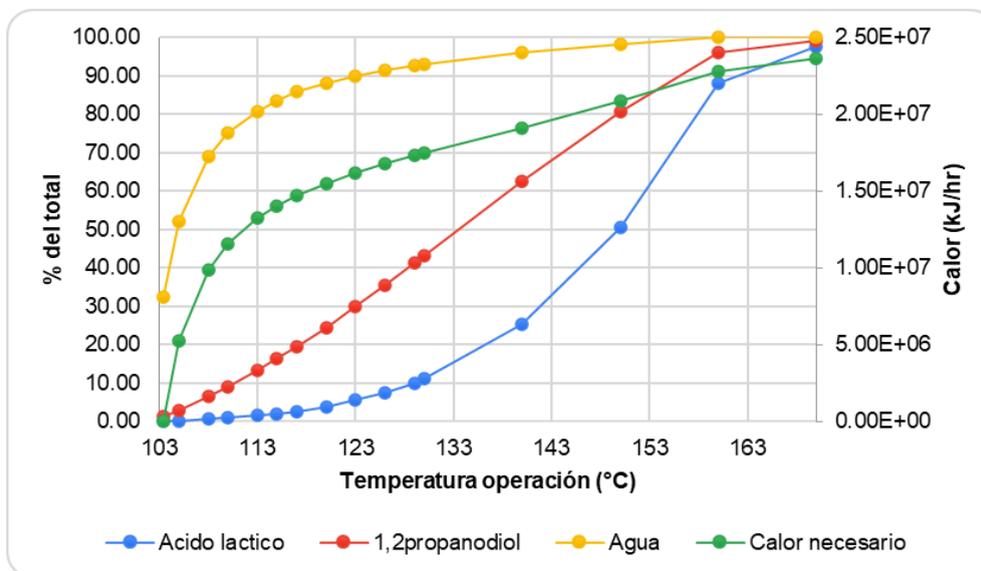
Ahora bien, se debe evaluar también la temperatura de trabajo. Para ello, se analiza en primer lugar la pureza (en agua) de la corriente de tope, la minimización de la pérdida de ácido láctico en fase vapor y finalmente el calor necesario para alcanzar dicha temperatura.

A partir de la Figura 35 se propone analizar el punto de operación óptimo del separador flash. El caso idóneo será aquel en donde el calor necesario sea el mínimo y la pureza del agua en tope sea la máxima. Luego, se busca trabajar a una temperatura que cumpla con estos requisitos. Al aumentar la temperatura más allá de los 130°C el porcentaje de agua recuperado no aumenta considerablemente en relación al porcentaje de ácido láctico perdido, por lo que no se utilizarán dichas temperaturas de trabajo. Por otro lado, una temperatura cercana a la temperatura de burbuja no permite una recuperación significativa de agua. En cuanto al calor necesario, se ve un aumento a medida que la temperatura de operación aumenta. Trabajar a una temperatura de 123°C permite un porcentaje de

recuperación de agua elevado y de gran pureza. Así mismo, el calor requerido es intermedio.

Figura 35

Calor necesario, porcentaje de ácido láctico, agua y 1,2-propanodiol (del total ingresado) en tope, en función de la temperatura de operación.



Nota: De elaboración propia

Luego, en la Tabla 33 se resumen las condiciones de trabajo, las composiciones de las corrientes de tope y fondo, y las características constructivas del equipo flash.

Tabla 33

Condiciones de operación del separador flash, características constructivas y composiciones

Temperatura (°C)	123	
Presión (bar)	1	
Calor entregado (KJ/hr)	1,6x10 ⁺⁰⁷	
Composiciones por tope y fondo		
Compuesto (kg/min)	TOPE	FONDO
Agua	179	20,02
Ácido Láctico	3,57	62,0
1,2 Propanodiol	1,50	3,52
Glicerina	0,41	14,5

Ácido Acético	0,76	0,07
Sulfato de sodio y otros	0	90,9
<i>Dimensión separador flash</i>		
Volumen (m³)	56,75	
Altura (m)	9,6	
Diámetro (m)	2,7	

Nota: De elaboración propia

Cabe destacar, que se obtiene un equipo de dimensiones considerables. Se contrastó este diseño con información recopilada de bibliografía, en pos de determinar si el diseño propuesto es factible en términos operativos y constructivos. Sin embargo, no se encontró información que avale o impida el diseño de un separador flash de este tamaño.

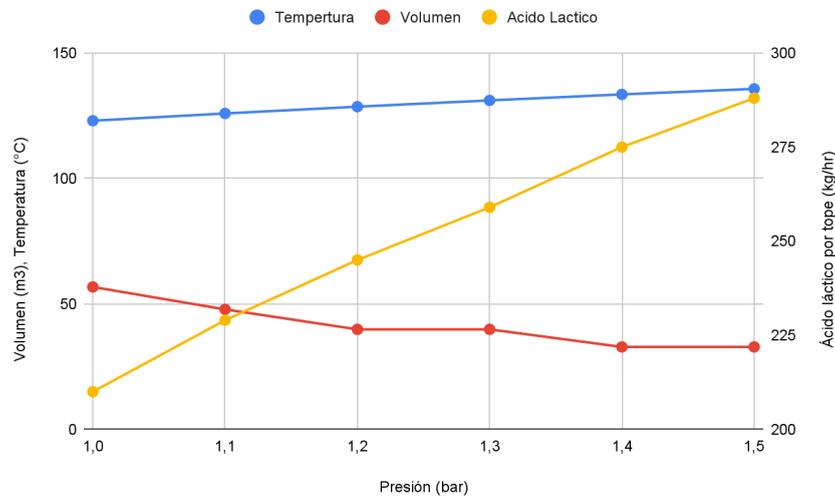
Se proponen distintas alternativas de diseño que posibiliten obtener equipos de menores dimensiones: flash en cascada, flash en paralelo y flash a mayor presión.

Anteriormente en este análisis se determinó la conveniencia de operar a presiones cercanas a la atmosférica. Sin embargo, se encuentra una relación inversa entre esta variable y el tamaño del equipo flash. Luego, se debe analizar si se justifica alejarse de la condición óptima en pos de obtener un diseño de menor dimensión. En la Figura 36 se resumen la tendencia observada. Para que las características sean comparables se fija el flujo de agua por tope, y se modifica la presión y temperatura de operación.

Entonces, a partir del análisis de la Figura 36, se aprecia que el aumento de la presión efectivamente se traduce en una disminución del volumen del equipo, aunque el aumento de la temperatura de operación y el aumento de la pérdida de ácido láctico por tope. Luego, se decide no considerar la opción de operar a mayores presiones, puesto que alejarse de la condición óptima podría implicar una mayor dificultad y costos en las etapas de destilación posteriores.

Figura 36

Volumen, temperatura y ácido láctico por tope a distintas presiones

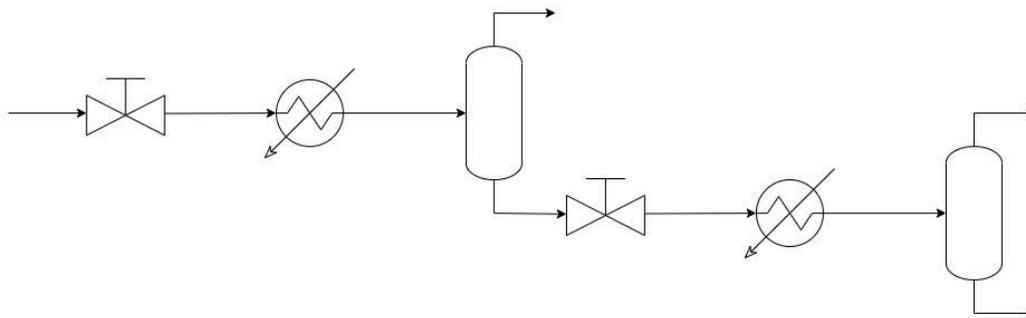


Nota: De elaboración propia

Por otra parte, se propone un esquema de dos equipos flash en serie o cascada, como se observa en la Figura 37.

Figura 37

Esquema separación flash en cascada



Nota: De elaboración propia

El objetivo de esta disposición es efectuar la pérdida de carga en dos etapas, logrando operar con equipos de menor dimensión. Se decide diseñar los equipos de manera de alcanzar la misma separación de agua y se propone como criterio de comparación el tamaño total de los equipos y la pérdida de ácido por tope. A continuación en la Tabla 34, se resumen las condiciones óptimas de operación, las características constructivas y las composiciones de las corrientes de salida.

Tabla 34

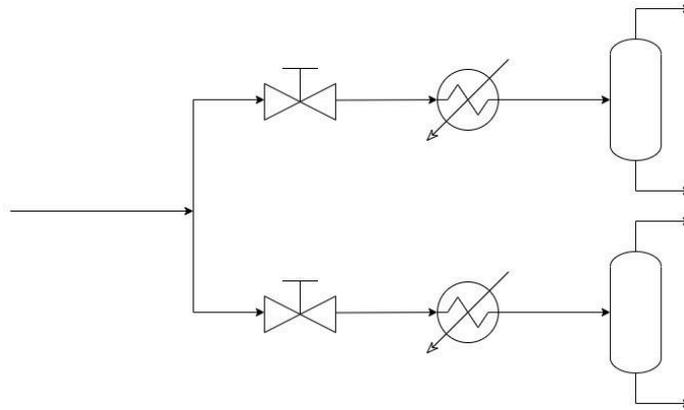
Condiciones de operación del separador flash en serie, características constructivas y composiciones

ETAPA	FLASH 1		FLASH 2	
Temperatura (°C)	207		123	
Presión (bar)	15		1	
Calor entregado (KJ/hr)	1x10 ⁺⁰⁷		6,8x10 ⁺⁰⁶	
Composiciones por tope y fondo				
Compuesto (kg/min)	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
Agua	101	98	77,8	20,2
Ácido Láctico	1,67	63,9	1,55	62,3
1,2 Propanodiol	0,53	4,48	0,67	3,80
Glicerina	0,28	14,6	0,18	14,4
Ácido Acético	0,42	0,41	0,34	0,072
Sulfato de sodio y otros	0	90,9	0	90,9
Dimensión separador flash				
Volumen (m3)	3,3		16,8	
Altura (m)	5		6,4	
Diámetro (m)	0,9		1,8	

Nota: De elaboración propia

Por último, se propone un esquema de dos equipos flash en paralelo, como se observa en la Figura 38.

Al igual que en caso anterior, el objetivo de esta disposición es operar con equipos de menor dimensión, al trabajar con la mitad de caudal en cada equipo (se asume composición constante). Cabe mencionar, que la utilización de dos equipos en paralelo implica el diseño de dos intercambiadores y válvulas de expansión. A continuación en la Tabla 35, se resumen las condiciones óptimas de operación, las características constructivas y las composiciones de las corrientes de salida.

Figura 38*Esquema separación en paralelo**Nota: De elaboración propia***Tabla 35***Condiciones de operación del separador flash en paralelo, características constructivas y composiciones*

Temperatura (°C)	123	
Presión (bar)	1	
Calor entregado (KJ/hr)	8,09x10 ⁺⁰⁶	
Composiciones por tope y fondo		
Compuesto (kg/min)	TOPE	FONDO
Agua	89,5	10
Ácido Láctico	1,78	31
1,2 Propanodiol	0,75	1,77
Glicerina	0,21	7,23
Ácido Acético	0,38	0,035
Sulfato de sodio y otros	0	45,5
Dimensión separador flash		
Volumen (m³)	21,4	
Altura	6,9	
Diámetro	1,98	

Nota: De elaboración propia

Luego de analizar los distintos esquemas de destilación flash (un equipo flash, flash en serie y flash en paralelo). Se decide elegir la disposición que permite alcanzar la separación requerida, con el menor volumen y sin perder de vista la magnitud del calor suministrado. A continuación en la Tabla 36 se compran los tres sistemas de separación.

Tabla 36

Comparación de las condiciones de operación del separador flash, características constructivas y composiciones

Disposición	Un equipo	Dos en serie	Dos en paralelo
Volumen total (m ³)	56,7	20,1	42,8
Calor total (kj/hr)	1,62x10 ⁺⁰⁷	1,68x10 ⁺⁰⁷	1,62x10 ⁺⁰⁷
Flujo de agua por tope (kg/min)	179	178,9	179
Flujo de ácido láctico por tope (kg/min)	3,57	3,22	3,57
Flujo de 1,2 propanodiol por tope (kg/min)	1,50	1,23	1,50

Nota: De elaboración propia

Al observar la Tabla 36, en función de los criterios mencionados, se decide la utilización de dos flash en serie. Se denota que para el caso elegido se obtiene el menor volumen total de los equipos. Cabe mencionar que debe entregarse mayor calor respecto a las otras disposiciones, aunque se considera que la diferencia no es suficientemente significativa para considerarse un problema. Además, se obtiene la menor pérdida de ácido láctico por tope. Sin embargo, no debe perderse de vista que la utilización de dos equipos flash en serie implica la instalación del doble de intercambiadores de calor y válvulas de expansión, lo que podría significar un aumento en los costos de inversión.

Separación de sólidos

Como se mencionó anteriormente se seleccionó una centrífuga de catálogo de proveedores. Además para la simplificación del análisis se asume que la totalidad de la sal fue extraída por ella. La composición de las corrientes de entrada y salida se observa en el **Anexo H**

Torres de destilación

Una vez definida la etapa de destilación flash y la separación de sólidos, se denota en la Tabla 37 que la corriente no se encuentra en especificación, conteniendo principalmente agua, ácido láctico y glicerina. Además, se aprecian pérdidas de ácido láctico por el tope de ambos equipos junto con el agua separada. Sin embargo estas pérdidas acumuladas, se encuentran

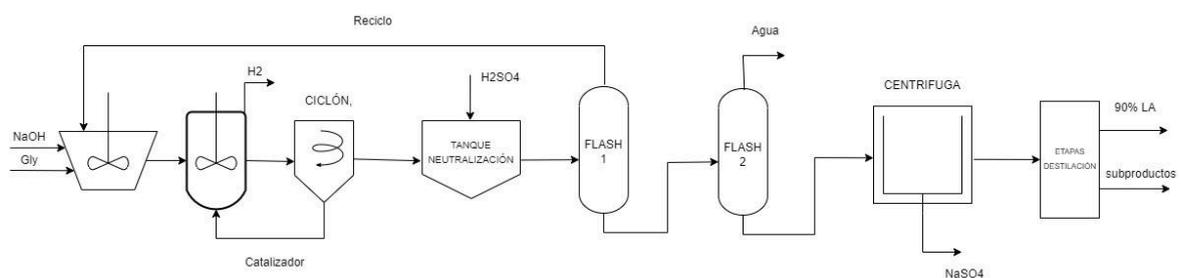
en torno al 5% del ácido láctico total. Luego, se decide no separar este porcentaje de ácido, ya que se considera bajo y no justificaría el diseño de otra etapa de separación.

Por otra parte, como la salida por tope del primer flash tiene un porcentaje elevado de agua (97,2%P/P) y alcanza el flujo requerido de agua de reciclo al reactor, se decide recircular esta corriente sin la necesidad de una etapa adicional de purificación. Además, como el primer flash se encuentra a 15 bar se puede suponer que la energía requerida para la presurización de la corriente recirculada será menor que la requerida para la presurización del agua obtenida en etapas posteriores, ya que trabajan a presión atmosférica.

En la Figura 39 se presenta un esquema preliminar del proceso planteado en este capítulo.

Figura 39

Esquema proceso (preliminar)



Nota: De elaboración propia

Luego, se propone diseñar la purificación de la corriente rica en ácido láctico (salida por fondo flash 2), con el objetivo de alcanzar la especificación del producto deseado, separar subproductos de valor comercial (1,2 propanodiol) y recuperar la glicerina remanente.

Primera torre de destilación

Según Iglesias O. y Paniagua C. N (2013), un factor que resulta de relevante importancia a la hora de diseñar una torre de destilación es la presión de operación, ya que influye tanto en el tipo de refrigerante que se utilizará en el condensador como en los costos. Cualquier desviación de las condiciones ambientales (presión y temperatura) genera un aumento en los costos, tanto fijos como operativos, siendo este incremento mayor cuanto más se aleje de dichas condiciones. Es por ello que se decide diseñar la torre a presión atmosférica.

-Método corto:

Para una estimación inicial de los parámetros de operación de la torre de destilación se utilizará la operación *Short Cut Column*. Los resultados de este método se utilizarán como valores semilla en el diseño riguroso de la torre ya que se obtienen de forma rápida y sencilla.

Un factor limitante a tener en cuenta es la temperatura máxima a la que puede operar el reboiler. Como se mencionó anteriormente, la temperatura de operación deberá ser menor a 300°C ya que, a temperaturas superiores, el producto sufre la posibilidad de degradación. A su vez, a temperaturas mayores a 290°C la glicerina puede degradarse. Al encontrarse la mayor temperatura en el fondo de la torre, el reboiler debe operar a una temperatura menor a la de degradación del producto y glicerina, asegurando así que no se sobrepasará este límite de 290°C.

Se propone el diseño de la primera torre de destilación, con el objetivo de separar por tope el agua remanente (componente más volátil) y por fondo los componentes más pesados, una mezcla de glicerina y ácido láctico. Cabe destacar, que a partir de las composiciones de la corriente alimentada a la torre (Tabla 37), aún eliminando todo el agua se obtendrá un máximo del 81%P/P de ácido láctico por la corriente del fondo, no cumpliendo con la especificación (90%P/P). Luego, será necesaria otra etapa de purificación.

Como se expresó anteriormente, la primera torre se diseñará para la separación por fondo del producto deseado (Ácido Láctico), de esta forma la corriente de tope (principalmente agua) no es de interés. UniSim Design R492 posee 2 tipos de condensadores; destilado como vapor total o destilado como líquido. Por esta razón, se plantea la utilización de un condensador vapor total, donde se elimina un vapor saturado por destilado y el condensado proporciona el reflujo. De esta forma se plantea una opción conservadora, para una corriente que luego se trabajará para integrar energéticamente.

Los resultados del método corto que se utilizarán como valor semilla se muestran en la Tabla 38.

Tabla 38

Resultados método corto primera columna de destilación

Tipo de condensador	VAPOR TOTAL
Clave liviano por fondo	1,2 Propanodiol (0,001 fracción molar)

Clave pesado por tope	Ácido Láctico (0,001 fracción molar)
Reflujo mínimo	0,03
Reflujo utilizado	1
Mínimo número de platos	6,2
Número de platos	8,71
Alimentación óptima	5,37

Nota: De elaboración propia

Se puede observar en la Tabla 38 que el reflujo mínimo estimado es muy pequeño. Este resultado puede tener sentido termodinámico, aunque en términos operativos puede implicar problemas hidráulicos, ya que un reflujo chico implica mucho destilado y poco líquido que vuelve a la torre. Luego, se decide utilizar para una primera estimación por el método corto un reflujo mayor, aunque a continuación en el método riguroso se evaluará su efecto en el número de etapas y calor requerido en el condensador y reboiler.

-Método riguroso:

El método riguroso disponible en el simulador Unisim Design R492 consiste en un análisis exhaustivo del funcionamiento de la torre de destilación, considerando tanto un diseño más detallado de su operación interna como las características constructivas generales de la torre.

Se utilizarán los valores calculados mediante el método corto como especificaciones tentativas del equipo para luego verificar si el mismo permite alcanzar los requerimientos planteados, lo que quiere decir que los resultados entre ambos métodos pueden diferir.

Antes de comenzar se debe evaluar el tipo de condensador que se utilizará en la torre. UniSim Design posee tres opciones: condensador total (nombrado *Total* en el simulador), condensador parcial (nombrado *Full Reflux*) y condensador con venteo (nombrado *Partial*).

El condensador total es aquel en donde toda la corriente gaseosa proveniente del primer plato de la torre pasa a estado líquido. Es la opción donde se requiere más energía ya que se deben condensar todos los componentes, incluyendo los más volátiles. Esto causa también que la temperatura sea la más baja.

Por otro lado en condensador parcial se obtiene la corriente de destilado en forma gaseosa y el condensado se recircula por la torre. Se requiere menor energía que en el primer caso, sin embargo se obtiene la corriente

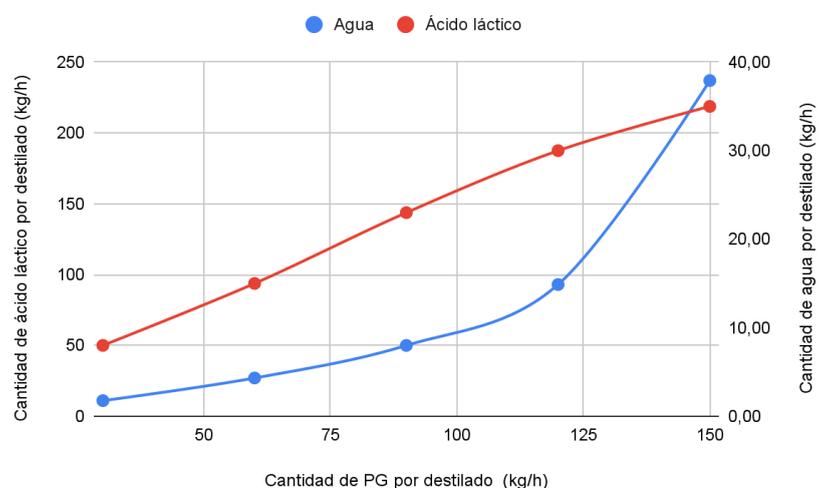
gaseosa y se debe tener en consideración que para pasarla a un estado líquido en una etapa posterior se requerirá de otro intercambiador, aumentando así los costos. Ésta opción puede ser útil si lo que se desea obtener es el destilado en estado vapor.

Por último, se tiene un condensador con venteo. Con éste se puede obtener una corriente gaseosa que contiene principalmente los componentes más volátiles y una corriente de destilado líquida. Requiere menor energía que el condensador total ya que permite separar parte de los componentes más volátiles y así obtener mayores temperaturas. Además, al trabajar en una T más alta, implica un costo menor en refrigerante, y un condensador más pequeño, menos sofisticado.

Al igual que para el método corto, en la torre planteada para ésta etapa no se optará por un condensador total, ya que ésta corriente no es la que contiene el producto de interés. Se pueden plantear entonces las otras dos opciones, condensador parcial o con venteo. El condensador con venteo es una opción atractiva, ya que la corriente destilada en estado vapor contendría, en un principio, agua de elevada pureza y la corriente destilada en estado líquido el componente clave liviano (1,2 propanodiol). Es por ello que se diseñó ésta opción para evaluar su factibilidad. En la Figura 40 se muestran los resultados de los flujos máxicos de cada componente de la corriente de destilado líquida, para diferentes flujos de 1,2 propanodiol, en condiciones de operación óptimas.

Figura 40

Flujo máxico de agua y ácido láctico por destilado en fase líquida dependiendo del flujo máxico de 1,2 propanodiol



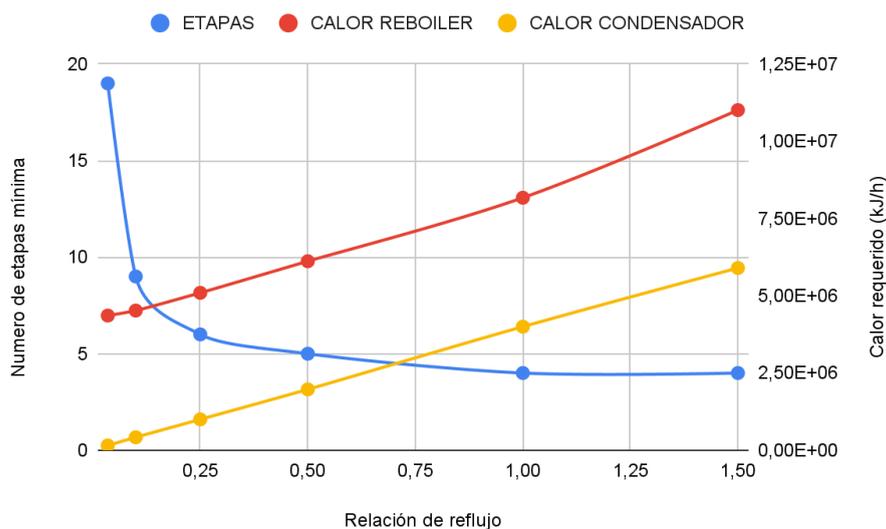
Nota: De elaboración propia

Se puede observar que a medida que aumenta el flujo másico de 1,2 propanodiol el flujo másico de ácido láctico y agua aumentan. El agua aumenta de forma exponencial. Luego, la opción del condensador con venteo no resulta óptima ya que requerirá en todos los casos de una etapa posterior de separación, ya que no llegará a la especificación para la comercialización del PG (90%P/P).

Luego, se decide diseñar la torre con un condensador parcial. Como se mencionó anteriormente, la relación de reflujo mínima estimada es pequeña, por lo que se decide evaluar la condición óptima, analizando el efecto de este parámetro en los calores intercambiados en el condensador y reboiler, y el número de etapas requeridas. A continuación, en la Figura 41, se resumen los resultados para distinto número de etapas.

Figura 41

Número de etapas mínima y calor de reboiler dependiente de la relación de reciclo para una torre de condensador parcial.



Nota: De elaboración propia

En primera instancia, se observa que el efecto de la relación de reflujo sobre el número de etapas es el esperado. A mayor relación de reflujo, menor será el número de etapas. Sin embargo, tendrá un efecto negativo en el calor intercambiado en el reboiler y condensador, aumentando estos a mayor relación de reflujo. Luego, se opta por elegir como condición óptima, aquella que disminuya el número de etapas, sin aumentar significativamente el calor. Se observa que el número de etapas tiene un comportamiento asintótico, por lo que trabajar a relaciones mayores a 0,75 no tendrá ningún efecto en este parámetro, mientras que a relaciones

menores a 0,25 el número de etapas será muy sensible. Por otra parte, se denota que el calor del reboiler y condensador, tienen un comportamiento lineal con la relación de reflujo. Entonces, se decide optar por una relación de reflujo intermedia de 0,5.

Las condiciones de operación óptima de la torre se muestran en la Tabla 39.

Tabla 39

Resultados método riguroso para la primera columna de destilación

Tipo de condensador	FULL REFLUX
Condición de trabajo 1	Reflujo 0,5
Condición de trabajo 2	80% fracción másica de ácido láctico en residuo
Número de platos	6
Alimentación óptima	4
Temperatura de condensador(°C)	123,9
Temperatura de reboiler (°C)	221,8
Presión de trabajo (KPa)	100
Calor de reboiler (kJ/hr)	$6 \times 10^{+06}$
Calor de condensador (kJ/hr)	$1,9 \times 10^{+06}$

Nota: De elaboración propia

-Dimensionamiento y características constructivas:

El dimensionamiento de la torre se realizará utilizando la herramienta *Tray Sizing* de UniSim Design. Según McCabe (2005) esta etapa del diseño es de suma importancia ya que determina la operación de esta etapa, en términos de la flexibilidad de la torre frente a condiciones variables, posible aparición de problemas y capacidad de separación del producto deseado. Corregir estos inconvenientes con la torre ya construida puede ser extremadamente costoso o significar que la operación sea inviable.

En primera instancia, debe elegirse el tipo de torre a diseñar. Los diseños más utilizados en la industria son la torre de platos y la torre rellena. Según McCabe (2005) las columnas rellenas suelen ser utilizadas para separaciones sencillas donde el diámetro de la torre sea pequeño y el flujo moderado. Según Sinnott (2005), la utilización de rellenos empacados debe ser considerada necesariamente para diámetros menores a 0.6m, ya que la instalación de platos no será económicamente viable. En general son menos costosas que las torres de platos y la caída de presión es menor.

Sin embargo, se dificulta la distribución del líquido en columnas de mayores alturas y diámetros, ya que el líquido tiende a moverse a través de ciertos caminos, disminuyendo en dichos sectores el flujo de vapor y por lo tanto afectando la eficiencia en la separación. Según Sinnott (2005), las torres de platos suelen ser utilizadas cuando hay presencia de sólidos ya que es más sencillo el acceso para el mantenimiento. En cambio en las torres rellenas suelen reemplazarse los rellenos cuando estos pierden efectividad.

Luego de comparar los tipos de torres, se decide la utilización de una torre de platos. Uno de los motivos para seleccionar este diseño es la precipitación de sólidos en la torre. Si bien se asume la separación completa de los sulfatos en una etapa anterior a razón de los balances, es factible que la separación no sea perfecta y que precipiten sólidos en las etapas de destilación. Otro motivo es que como se trabaja a presiones cercanas a la atmosférica, y no a vacío, la caída de presión no será significativa, por lo que la selección de un relleno empacado en este sentido no será relevante. Por otra parte, considerando que se propone como diseño óptimo aquel con menor número de etapas (mayores relaciones de reflujo) y se trabaja con un caudal elevado, se esperan diámetros de torre considerables, por lo que se decide utilizar la torre de platos.

Una vez definido el diseño de una torre de platos, debe seleccionarse el tipo de plato: *Sieve*, *Valve* o *Bubble Cup*. Según Sinnott (2005), los principales factores a tener en cuenta para la elección del tipo de plato son el costo, el rango operativo y la pérdida de carga. En términos de costo, el *Bubble Cup* es el más costoso seguido del *Valve* y finalmente de *Sieve*. Si bien el *Valve* es menos económico que el *Sieve*, no difiere significativamente. En cuanto al rango de operación, se refiere al rango de flujos de líquido y vapor en los que el plato opera satisfactoriamente y se relaciona con la flexibilidad del diseño frente al cambio en las condiciones de operación. Los platos tipo *Valve* son una opción mucho más flexible que los *Sieve*, aunque los *Bubble Cup* son la mejor opción sin perder de vista que son los más costosos. Por otra parte, en cuanto a la pérdida de carga los *Sieve* producen la menor, seguidos de *Valve* y *Bubble Cup*.

Se realizó el dimensionamiento para los tres tipos de platos y los resultados se plasmaron en la Tabla 40.

Tabla 40

Características de la torre para cada tipo de plato

Tipo de plato	Sieve		Valve		Bubble Cup	
Sección	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo
Diámetro de torre (m)	0,91	1,03	0,91	1,03	0,91	1,03
Altura de torre (m)	1,83	1,83	1,83	1,83	1,83	1,83
Caída de presión en torre (kPa)	1,28	1,39	2,24	2,77	4,20	4,89
Porcentaje de inundación máximo	71,7	73,4	65,2	61,3	74,7	76,6
Ancho del plato (mm)	3,18		3,18		3,18	
Altura del líquido en plato (mm)	203		152		203	
Espaciamiento entre platos (mm)	610		610		610	
Área de agujeros (%)	15,3		15,3		15,3	
Advertencias	Weeping		No hay		No hay	

Nota: De elaboración propia

En la Tabla 40 se observa que la elección de platos tipo *Sieve* advierte la presencia de *Weeping* (o lloriqueo) en las condiciones de trabajo. Este fenómeno ocurre cuando el flujo de vapor es insuficiente para mantener el nivel de líquido en el plato. Sin embargo, no se produce para los otros diseños de plato, debido a que sus características constructivas no lo permiten.

Luego, al considerar las diferencias presentadas anteriormente, en términos de costo, flexibilidad y pérdidas de carga, se decide diseñar platos del tipo *Valve*, ya que resultan una opción intermedia entre los platos *Sieve* y *Bubble Cup*, y además no presenta *Weeping*.

Se destaca que el simulador brinda los datos de las características de la torre por sección, presentando cada una su propio diámetro. Sin embargo, en la realidad que la torre posea diámetros diferentes no es práctico. Por ello se decide forzar un único diámetro en la torre y simular sus características constructivas de ésta forma.

Por último, las condiciones de operación finales, características y los caudales resultantes se muestran en la Tabla 41.

Tabla 41*Resultados método riguroso para la primera columna de destilación*

Tipo de condensador	FULL REFLUX	
Reflujo	Reflujo 0,5	
Número de platos	6	
Alimentación óptima	4	
Temperatura de condensador (°C)	123,9	
Temperatura de reboiler (°C)	221,8	
Presión de trabajo (kPa)	100	
Calor de reboiler (kJ/hr)	6x10 ⁺⁰⁶	
Calor de condensador (kJ/hr)	1,9x10 ⁺⁰⁶	
Tipo de plato	Valve	
Altura total de la torre (m)	3,66	
Diámetro (m)	1,07	
Caída de presión total (kPa)	4,36	
Porcentaje de inundación máximo	61,29 %	
Compuesto (kg/min)	Salida tope	Salida fondo
Agua	20,2	<0,001
Ácido Láctico	0,066	62,3
1,2 Propanodiol	2,65	1,14
Glicerina	<0,001	14,4
Ácido Acético	0,071	<0,001

Nota: De elaboración propia*Segunda torre de destilación*

Como se mencionó anteriormente, para cumplir con el requisito de pureza del producto se deberá realizar una etapa de destilación adicional. La corriente de residuo proveniente de la primera torre se ingresará a una segunda torre de destilación con el fin de obtener ácido láctico con el nivel de pureza deseado en el destilado y glicerina en el residuo.

-Método corto:

En la Tabla 42 se muestran los resultados del método corto. Para realizarlo se tuvieron en consideración las condiciones limitantes mencionadas anteriormente. Además, se decidió utilizar un condensador total ya que se desea obtener el producto en estado líquido. A diferencia de la torre anterior, el reflujo mínimo estimado mediante el método corto no fue pequeño, por lo que se decidió utilizar un valor de reflujo de

aproximadamente un 20% por encima del reflujo mínimo, tal como se indica en bibliografía (Iglesias O. y Paniagua C. N., 2013).

Tabla 42

Resultados método corto segunda columna de destilación

Tipo de condensador	LÍQUIDO TOTAL
Clave liviano por fondo	Ácido Láctico (0,001 fracción molar)
Clave pesado por tope	Glicerina (0,001 fracción molar)
Reflujo mínimo	0,16
Reflujo utilizado	0,2
Mínimo número de platos	6,54
Número de platos	19,5
Alimentación óptima	6,82

Nota: De elaboración propia

-Método riguroso:

Los resultados obtenidos para la segunda torre por el método riguroso se muestran en la Tabla 43.

Tabla 43

Resultados método riguroso para la segunda columna de destilación

Tipo de condensador	TOTAL
Condición de trabajo 1	Reflujo 0,2
Condición de trabajo 2	90% fracción másica de ácido láctico en destilado
Ácido láctico por tope (kg/min)	62,3
Número de platos	5
Alimentación óptima	2
Temperatura de condensador (°C)	217,8
Temperatura de reboiler (°C)	287,2
Presión de trabajo (kPa)	100
Calor de reboiler (kJ/hr)	$3,26 \times 10^{+06}$
Calor de condensador (kJ/hr)	$3,19 \times 10^{+06}$

Nota: De elaboración propia

Cabe mencionar que la temperatura del reboiler resulta cercana a la temperatura de descomposición de la glicerina (290°C). Luego, se propone

trabajar a presiones reducidas (menores a la atmosférica), de manera de reducir la temperatura de operación. Se decide fijar un margen de seguridad de 20°C, es decir, una temperatura de reboiler de 270°C.

No se debe perder de vista que al trabajar a presiones reducidas la pérdida de carga a través de la torre podrá ser relevante. Sin embargo, preliminarmente se decide estimar que la presión de reboiler sea igual a la del condensador y luego al dimensionar la torre evaluar el impacto de las pérdidas de carga estimadas.

Se repite el cálculo de la torre por el método riguroso, manteniendo la relación de reflujo óptima, número de etapas y plato de alimentación. Los resultados obtenidos para la segunda torre se muestran en la Tabla 44.

Tabla 44

Resultados método riguroso para la segunda columna de destilación

Tipo de condensador	TOTAL
Condición de trabajo 1	Reflujo 0,2
Condición de trabajo 2	90% fracción másica de ácido láctico en destilado
Ácido láctico por tope (kg/min)	62,3
Número de platos	5
Alimentación óptima	2
Temperatura de condensador (°C)	202,8
Temperatura de reboiler (°C)	269,9
Presión de trabajo (kPa)	61
Calor de reboiler (kJ/hr)	$3,15 \times 10^{+06}$
Calor de condensador (kJ/hr)	$3,30 \times 10^{+06}$

Nota: De elaboración propia

Se determina que la presión máxima de operación del reboiler es de 0,61 bar, de manera de asegurar temperaturas menores a 270°C a lo largo de la torre.

Comparando los resultados obtenidos a presión reducida con los obtenidos anteriormente a presión atmosférica, se denota que el calor intercambiado en el reboiler disminuye mientras que el calor del condensador aumenta. Además, se denota que el flujo de ácido láctico en especificación aumenta despreciablemente (3.735,9 a 3.736,1 kg/hr)

-Dimensionamiento y características constructivas:

Al considerar los criterios expuestos en el diseño de la primera torre, uno de los motivos por el cual elegir una torre de platos fue la precipitación de sólidos (sulfatos). Sin embargo, en esta segunda torre la precipitación de sólidos podría despreciarse, ya que debido a la eliminación de agua el precipitado se alojará en los platos de la primera torre pero difícilmente podrá alcanzar la alimentación a la segunda. Cabe mencionar que operativamente si existiesen problemas de precipitado en la segunda torre, podría analizarse la posibilidad de implementar otra etapa de separación de precipitado entre torres. Luego, se decide diseñar una torre rellena, ya que resultan menos costosas, maximizan la transferencia de masa y producen menores caídas de presión.

Los rellenos para torres pueden ser aleatorios o empacados, donde los primeros consisten en pellets de distintas geometrías y tamaños que se auto empaquetan por peso y densidad. Son normalmente más económicos pero tienen como problemática la canalización de líquido por empaque no ideal.

Por otro lado, los rellenos empacados son construidos por distintas empresas y constan de un material doblado de forma de generar una geometría regular que le permita tener una alta área superficial. Son mucho más costosos y suelen utilizarse para separaciones complejas que necesitan muchos platos, separación en alto vacío o para aumentar la capacidad disminuyendo el reflujo. Como nuestra separación no es ni compleja ni requiere operar a vacío elevado, se decide utilizar un relleno aleatorio.

Por otro lado, se debe definir el material del relleno. En este caso se trabaja con ácido láctico que saldrá al 90%P/P por lo que un metal puede presentar corrosión ácida. Otra opción es el relleno plástico, sin embargo no suele utilizarse en destilación por la degradación de la temperatura (Sinnot, 2005). Finalmente, el material utilizado se definió como cerámica ya que no se utilizan ni bases fuertes ni es una operación inestable que pueda romperlos.

Para la definición del tamaño de relleno se utiliza el criterio planteado por Sinnot (2005) donde según el diámetro se define un rango de tamaño del relleno. Si el diámetro de la columna es menor a 0,3 m el relleno se recomienda que sea menor a 1 pulgada, si está entre 0,3 y 0,9 m entre 1 y 1,5 pulgada y mayor de 0,9 m de 2 a 3 pulgada.

Luego, se decide estimar las dimensiones de la torre a partir de los rellenos precargados en el simulador UniSim. Se opta por utilizar Intalox Saddles de la marca Norton de 2 pulgadas, ya que cumple con el criterio de Sinnott. A continuación en la Tabla 45 se exponen las características constructivas de la torre.

Tabla 45

Especificaciones constructivas de la segunda torre de destilación

Tipo de relleno	Norton Intalox Saddles 2 in (Ceramic)
Diámetro (m)	0,91
Altura (m)	2,43
HETP (m)	0,49
Caída de presión total (kPa)	0,48
% máximo de inundación	52,85

Nota: De elaboración propia

Por otra parte, se denota que las pérdidas de carga resultan en 0,48 kPa a lo largo de la torre, es decir, un 0,78% de la presión del reboiler. Luego, se puede asumir que las pérdidas de carga son despreciables.

De igual forma que para la primera torre, se realiza una tabla resumiendo las condiciones de operación de la segunda torre (Tabla 46).

Tabla 46

Resultados método riguroso para la segunda columna de destilación

Tipo de condensador	TOTAL
Reflujo	Reflujo 0,2
Número de etapas teóricas	5
Alimentación óptima	2
Temperatura de condensador (°C)	202,8
Temperatura de reboiler (°C)	269,9
Presión de trabajo (kPa)	61
Calor de reboiler (kJ/hr)	$3,15 \times 10^{+06}$
Calor de condensador (kJ/hr)	$3,3 \times 10^{+06}$
Tipo de relleno	Norton Intalox Saddles 2 in (Ceramic)
Altura total de relleno de la torre (m)	2,43
Diámetro (m)	0,91

Caída de presión total (kPa)	0,48	
Porcentaje de inundación máximo	52,85 %	
Compuesto (kg/min)	Salida tope	Salida fondo
Agua	<0,001	<0,001
Ácido Láctico	62,3	0,003
1,2 Propanodiol	1,14	<0,001
Glicerina	5,78	8,65
Ácido Acético	<0,001	<0,001

Nota: De elaboración propia

Tercera torre de destilación

Se propone realizar una tercera torre de destilación con el fin de obtener 1,2-propanodiol (PG) en especificación para su comercialización. Esta torre se evaluará como una posible opción sin ser necesaria su implementación para la obtención del producto principal (ácido láctico). Por lo tanto, se considerará desde una perspectiva económica para determinar su viabilidad y rentabilidad a largo plazo. Esta evaluación garantizará que la decisión de implementar la torre se alinee con los objetivos financieros y estratégicos de la empresa, más allá del objetivo de producción establecido.

La alimentación de esta torre corresponde a la corriente de salida por tope de la primera torre de destilación, cuya composición se observa en el **Anexo H**.

-Método corto:

Si bien se implementó la herramienta para encontrar valores semilla para el método riguroso, no se pudo llegar a un resultado coherente por problemas de convergencia de este método, por lo que se procedió a realizar el método riguroso.

Los valores semilla propuestos para comenzar la iteración se muestran en la Tabla 47.

Tabla 47

Valores semilla tercer torre de destilación

Tipo de condensador	TOTAL
Condición de trabajo 1	Reflujo 1
Condición de trabajo 2	99% fracción másica de agua por tope
Número de platos	10

Alimentación óptima	5
Presión de trabajo	100 kPa

Nota: De elaboración propia

-Método riguroso:

Al igual que la primera torre, se decide operar a 1 bar, sin perder de vista las temperaturas de descomposición de los productos a separar. Luego, en la Tabla 48 se detallan los resultados óptimos en relación al calor requerido, número de etapas y PG recuperado.

Tabla 48

Resultados método riguroso para la tercera columna de destilación

Tipo de condensador	TOTAL
Condición de trabajo 1	Reflujo 0,5
Condición de trabajo 2	99% fracción másica de agua por tope
Número de platos	4
Alimentación óptima	2
Temperatura de condensador (°C)	99,64
Temperatura de reboiler (°C)	148,4
Presión de trabajo (kPa)	100
Calor de reboiler (kJ/hr)	$1,15 \times 10^{+06}$
Calor de condensador (kJ/hr)	$1,33 \times 10^{+06}$

Nota: De elaboración propia

De ésta forma, se obtiene una corriente líquida por fondo del 91,9% de pureza en 1,2 propanodiol, con un flujo de 159 kg/h.

-Dimensionamiento y características constructivas:

En este caso, al igual que con la segunda torre, no se denota la presencia de sólidos que puedan precipitar, por lo que se decide el diseño de una torre rellena.

Al igual que con la segunda torre se opta por un relleno de la base de datos del simulador UniSim, y aplicando el criterio de Sinnott (2005) se decide utilizar un relleno del tipo Intalox Saddles de la marca Norton de 1.5 pulgadas. A continuación en la Tabla 49 se resumen las dimensiones de la torre calculadas.

Tabla 49*Especificaciones constructivas de la tercera torre de destilación*

Tipo de relleno	Norton Intalox Saddles 1,5 in (Ceramic)
Diámetro (m)	0,76
Altura (m)	1,84
HETP (m)	0,46
Caída de presión total (kPa)	0,04
% máximo de inundación	15,4

Nota: De elaboración propia

Al igual que con la segunda torre la caída de presión resulta despreciable, ya que representa el 0,04% de la presión del reboiler.

A continuación en la Tabla 50, se resumen las condiciones de operación de la tercer torre.

Tabla 50*Resultados método riguroso para la tercera columna de destilación*

Tipo de condensador	TOTAL	
Reflujo	Reflujo 0,5	
Número de etapas teóricas	4	
Alimentación óptima	2	
Temperatura de condensador	99,64	
Temperatura de reboiler	148,4	
Presión de trabajo	100	
Calor de reboiler	1,15x10 ⁺⁰⁶	
Calor de condensador	1,33x10 ⁺⁰⁶	
Tipo de relleno	Norton Intalox Saddles 1.5 in (Ceramic)	
Altura total de relleno de la torre (m)	1,84	
Diámetro (m)	0,76	
Caída de presión total (kPa)	0,04	
Porcentaje de inundación máximo	15,4 %	
Compuesto (kg/min)	Salida tope	Salida fondo
Agua	20	0,17
Ácido Láctico	<0,001	0,066
1,2 Propanodiol	<0,001	2,65
Glicerina	<0,001	<0,001
Ácido Acético	0,071	<0,001

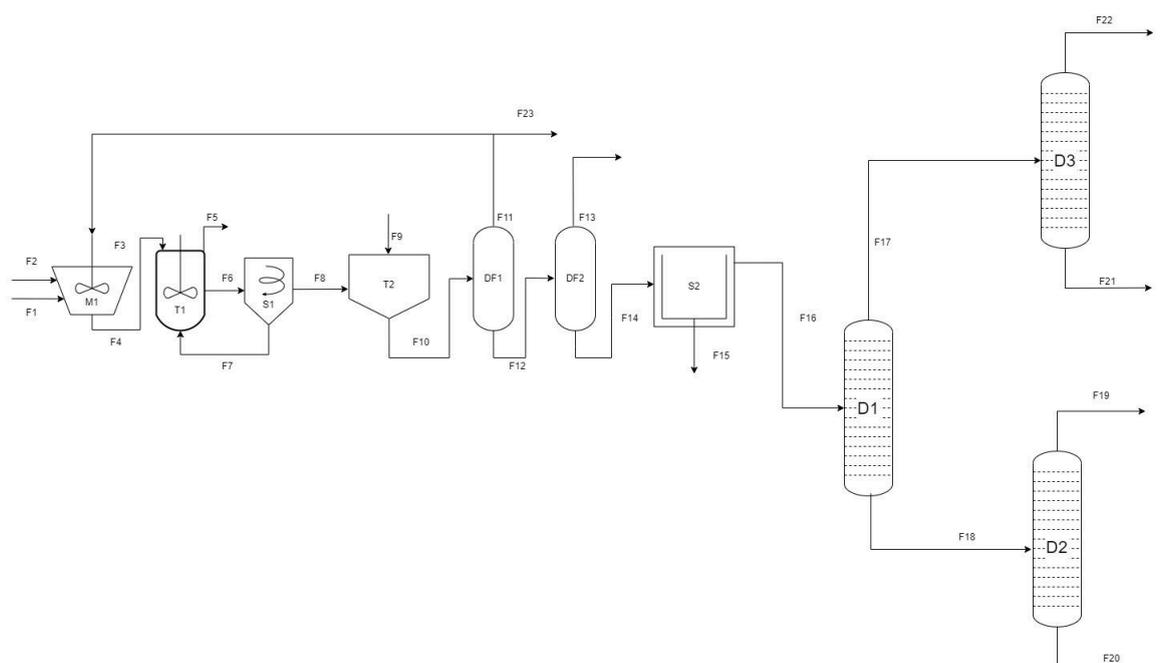
Nota: De elaboración propia

BALANCES DE MASA Y DIAGRAMA DE PROCESO

A continuación en la Figura 42 se presenta el diagrama de proceso, donde se esquematizan las distintas etapas de reacción y purificación diseñadas hasta el momento. Además, en el **Anexo H** se detalla la composición y condiciones de cada una de las corrientes involucradas.

Figura 42

Diagrama de proceso



Nota: De elaboración propia

En primer lugar, se destaca la formación de una corriente rica en glicerina (F20), con una pureza del 90%P/P. Se decide recuperar esta corriente para su reacción como materia prima y recircularla al tanque de glicerina. Sin embargo, cabe mencionar que esta corriente se encuentra impurificada por otra denominada “otros”.

Es relevante destacar que no se reconoce efectivamente la composición de la corriente de “otros”, aunque se espera que pueda estar constituida por agua, hidrógeno, carbonato de sodio o intermediarios de reacción. Otra posible justificación de la aparición de esta corriente está ligada a la estequiometría de reacción, dado que se asume para todos los casos estequiometría 1:1. Luego, se puede haber incurrido en un error al asumir la estequiometría en el modelo, lo que podría significar esta diferencia en los balances de masa. Además, cabe recordar que la formación de hidrógeno y agua no está relevada en el paper de donde se obtuvo el mecanismo de

reacción y cinética, por lo que se presentaron distintas asunciones en el Capítulo 2 para cuantificarlo, las cuales también pudieron ser erróneas.

Luego, en este capítulo se decidió asumir que esta corriente de “otros” saldrá junto a la glicerina en F20. Entonces como no se conoce su composición no se pueden tomar decisiones en cuanto la purificación de esta corriente. En caso, de que la corriente sea agua o hidrógeno, componentes más volátiles, serán separados en etapas anteriores, lo cual no significa un problema de diseño importante, y finalmente la pureza de la glicerina obtenida aumentará. Cabe mencionar, que en el estudio de la ingeniería de detalle será relevante estudiar la cinética en las condiciones de operación en escala laboratorio y piloto, con el objetivo de determinar la validez del modelo cinético y los productos de reacción.

Por otra parte, como se mencionó anteriormente en este capítulo se decidió recircular parte de la corriente de agua separada en el primer flash al reactor (F3). La corriente obtenida del flash es agua al 97%P/P, cuyas impurezas son el ácido láctico, 1,2 propanodiol, ácido acético y glicerina. Sin embargo, para evitar modificaciones en las condiciones de reacción debido a la presencia de estos componentes y considerando su baja concentración, se decide asumir que esta corriente es agua 100% P/P. Luego se asume que todas las impurezas del agua salen por F23.

Si se observa el **Anexo H** se ve que se presenta un error entre las salidas y entradas. Esto puede deberse al error asociado con el método numérico utilizado por el simulador o al redondeo entre balances hechos a mano y el simulador. Si bien este error existe se considera despreciable.

CAPÍTULO 5

DEFINICIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

CAPÍTULO 5: DEFINICIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

RESUMEN EJECUTIVO

Este capítulo se centra en la definición y selección de equipos auxiliares y en la integración energética dentro del proceso de producción de ácido láctico.

En primer lugar, se describe la implementación de un sistema de mezclado para las corrientes de glicerina, hidróxido de sodio y vapor de agua, con el objetivo de lograr una mezcla homogénea. El diseño incluye un tanque agitado y un tanque de burbujeo, lo que permite la recirculación del agua separada como vapor y el aprovechamiento de su calor. Además, se destaca la necesidad de presurización y calentamiento, por lo que se dimensionan bombas y sistemas de intercambio de calor.

Por otra parte, se destaca la importancia de la integración energética mediante el análisis pinch, ya que permite maximizar la eficiencia energética del proceso. Se identificaron las oportunidades para el intercambio de energía entre corrientes frías y calientes, reduciendo la necesidad de utilizar corrientes auxiliares adicionales y disminuyendo los costos operativos. A partir de un análisis detallado de las corrientes de proceso, se diseñaron redes de intercambiadores de calor que priorizan la transferencia térmica eficiente y el control preciso de la temperatura.

Asimismo, se aborda el diseño de sistemas de transporte de sólidos y fluidos, con especial atención en la selección de materiales adecuados para soportar condiciones corrosivas y de altas temperaturas. Se dimensionan las tuberías, bombas, calderas de fluido térmico y torres de enfriamiento necesarias. La elección de estos equipos y tecnologías está orientada a maximizar la seguridad, la eficiencia operativa y minimizar los costos de mantenimiento, garantizando la viabilidad técnica y económica del proceso.

ACONDICIONAMIENTO DE MATERIA PRIMA

En capítulos anteriores se propuso la recirculación del agua separada mediante destilación flash al reactor en pos de alcanzar una determinada concentración de reactivos. Para ello se decidió mezclar esta corriente con las materias primas. Cabe destacar que el mezclado no resulta sencillo ya que las corrientes se encuentran en distintas condiciones de temperatura y presión, y estado de agregación. A continuación en la Tabla 51 se resumen las condiciones de las corrientes a mezclar.

Tabla 51

Condiciones de las corrientes a mezclar

Corrientes	Estado	Presión [bar]	Temperatura [°C]	Flujo (kg/min)
Vapor de agua (F3)	vapor	15	207	86,8
Glicerina 50% (F1)	líquido	1	25	179
NaOH (F2)	sólido	1	25	50,6

Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo H**

En primer lugar, se decide mezclar la corriente de glicerina (F1) con la de hidróxido de sodio (F2). Cabe mencionar, que se desprecia el avance de la reacción debido a la ausencia de catalizador y bajas temperaturas. Además, en el capítulo 4 se asume que la materia prima ingresa a una temperatura de 25 °C. Por otra parte, en el Capítulo 3 se demostró que el cambio en la temperatura debido a la solubilización del hidróxido era apreciable resultando la temperatura de la corriente de materia prima a la salida de esta etapa en 67°C. Sin embargo, como esta temperatura no es excesivamente elevada, y no existe riesgo de cambio de fase en esta primera etapa de mezclado, se opta por el diseño de un tanque agitado con un sistema de descarga para la dosificación de los pellets de hidróxido de sodio.

En primer lugar se debe calcular la capacidad del tanque agitado. Para la simplificación del diseño y considerando que el hidróxido de sodio es muy soluble en agua, se decide fijar el tiempo espacial en 5 min. Además, se estima el caudal volumétrico ingresando las corrientes en el simulador UniSim Design R492 (ver Tabla 51). Cabe mencionar que las condiciones de mezclado se especifican en 67 °C y 1 bar. Entonces, se obtiene un caudal de 0,251 m³/min y consiguientemente una capacidad del tanque de 1,25 m³.

Otro parámetro importante es el diseño del sistema de agitación y cálculo de potencia requerida. Para ello, se decide aproximar el tanque con H=T= 1,17 m (Ver Figura 21 en Capítulo 3). Se decide utilizar un impulsor de alta

eficiencia, como el PBT 45° ($N_p=1,3$ con $Re>10.000$) para mantener un agitado homogéneo. En la Tabla 14 del capítulo 3 se resumen las propiedades del impeller. Luego, el diámetro del impeller resulta en $D=0,58$ m. Por otra parte, no se encontraron en bibliografía velocidades de agitación recomendadas para la disolución del hidróxido. Luego, como la solubilización del hidróxido es muy rápida se asume que se requerirá una velocidad de agitación baja, por lo que se estima arbitrariamente en torno a las 200 rpm. Además, a partir del UniSim se obtiene la densidad y viscosidad de la mezcla dentro del tanque en las condiciones de mezclado. Finalmente, se estima que la potencia de agitación requerida es de 3,01 kW y se verifica que el Re es mayor a 10.000.

Para efectuar la mezcla entre la corriente obtenida en el proceso anterior con el agua proveniente del flash, se propone el diseño de un tanque de burbujeo, donde se inyecte el vapor de agua en la mezcla de glicerina e hidróxido de sodio para lograr su homogeneización. De esta manera se aprovecha el calor de la corriente vapor, por lo que se espera requerir menos calor para alcanzar la temperatura de operación del reactor (230 °C).

Se decide presurizar la corriente de salida del primer mezclador hasta alcanzar los 14 bar, de manera de asegurar una diferencia de presión con el vapor inyectado suficiente para que el mismo burbujee. Para ello, posteriormente en este capítulo se dimensionará el sistema de bombeado.

A partir del simulador UniSim se detecta que la mezcla obtenida fue mayoritariamente líquida, siendo la fracción de vapor en torno al 3%P/P y la temperatura 207,1 °C. Es importante que la corriente se encuentre en estado líquido para su posterior presurización hasta 28 bar, ya que la presurización de mezclas líquido vapor complejizan el bombeado, pudiendo implicar problemas de funcionamiento de las bombas. Cabe mencionar, que una forma de controlar el cambio de fase es con un sistema de intercambio de calor. Un diseño sencillo puede ser la incorporación de un serpentín dentro del segundo tanque de mezclado. Entonces, a partir del simulador UniSim se estima que para lograr eliminar la fracción de vapor se requiere un intercambio de -193 kW, siendo la temperatura de salida del tanque 206,7 °C. Cabe destacar que más adelante en este capítulo se diseñará el sistema de intercambio de calor e integración energética. Sin embargo, se puede mencionar que una opción económica podría ser la utilización de agua de torre como fluido refrigerante.

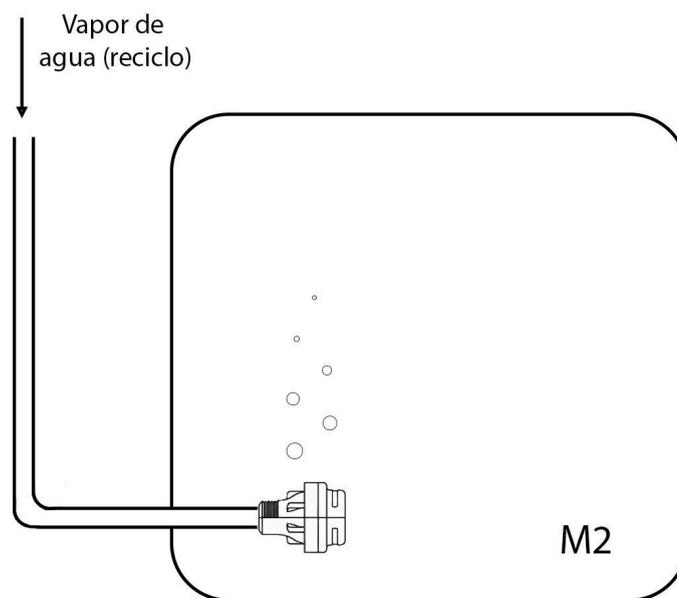
Para el diseño del tanque de burbujeo, en primer lugar se debe calcular su capacidad. Se decide fijar el tiempo espacial en 5 min. Luego, a partir del

UniSim se estima el caudal volumétrico (0,423 m³/min) y en consecuencia se determina que la capacidad del tanque es 2,14 m³.

En cuanto al diseño del sistema de inyección de vapor los parámetros que deben considerarse para su correcta elección es la presión y flujo de vapor. En este caso, el vapor proveniente del flash se encuentra a 15 bar y su flujo másico es de 89 kg/min (5.340 kg/hr). Luego, se opta por la utilización de un sistema de inyección como se observa en la figura 43 de la marca Spirax Sarco. El fabricante recomienda para el caudal y presión de operación del tanque la utilización de 3 inyectores IN40M en paralelo para asegurar una mezcla y circulación adecuadas, y minimizar las zonas muertas. Se recomienda la instalación equiespaciada de los inyectores a lo largo del ancho del tanque y cercanos al fondo del mismo.

Figura 43

Esquema del sistema de inyección de vapor



Nota: De elaboración propia

Por otra parte, se debe diseñar el sistema de agitación y estimar la potencia requerida. Cabe destacar que si bien se espera que la inyección de vapor reduzca la potencia requerida de agitación, Treybal (1980) recomienda su diseño sin considerar este efecto de manera de evitar su sobrecarga en el caso de que el suministro de vapor se interrumpiera. Se aproxima el tanque con $H=T=1,398$ m (Ver Figura 21 en Capítulo 3). Además, se decide utilizar un impulsor de alta eficiencia, como el PBT 45° ($N_p=1,3$ con $Re>10000$) para mantener un agitado homogéneo y asegurar la

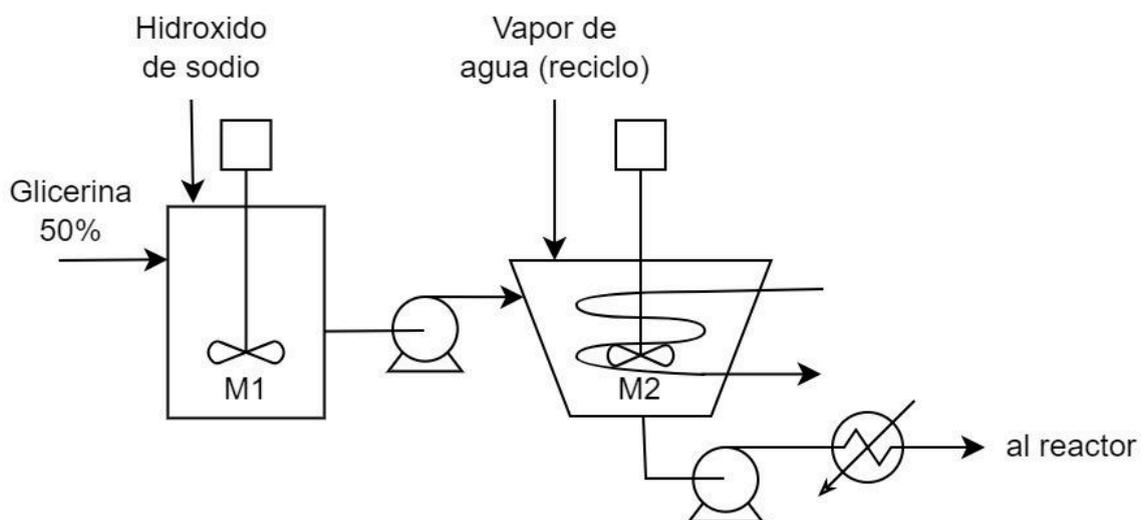
transferencia de calor entre fases. En la Tabla 14 del capítulo 3 se resumen las propiedades del impeller. Luego, el diámetro del impeller resulta en $D=0,699$ m. Por otra parte, al igual que con el tanque anterior no se encuentra en bibliografía una velocidad de agitación recomendada. Luego, se decide arbitrariamente una velocidad de 200 rpm. Cabe mencionar, que en este caso la dificultad de mezclado radica en el contacto entre fases de manera de asegurar la transferencia de calor y masa, por lo que será recomendable en el diseño de detalle evaluar experimentalmente (escala piloto) la agitación requerida. A partir del UniSim se obtiene la densidad y viscosidad de la mezcla dentro del tanque en las condiciones de mezclado. Finalmente, se estima que la potencia de agitación requerida es de 5,92 kW y se verifica que el Re es mayor a 10.000.

Finalmente, luego de la presurización hasta 28 bar se plantea el calentamiento de la corriente hasta los 230 °C. Para ello, posteriormente en este capítulo se diseñará el sistema de intercambio de calor.

En la Figura 44 se esquematiza el sistema de mezclado resultante, considerando las etapas de bombeado e intercambio de calor.

Figura 44

Esquema del sistema de acondicionamiento de las materias primas



Nota: De elaboración propia

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La integración energética es crucial en el diseño de un proceso productivo. A lo largo del proyecto, se mencionó diferentes corrientes con distintas temperaturas, algunas de ellas requieren de enfriamiento mientras que otras necesitan aumentar su temperatura. Por esta razón, es importante analizar si es posible intercambiar energía entre estas corrientes, lo que podría evitar el uso de corrientes auxiliares adicionales. El uso excesivo de estas corrientes auxiliares incrementa los costos, lo que podría afectar negativamente la rentabilidad del proyecto. Una herramienta muy útil a la hora de realizar una integración energética es el análisis pinch.

Análisis Pinch

El análisis Pinch es una herramienta utilizada para la integración energética del proceso, optimizando así su recuperación y minimizando los costos. Esto significa el aprovechamiento de corrientes calientes y frías de proceso como fluidos de intercambio energético.

Tabla 52

Corrientes frías y calientes de proceso

Corriente	Condición de corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	ΔH (kW)
FR	Caliente	207,1	206,7	-192,3
F4	Fría	206,7	230	501
F10'	Fría	202,9	207	3.058
F12'	Fría	107,1	123	1.896
F23	Caliente	207	40	-563
F13	Caliente	123	40	-3.298
F17'	Caliente	155,6	123,9	-534,3
F18'	Fría	216,8	221,8	1667
F22'	Caliente	99,78	99,63	-369,5
F21'	Fría	108,8	148,5	318
F22	Caliente	99,63	40	-822,1
F21	Caliente	148,5	40	-16,27
F19'	Caliente	217,2	202,8	-916,9
F20'	Fría	269,4	269,9	873,6
F19	Caliente	202,8	40	-516,8
F20	Caliente	269,9	40	-95,39

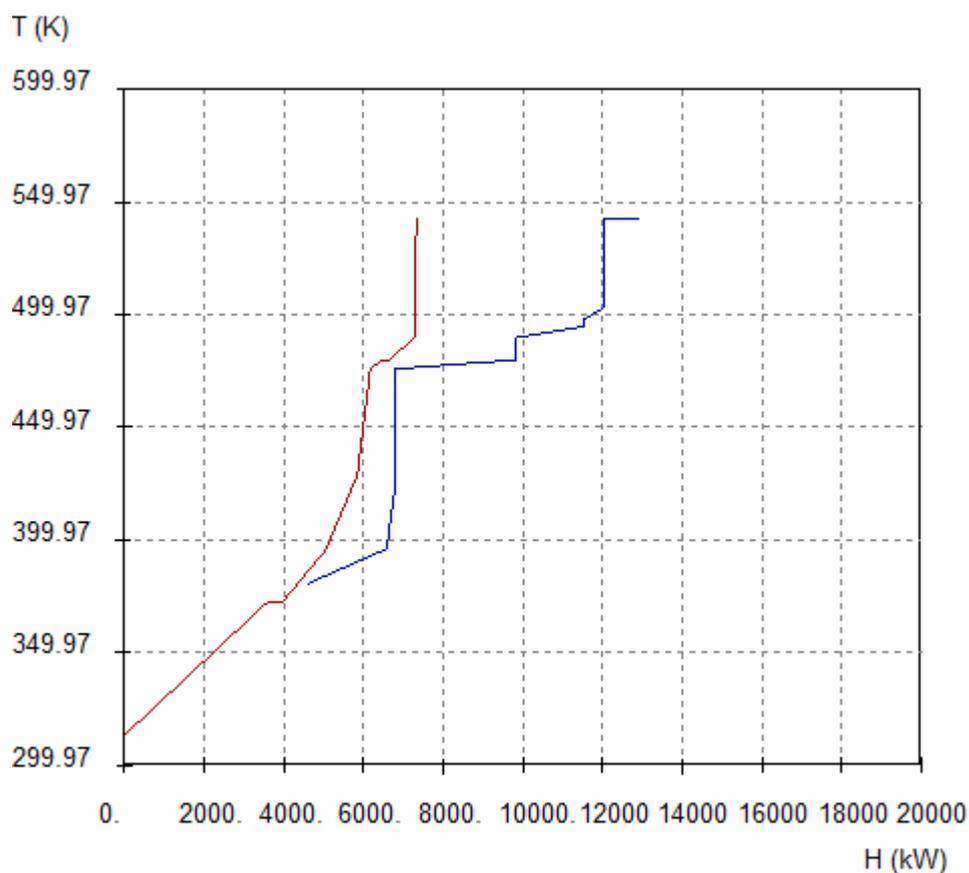
Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo I**

Lo que primero se debe realizar es un análisis de las corrientes de proceso presentes, como se observa en la Tabla 52. En el **Anexo I** se esquematiza el proceso considerando el bombeado e intercambio de calor necesario, por lo que se renombran ciertas corrientes.

A partir de los valores de temperatura de entrada, salida y el calor requerido, se plantea según el análisis, el gráfico de curvas compuestas mostrado en la Figura 45.

Figura 45

Gráfico de curvas compuestas



Nota: De elaboración propia

En la Figura 45 se observa cierta superposición en las curvas, por lo que se puede llegar a una integración parcial. Para esta integración se debe realizar un análisis detallado, no solo de temperatura de las corrientes, sino también de los calores.

Para comenzar, se define la diferencia de temperatura mínima para asegurar la transferencia de calor en todos los intercambiadores. Según Kempt I. (2007) existirá una diferencia mínima óptima de temperatura que

asegure la menor relación entre los costos de inversión (área de los intercambiadores) y costos de energía (corrientes auxiliares). Luego, como no se dispone de datos para estimar la diferencia óptima, se fija arbitrariamente en 5 K.

Para este análisis, se plantean intercambiadores de flujo contracorriente, donde la corriente caliente entra a temperatura más alta de lo que saldrá la fría y la corriente fría entra más fría de lo que saldrá la corriente caliente. Por esto se da que:

- Entrada de corriente caliente - salida de corriente fría = Δ positivo
- Entrada de corriente fría - salida de corriente caliente = Δ negativo

En el **Anexo J** se muestran las diferencias de temperatura entre las corrientes definidas anteriormente. Las que cumplen con los criterios de ΔT mínimo y signo correspondiente de ΔT planteados anteriormente se distinguen con un color particular.

Al tener en cuenta los criterios y la necesidad de que se cumpla tanto en la entrada como la salida, las posibles interacciones entre corrientes son las siguientes:

Tabla 53

Posibles integraciones

Corriente Fría	Corriente Caliente
F12'	FR
F12'	F17'
F12'	F19'
F10'	F19'
F21	FR
F21	F19'

Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo J**

Cabe destacar que estas integraciones pueden no ser posibles ya que no se analizó el calor entregado y necesario de cada uno, únicamente la diferencia de temperatura.

Red de intercambiadores

Corrientes integradas

Al ser admisible integrar una misma corriente caliente con más de una fría, se decide evaluar las distintas configuraciones posibles. Estas se muestran en la Tabla 54. Cabe destacar que en la columna “observaciones” se indica si el calor a ser removido o entregado por una corriente (definido anteriormente) se hace de forma total o no. Entonces, cuando se dice “completa la caliente” o “fría incompleta” hace referencia a que si esa corriente llegó o no a la temperatura deseada o al requisito de calor.

Tabla 54

Posibles combinaciones para la integración

Combinación	Calor integrado (kW)	Observaciones
F12' + F19' -> F12' +FR	1.109	Completa las dos calientes
F12' + F19' -> F12' +F17'	1.451	Completa las dos calientes, delta T menor al mínimo
F12' + FR -> F12' +F17'	727	Completa las dos calientes
F12' + F17' -> F12' +F19'	1.451	Completa las dos calientes
F12' + FR -> F12' +F17' -> F10' + F19'	1.644	Completa las 3 calientes, las dos frías estan incompletas
F12' + F17' -> F12' +F19' -> F12' + FR	1.644	Completa las 3 calientes, una fría incompleta

Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo J**

Se observa en la Tabla 54 que la última opción no solo completa las 3 corrientes calientes, sino que la corriente fría (F12') requiere un calor muy pequeño para terminar de completar el requerido. Por esa razón, se decide encontrar una corriente extra (que aún no ha sido integrada) que complete el calor restante en la corriente fría y se alcance la integración final.

Tabla 55

Esquema de integración final

Intercambiador	Corriente fría	T entrada corriente fría (°C)	T salida corriente fría (°C)	Corriente caliente	T entrada corriente caliente (°C)	T salida corriente caliente (°C)	Calor integrado (kW)
I1	F12'	107,1	111,6	F17'	155,6	123,9	534,3
I2	F12'	111,6	119,3	F19'	217,2	202,8	916,9
I3	F12'	119,3	120,9	FR	207,1	206,7	192,3
I4	F12'	120,9	123	F19	202,8	126,9	252,5

Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo I**

En la Tabla 55 se observa la necesidad de 4 intercambiadores con corrientes integradas. Cada uno de estos intercambiadores debe ser diseñado por separado y teniendo en cuenta las corrientes involucradas.

Corrientes de servicio

Aun con la mayor integración lograda, existen corrientes que no pueden ser integradas, por lo que es necesario el uso de corrientes de servicio. Para su definición se deben utilizar los valores de calores requeridos y temperaturas (de entrada y salida) de las corrientes a procesar.

- *Calentamiento*

Todas las corrientes frías deben recibir calor, ya sea mediante la integración o a partir de una corriente de servicio. En la Tabla 56 se expresan las necesidades de calefacción.

Tabla 56

Necesidad de calentamiento antes y después de la integración

Calor necesario por calentamiento (kW)	Calor de calentamiento integrado (kW)	Calor de calentamiento por corrientes de servicio (kW)	Temperatura máxima de corriente fría (°C)
8.313,6	1.896	6.417,6	269,9

Nota: De elaboración propia.

Se observa que el calor necesario es de 6.417,6 kW, sin embargo no hay que dejar de lado la necesidad de la utilización de una corriente cuya temperatura sea superior a 269,9 °C para poder asegurar la transferencia de calor.

Para asegurar un ΔT mínimo de un 10% de la temperatura máxima, se plantea que la temperatura de la corriente de servicio sea de 294°C (567 K).

Al ser la temperatura y el calor variables conocidas, se puede calcular el caudal de distintos fluidos calefactores. La primera opción a analizar es la utilización de vapor de agua que intercambie calor latente en los equipos. De ser utilizado este fluido, las especificaciones para la caldera serán las enumeradas en la Tabla 57.

Tabla 57*Especificaciones para una caldera de vapor de agua*

Temperatura de vapor (°C)	Presión de vapor (bar)	Entalpía de vaporización (kJ/kg)	Calor necesario (kW)	Caudal de vapor (kg/min)	Caudal de vapor (m³/min)
294	78,9	1.448,6	6.417,6	265,8	6,36

Nota: De elaboración propia.

Por otro lado, se pueden utilizar fluidos de calefacción que entreguen calor sensible. Se puede calcular el caudal requerido dependiendo de la capacidad calorífica y la variación de temperatura. Para una variación de calor sensible, la máxima temperatura es nuevamente 294°C, pero se suma una restricción de temperatura mínima. Para ello se fija una variación de 24°C entre entrada y salida a la caldera calefactora. Este valor se encuentra entre los valores recomendados por DOW (20°C a 30°C) sin comprometer con la temperatura mínima.

Tabla 58*Especificaciones para distintos fluidos calefactores*

Fluido	Límite de temperaturas (°C)	Presión máxima (bar)	Calor específico (kJ/kg K)	Caudal de fluido (kg/min)	Caudal de fluido (m³/min)
DOWTHERM A	15 a 400	10,6	2,13	7.518,3	8,6
DOWTHERM G	-7 a 360	3,4	1,94	8.270,1	8,5
DOWTHERM J	-80 a 315	11,9	2,29	7.001,5	9,3
DOWTHERM HT	0 a 345	1,01	2,10	7.687,6	8,6
DOWTHERM Q	-35 a 330	3,4	2,59	6.204,2	7,1
DOWTHERM RP	-20 a 350	0,96	2,60	6.166,1	6,7
DOWTHERM MX	-23 a 330	1,05	2,61	6.130,7	7,2
SYLTHERM 800	-10 a 288	13,7	1,88	8.527,2	11,1

Nota: De elaboración propia.

Luego, se concluye que entre las opciones de utilizar una caldera de vapor a alta presión (80 bar) y una caldera de fluido térmico, este último caso conviene mecánica y económicamente, ya que una caldera de vapor de alta presión debe ser realizada a medida y conlleva un riesgo elevado en cuanto a la seguridad. Entre los distintos fluidos calefactores analizados se selecciona DOWTHERM RP debido a su minimización de caudal volumétrico.

Tabla 59*Características del fluido calefactor seleccionado*

Fluido	DOWTHERM RP
Composición	Diarilalquilo
Límite de temperaturas (°C)	-20 a 350
Presión máxima (bar)	0,96
Calor específico (kJ/kg K)	2,60
Densidad (kg/m³)	914,1
Coefficiente pelicular (W/m² K)	3.037,5
Temperatura salida caldera (°C)	294
Temperatura entrada caldera (°C)	270
Caudal másico (kg/min)	6.166,1
Caudal volumétrico (m³/min)	6.7
Potencia requerida de caldera (kW)	6.417,6

Nota: De elaboración propia con datos de DOWTHERM.

Los intercambiadores que utilizan esta corriente de servicio son los mostrados en la Tabla 60.

Tabla 60*Intercambiadores que utilizan la corriente de servicio caliente*

Intercambiador	Corriente fría	T entrada corriente fría (°C)	T salida corriente fría (°C)	Corriente caliente	Caudal másico corriente caliente (kg/min)	T entrada corriente caliente (°C)	T salida corriente caliente (°C)	Calor integrado (kW)
H5	F20'	269,4	269,9	Fluido calefactor DOWTHERM RP	839,4	294	270	873,6
H6	F18'	216,8	221,8		1.601,7	294	270	1.667
H7	F21'	108,8	148,5		305,5	294	270	318
H8	F4	206,7	230		481,4	294	270	501
H9	F10'	202,9	207		2.938,2	294	270	3.058

Nota: De elaboración propia. Ver Anexo I

- Enfriamiento

Por otro lado, a todas las corrientes calientes se les debe quitar calor de igual manera que las frías les fue otorgado. En la Tabla 61 se expresan las necesidades de enfriamiento según .

Tabla 61*Necesidad de enfriamiento antes y después de la integración*

Calor necesario por enfriamiento (kW)	Calor de enfriamiento integrado (kW)	Calor de enfriamiento por corrientes de servicio (kW)	Temperatura mínima de corriente caliente (°C)
7.324,6	1.896	5.428,6	40

Nota: De elaboración propia.

El requerimiento de enfriamiento de corrientes se realiza comúnmente agua de torre de enfriamiento como fluido de servicio. Esto se debe a su bajo costo de operación y de fluido.

Al diseñar una torre de enfriamiento se debe considerar el clima del lugar a operar. Para ello se debe observar los patrones de temperatura y humedad de Santa Fe/Rosario, las cuales son las ciudades con información disponible más cercanas al parque industrial San Lorenzo.

Figura 46*Variación histórica del clima en la ciudad de Rosario*

	January	February	March	April	May	June	July	August	September	October	November	December
Avg. Temperature °C (°F)	25.4 °C (77.7) °F	24 °C (75.3) °F	21.7 °C (71) °F	18.3 °C (65) °F	14.6 °C (58.4) °F	11.8 °C (53.3) °F	11 °C (51.8) °F	12.8 °C (55.1) °F	15.2 °C (59.4) °F	18.3 °C (64.9) °F	21.4 °C (70.5) °F	23.8 °C (74.9) °F
Min. Temperature °C (°F)	20.5 °C (68.9) °F	19.7 °C (67.5) °F	17.5 °C (63.5) °F	14.5 °C (58.1) °F	11.3 °C (52.4) °F	8.4 °C (47.2) °F	7.4 °C (45.3) °F	8.5 °C (47.3) °F	10.4 °C (50.8) °F	13.6 °C (56.4) °F	16.3 °C (61.3) °F	18.7 °C (65.7) °F
Max. Temperature °C (°F)	30.4 °C (86.8) °F	28.7 °C (83.7) °F	26.3 °C (79.4) °F	22.9 °C (73.2) °F	18.7 °C (65.6) °F	16.2 °C (61.1) °F	15.5 °C (60) °F	18.1 °C (64.6) °F	20.6 °C (69.2) °F	23.5 °C (74.2) °F	26.7 °C (80) °F	29 °C (84.3) °F
Precipitation / Rainfall mm (in)	108 (4)	121 (4)	130 (5)	103 (4)	70 (2)	42 (1)	38 (1)	55 (2)	62 (2)	117 (4)	124 (4)	111 (4)
Humidity(%)	80%	68%	71%	71%	75%	78%	74%	69%	63%	65%	60%	59%
Rainy days (d)	6	6	6	6	5	4	4	4	4	7	6	6
avg. Sun hours (hours)	11.0	9.5	8.7	7.6	6.2	6.0	6.7	7.9	8.6	8.9	10.7	11.1

Nota: De Climate Data.

En la Figura 46 se observa que el peor de los casos (temperatura elevada y porcentaje de humedad elevado) en condiciones ambientales se da en el mes de enero por lo que se decide diseñar la torre para esa condición. Para ello se calcula la temperatura de bulbo húmedo. Si se diseñase la torre con esta temperatura como la alcanzada a la salida de la torre, el caudal sería infinitamente grande. Para evitar esto se decide aumentar la temperatura de salida en 5°C. Además se fija la temperatura máxima de ingreso a la torre en 50°C. Con estos parámetros y el calor requerido, se puede calcular el caudal de agua necesario.

Tabla 62*Característica del fluido de enfriamiento (torre de enfriamiento)*

Temperatura de bulbo húmedo (°C)	24,36
Humedad relativa (%)	60
Temperatura de ingreso a la torre (°C)	50
Temperatura de salida de la torre (°C)	29,36
Calor específico (kJ/kg K)	4,22
Caudal másico (kg/min)	3.742,2
Caudal volumétrico (m³/min)	3,77

Nota: De elaboración propia.

Los intercambiadores que tienen esta corriente como servicio son los mencionados en la Tabla 63.

Tabla 63*Intercambiadores que utilizan la corriente de servicio fría*

Intercambiador	Corriente fría	Caudal másico corriente fría (kg/min)	T entrada corriente fría (°C)	T salida corriente fría (°C)	Corriente caliente	T entrada corriente caliente (°C)	T salida corriente caliente (°C)	Calor (kW)
C10	Agua de torre	388,1	29,36	50	F23	207	40	563
C11		2.273,5	29,36	50	F13	123	40	3.298
C12		254,7	29,36	50	F22'	99,78	99,63	369,5
C13		566,7	29,36	50	F22	99,63	40	822,1
C14		11,2	29,36	50	F21	148,5	40	16,3
C15		182,2	29,36	50	F19	126,9	40	264,3
C16		65,8	29,36	50	F20	269,9	40	95,4

Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo I**

EQUIPOS AUXILIARES

Transporte de materias primas

Transporte de sólidos: hidróxido de sodio

En la industria química, el manejo y transporte de sólidos es un proceso crucial para garantizar la correcta alimentación de materias primas a los sistemas de producción. En este proceso productivo, el sólido a transportar es el hidróxido de sodio, el cual es una sustancia altamente alcalina y corrosiva que requiere un manejo extremadamente cuidadoso para evitar riesgos tanto para el personal como para el equipo.

El sólido ingresará a la planta en forma de escamas en bolsones de 1000 kg. Estos bolsones serán transportados desde la zona de almacenamiento hacia un sistema de descarga diseñado por la empresa Polimak mostrado en la Figura 47. Este sistema de descarga se encontrará conectado a un tornillo sin fin elevador con tolva de acero inoxidable 304 con velocidad ajustable, lo cual permitirá alimentar el hidróxido de sodio al mezclador 1 con un flujo de 3036 kg/h. El equipo requiere un motor de potencia de 1,5 kW para el tornillo elevador y un autoelevador para colocar los bolsones en el sistema de descarga. El material estará diseñado para soportar las condiciones corrosivas del hidróxido de sodio. Además, debido a sus características constructivas, el sistema mantendrá al operador fuera de la zona inmediata de peligro, donde ocurre el mezclado.

Figura 47

Esquema sistema de transporte de sólidos hacia el mezclador



Nota: De la página oficial de Polimak

Es importante que el personal encargado del manejo de hidróxido de sodio esté adecuadamente capacitado en los procedimientos de seguridad, incluyendo el uso de equipos de protección personal (EPP) y la correcta interpretación de los datos de los sistemas de monitoreo. Esto asegura que el proceso se realice de manera segura y eficiente, minimizando los riesgos y optimizando la operación industrial.

Transporte de fluidos

-Tuberías

El diseño de un sistema de transporte de fluidos mediante cañerías en una planta industrial es un proceso complejo que abarca diversas consideraciones técnicas para garantizar un funcionamiento seguro, eficiente y duradero. Un diseño completo debe incluir la selección del material adecuado para las tuberías, el tamaño óptimo según el tipo de fluido y la presión de operación, la distribución estratégica de las tuberías para facilitar el acceso y el mantenimiento, la elección de válvulas apropiadas para el control del flujo, la unión segura de juntas para evitar fugas, y la determinación de colores que permitan la identificación clara y rápida del contenido de cada línea.

Sin embargo, en esta etapa preliminar del diseño, la información disponible es limitada, por lo que se ha decidido avanzar con los aspectos más críticos: la selección del material de las tuberías, el tamaño adecuado según las condiciones esperadas de operación, y la determinación de los colores que se utilizarán para la identificación de los diferentes fluidos.

En cuanto al material, su tipo varía en función de las características del fluido que transportan, las condiciones operativas, y las normativas de seguridad vigentes. Los materiales más comunes utilizados en la industria y su aplicación según la guía de consejos de seguridad en cañerías industriales de la empresa BAroig son:

- **Acero al Carbono:** Es uno de los materiales más utilizados debido a su resistencia y durabilidad. Es adecuado para transportar fluidos a altas temperaturas y presiones, como vapor, agua caliente, y aceite. Sin embargo, no es ideal para fluidos corrosivos o con pH extremo.
- **Acero Inoxidable:** Este material es resistente a la corrosión y es ideal para transportar fluidos corrosivos, como ácidos o álcalis, y en entornos donde se requiere alta pureza, como en la industria alimentaria o farmacéutica.

- PVC: Es un material plástico resistente a la corrosión y adecuado para transportar agua, soluciones químicas de baja temperatura y presión, y fluidos con pH neutro o ligeramente ácido. Sin embargo, no es adecuado para fluidos a altas temperaturas.
- CPVC: Similar al PVC, pero con una mayor resistencia al calor, lo que lo hace adecuado para fluidos calientes y corrosivos.
- Polipropileno (PP): Es un material plástico que ofrece buena resistencia a productos químicos agresivos y es adecuado para transportar fluidos corrosivos y con pH elevado. Se utiliza en aplicaciones donde se manejan álcalis fuertes y ácidos, aunque tiene limitaciones de temperatura.
- Polietileno de Alta Densidad (PEAD): Este plástico es adecuado para aplicaciones de agua potable y sistemas de riego debido a su flexibilidad, resistencia a la corrosión y a las sustancias químicas, y durabilidad en condiciones climáticas extremas.
- Hierro Fundido: son conocidas por su alta resistencia y durabilidad. Se utilizan en aplicaciones de alta presión, como sistemas de alcantarillado y tuberías de agua a presión.
- Cobre: son populares para sistemas de plomería y refrigeración debido a su buena conductividad térmica y resistencia a la corrosión. Se utilizan en aplicaciones de agua potable y calefacción.
- Teflón (PTFE): Es un material altamente resistente a casi todos los productos químicos y se utiliza en aplicaciones donde se transportan fluidos extremadamente corrosivos, como ácidos fuertes o bases con pH muy elevado. También es adecuado para altas temperaturas.

En el diseño de una planta industrial, es común que se utilicen diferentes tipos de cañerías para distintas aplicaciones, dependiendo de las características de los fluidos y las condiciones operativas. En el caso de este proyecto, se puede dividir las corrientes de proceso en tres tipos:

- 1) Corrientes de pH elevado, alta temperatura y presión: Son aquellas que se transportan desde el ingreso a la planta hasta el tanque de neutralización, ya que por la presencia del hidróxido de sodio en grandes cantidades el pH es altamente alcalino. Además, se encuentran sometidas a elevadas presiones y temperaturas en los procesos que atraviesan.
- 2) Corrientes de pH levemente ácido o neutro y alta temperatura con un porcentaje de ácido láctico menor a un 80% P/P: Son aquellas que se transportan desde el tanque de neutralización hasta las torres de destilación, incluidas las torres 1 y 3. Luego de la neutralización, la acidez del medio la aporta la corriente de ácido láctico presente. Se

trabaja a altas temperaturas a lo largo del proceso de purificación. Se debe tener en cuenta que el ácido láctico de pureza mayor al 80% P/P es una sustancia corrosiva tipo C, es decir que ataca metales como acero al carbono y aluminio.

- 3) Corrientes de pH ácido y alta temperatura con un porcentaje de ácido láctico mayor a un 80% P/P: Son aquellas que se transportan desde la salida de residuo de la columna de destilación 1 hasta las salidas de la columna de destilación 2.

Teniendo en consideración lo anteriormente mencionado, para corrientes cuyo pH es elevado, alta temperatura y alta presión, el material más adecuado sería acero inoxidable de alta calidad. Este material también es adecuado para la corriente con un porcentaje de ácido láctico mayor al 80%. Este material ofrece una excelente resistencia a la corrosión en entornos alcalinos y ácidos, soporta altas temperaturas, y es capaz de manejar presiones elevadas sin comprometer su integridad estructural. En aplicaciones extremadamente agresivas, otra opción es utilizar tubos revestidos con Teflón (PTFE). Sin embargo, esta solución es más costosa y se utiliza en situaciones donde el acero inoxidable convencional no proporciona suficiente resistencia química.

En este proyecto, se ha decidido utilizar tuberías de acero inoxidable debido a que sus características cumplen las condiciones requeridas para las corrientes de proceso tipo 1 y tipo 3. Aunque el acero inoxidable es adecuado para la mayoría de las aplicaciones bajo estas condiciones, es importante señalar que, dado que actualmente no se cuenta con toda la información específica del proceso, no se ha determinado si será necesario un revestimiento adicional de teflón (PTFE) para ofrecer una protección extra contra la corrosión en situaciones más extremas. Esta decisión se deberá revisar en una etapa posterior del diseño, una vez que se disponga de datos más precisos sobre las condiciones operativas.

Para el segundo tipo de corriente de proceso, cañerías de acero al carbono convencionales en un principio serían suficientes para satisfacer sus requisitos, sin embargo, no se cuenta con la suficiente información para determinar si las corrientes de este tipo serán altamente corrosivas o no. Es por ello que decide utilizar cañerías de acero inoxidable para todas las corrientes de proceso.

Se utilizará acero inoxidable austenítico AISI 304L el cual es una variante del acero inoxidable AISI 304, con la particularidad de tener un contenido

más bajo de carbono, lo que confiere mayor resistencia a la corrosión a altas temperaturas.

Por otro lado, las corrientes auxiliares y de servicio se pueden dividir en:

- 1) Corriente de ácido sulfúrico a elevada temperatura: será necesario la utilización de un material altamente resistente a la corrosión y además, resistente a la temperatura. Es por ello que se decide utilizar acero inoxidable con revestimiento de teflón.
- 2) Corrientes de servicio de agua caliente: Se utiliza acero al carbono.
- 3) Corrientes de servicio de agua fría: Se puede utilizar tanto acero al carbono como PVC o Polietileno de alta densidad.

Otro factor a diseñar es el tamaño de las cañerías. Para poder seleccionar el diámetro de las cañerías, es necesario determinar el caudal volumétrico y la velocidad que se alcanzará el fluido en ellas. Existe una limitación en cuanto a la velocidad máxima a la que circula el fluido en el interior de las cañerías para que estas conserven su integridad mecánica. Una estimación de la velocidad óptima para fluidos en régimen turbulento circulando por cañerías de diámetro mayor a una pulgada se puede calcular mediante la Ecuación 32 obtenida del libro Operaciones unitarias en Ingeniería Química de Warren L MC Cabe. Además, se aclara que para agua o fluidos similares la velocidad óptima se encontrará entre 0.9 y 1.8 m/s. Por otro lado, los flujos de aire o vapor a bajas o moderadas presiones tienen una velocidad óptima de 6 a 24 m/s.

Ecuación 32

Velocidad óptima en cañerías

$$Vop = \frac{12 \cdot m^{0,1}}{\rho^{0,36}}$$

Donde:

- Vop=velocidad óptima de operación en ft/s
- m=caudal másico en lb/s
- ρ=densidad en lb/ft³

Por último, se indica en la Figura 48 la clasificación de las cañerías para su correcta identificación según la NORMA IRAM 2507.

Figura 48

Tabla de identificación de cañerías

Producto	Color fundamental
Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.)	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacío	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranja

Nota: Fuente Norma IRAM 2507

Luego, en la Tabla 64 se resumen los diámetros de los caños de las corrientes de proceso de mayor relevancia, calculados considerando la velocidad óptima descrita por la Ecuación 32 y el catálogo del fabricante mostrado en el **Anexo K**.

Tabla 64

Diámetros nominales de los caños de las corrientes principales

Corriente	Descripción	Diámetro nominal	Espesor
F1	Ingreso a mezclador 1	2 1/2"	SCH 5
FR	Ingreso a mezclador 2	3"	SCH 5
F3	Reciclo de vapor de agua	8"	SCH 40
F4	Ingreso al reactor	3 1/2"	SCH 40
F8	Ingreso al tanque de neutralización	3 1/2"	SCH 40
F10'	Ingreso al flash 1	3 1/2"	SCH 10
F12'	Ingreso al flash 2	3"	SCH 5
F16	Ingreso a torre de destilación 1	1 1/2"	SCH 5
F18	Ingreso a torre de destilación 2	14"	SCH 5
F17	Ingreso a torre de destilación 3	1 1/2"	SCH 5
F19	Corriente de producto ácido láctico	1 1/2"	SCH 5
F21	Corriente de producto 1,2- propanodiol	1/2"	SCH 5

*Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo K***

-Bombas

En toda planta industrial es necesario estimar el consumo en potencia que requerirán las bombas. Esto se debe a que la impulsión de fluidos suele ser responsable de una porción significativa del consumo energético total de una planta, lo que puede representar una parte considerable de los gastos operativos. Durante la etapa de diseño y selección de equipos, estimar el consumo energético de las bombas es fundamental para dimensionar adecuadamente las instalaciones eléctricas y los sistemas de soporte. Un mal dimensionamiento puede llevar a ineficiencias operativas y a la necesidad de costosos ajustes posteriores. Sin embargo, dado los fines de este proyecto, calcular de forma exacta la cantidad de bombas requeridas y su consumo va más allá de los objetivos propuestos. Es por ello que se dimensionan las bombas que se consideran de mayor relevancia en el proceso planteado.

El desplazamiento de fluidos en sistemas complejos, que incluyen conductos rectos y accesorios como válvulas y codos, requiere que el fluido tenga una disminución de energía en la dirección del flujo para moverse de forma espontánea. Si esto no ocurre, es necesario suministrar energía externa mediante bombas para líquidos o compresores y ventiladores para gases, con el fin de aumentar la velocidad, altura o presión del fluido. La cantidad de energía a suministrar dependerá del caudal, la altura, la presión requerida, las características de los tramos y accesorios del sistema, y de las propiedades del fluido. Sin embargo, debido a la falta de información completa sobre la instalación, se considerarán los factores de mayor relevancia en términos de potencia, tales como el aumento de presión y diferencias de altura, para dimensionar las bombas.

Para poder dimensionar las bombas se debe conocer la altura de diseño, la cual es la altura medida en metros de columna de agua que requiere el sistema para funcionar a un determinado caudal. Se obtiene mediante la Ecuación de Bernoulli, expresada en la Ecuación 33.

Ecuación 33

Ecuación de Bernoulli

$$H_{DIS} = \frac{Ev}{g} + \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \Delta h + \frac{1}{g} \cdot \Delta \left(\frac{v^2}{2 \cdot \alpha} \right)$$

Donde:

- v= velocidad del fluido
- Ev= Pérdidas por fricción
- P= presión
- g= gravedad
- ρ = densidad del fluido
- h= altura
- α = factor de corrección de energía cinética

Cabe destacar que se asume que el diámetro de la cañería no varía entre la entrada y la salida de la bomba, con lo cual el término que representa la variación de energía cinética se considera despreciable. Además, se entiende que las pérdidas de carga en el sistema debido a accesorios en las cañerías serán despreciables en comparación a los otros términos de la ecuación. De ésta forma la ecuación quedará reducida a la Ecuación 34 y será la utilizada para el cálculo de la altura de diseño.

Ecuación 34

Ecuación de Bernoulli con simplificaciones

$$H_{DIS} = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \Delta h$$

Donde:

- P= presión
- g= gravedad
- ρ = densidad del fluido
- h= altura

Por otro lado, la altura desarrollada será la potencia capaz de entregar la bomba para un determinado caudal. Para determinar el punto de operación y dimensionar correctamente la bomba la altura desarrollada deberá ser mayor a la altura de diseño del sistema. La altura desarrollada de la bomba en función del caudal será brindada por el fabricante en las curvas características de la misma.

Las bombas se pueden clasificar en dos categorías principales: bombas dinámicas y de desplazamiento positivo. Las primeras, a su vez, se pueden dividir en bombas centrífugas o periféricas. Las segundas se pueden dividir

en bombas alternativas o rotativas. Sus principales características, descritas en la clase de Impulsión de Fluidos dictada por la cátedra de Transferencia de Cantidad de Movimiento de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata, son:

Bombas centrífugas: Utilizan un impulsor giratorio que acelera el fluido hacia el exterior, lo que genera un incremento en la presión y velocidad del fluido al pasar por la carcasa. Son ideales para líquidos de baja viscosidad como agua o aceites ligeros. Pueden manejar altos caudales (sin embargo, a medida que aumenta el caudal disminuye la presión alcanzada). Poseen un diseño simple y de bajo costo de mantenimiento.

Bombas periféricas: También conocidas como bombas de canal lateral o bombas de turbina, son compactas y están diseñadas para generar altas presiones a partir de caudales relativamente bajos. Son particularmente útiles cuando se necesita una presión significativa con un volumen de fluido moderado. A diferencia de las bombas centrífugas tradicionales, donde el fluido se mueve radialmente desde el centro hacia el exterior del impulsor, en las bombas periféricas, el fluido circula en un camino periférico alrededor del impulsor, lo que permite incrementar la presión en cada revolución. Las bombas periféricas son generalmente más pequeñas y ligeras que las bombas centrífugas de capacidad similar, además poseen la ventaja de ser autocebantes.

Bombas de desplazamiento positivo: funcionan atrapando una cantidad fija de fluido y desplazándolo mediante el movimiento mecánico de sus componentes, el cual puede ser alternativo o rotativo. Entre ellas se puede mencionar la bomba tipo pistón, de émbolo, de engranajes y peristálticas. Desplazan una cantidad fija de fluido con cada ciclo de operación, lo que permite un control preciso del volumen de fluido bombeado. Son adecuadas para fluidos viscosos, líquidos con sólidos en suspensión, y aplicaciones donde se requiere un flujo constante e ininterrumpido. Mantienen un caudal constante independientemente de la presión, lo que las hace ideales para aplicaciones de alta presión. Por otro lado, pueden ser más costosas y complejas de mantener además de tener mayor susceptibilidad al desgaste, especialmente en aplicaciones abrasivas. Se debe tener en cuenta que manejan menores volúmenes de fluido comparado con las bombas centrífugas.

Se determina la potencia requerida y la altura de diseño para las corrientes líquidas de mayor relevancia. Estas se muestran en la Tabla 65. A su vez, las filas resaltadas en color naranja son aquellas corrientes con mayor

consumo de potencia y a las cuales se determinará el tipo de bomba y modelo a utilizar.

Tabla 65

Características de las corrientes líquidas a ser impulsadas

Bomba	Descripción de la corriente	Caudal [m ³ /h]	Densidad [kg/m ³]	Temperatura [°C]	ΔP/pg [m.c.f]	Δh [m.c.f]	Hdis [m.c.a]	Potencia [kW]
B1	Ingreso a mezclador 2	15,02	916,6	>25	144,6	0	132,5	4,97
B2	Ingreso al reactor	26,6	713,8	>200	199,9	0	142,7	7,38
B3	Ingreso al flash 1	27,8	808,9	>200	0,0	2,5	2,0	0,12
B4	Ingreso al flash 2	16,36	997,3	>120	0,0	3,2	3,2	0,14
B5	Ingreso a torre de destilación 1	6,21	972,8	>120	0,0	2,48	2,4	0,04
B6	Ingreso a torre de destilación 3	4,91	950,5	>120	0,0	0,92	0,9	0,01
B7	Ingreso a la torre de enfriamiento	271,2	992,3	>50	0,0	3,65	3,6	2,22
B8	Ingreso a neutralizador (corriente ácido sulfúrico)	2	1840	25	145,3	0	275,2	2,83

Nota: De elaboración propia

Debido a las ventajas que las bombas centrífugas presentan comparadas a otros tipos de bombas, se decidió utilizar el modelo de bomba centrífuga Mega CPK elaborada por el Grupo KSB para las bombas B1, B2 y B7. En la Figura 49 se detallan sus características de funcionamiento. Se puede observar que la bomba cumple con todas las características requeridas ya que soportan temperaturas mayores a las necesarias, presiones hasta 40 bar y caudales de hasta 3300 m³/h. Además, el fabricante informa una serie de materiales disponibles para su producción entre los cuales se destaca la opción de acero inoxidable AISI 316, que tolera corrientes altamente corrosivas. Cabe aclarar que se decidió utilizar este modelo, no solo por la gran variedad de materiales disponibles y sus características constructivas, sino también por la disponibilidad del modelo en América.

Figura 49

Características de funcionamiento bombas modelo Mega CPK de KSB

Parámetro		Valor	
		50 Hz	60 Hz
Caudal de bombeo	Q [m ³ /h]	≤ 3300	≤ 2700
Altura de elevación	H [m]	≤ 162	≤ 233
Temperatura del líquido de bombeo	T _{mín.} [°C]	≥ -40	
	T _{máx.} [°C]	≤ +400	
Presión de servicio	p [bar]	≤ 40	

Nota: Fuente folleto de serie bomba Mega CPK provisto por KSB

Siguiendo las recomendaciones para la tubería de aspiración y descarga de una bomba brindadas por el fabricante de bombas lesa, el diámetro nominal de la brida de aspiración de la bomba no determina el diámetro nominal de la tubería de aspiración. Como referencia para determinar el diámetro de aspiración se debe referir a una velocidad de fluido de 1 a 2 m/s. Entonces, se determina el tamaño de la bomba según la recomendación de velocidad y altura desarrollada que se indica en sus curvas características.

En el caso de la corriente de ingreso al mezclador 2, se utilizará la bomba Mega CPK 065-040-315 de 2900 rpm con un impeller de diámetro 318 mm. En el caso de la corriente de ingreso al reactor, se utilizará la bomba Mega CPK 080-050-315 de 2900 rpm con un impeller de diámetro 323 mm. Para el caso de la corriente de agua de ingreso a la torre de enfriamiento se requerirá una bomba Mega CPK modelo 200-150-250 de 960 rpm y un impeller de diámetro 220 mm.

Las curvas características de cada bomba se encuentran en el **Anexo L** y fueron otorgadas por el fabricante. Con ellas se puede calcular la potencia real requerida para cada bomba. En el caso de B1 ésta potencia bruta es de 25 kW, para B2 es de 23 kW y 3,75 kW en el caso de B7.

En el caso de la bomba de ácido sulfúrico (B8), se utilizará una marca diferente ya que se requiere de una bomba que otorgue mayor presión. Se evaluó la posibilidad de utilizar bombas en serie de Grupo KSB sin embargo, no se encontraron bombas de tamaño pequeño que cumplan con los requisitos necesarios y las que lo hacían era necesario colocar 7 bombas en serie. Se utilizará entonces una bomba modelo Roto-Jet - RO -

S-266 de la marca Trillium. La misma consumirá una potencia de 9,6 kW. Ésta bomba cumple con las características de diseño requeridas en cuanto a temperaturas, material de acero inoxidable, presiones y caudales. En el **Anexo S** se muestran sus especificaciones.

-Reducción de presión

Previo a la entrada de las etapas de destilación flash se requiere una disminución de la presión. La forma más económica de realizar este proceso es mediante la utilización de placas orificio. Es un obstáculo que se coloca en la cañería que consiste en una placa delgada, provista de una perforación central concéntrica con la tubería. Ésta perforación genera una caída de presión permanente en la corriente.

Luego, se definirá el diámetro del orificio que se requiere para generar la pérdida de presión requerida utilizando la Ecuación 35.

Ecuación 35

Expresión de cálculo caudal a través de placa orificio

$$w = S_o \cdot C_o \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot \rho \cdot (-\Delta P)}{(1 - \beta^2)}}$$

Donde:

- w= caudal másico
- S_o=área del orificio
- C_o=0,61
- ρ= densidad del fluido
- P= presión
- β= d_o/D (relación entre el diámetro del orificio y el diámetro de cañería)

Luego de realizar los cálculos correspondientes, se determina que se deberá utilizar una placa orificio con orificio de diámetro 146 mm (β=0,19) para la reducción de presión al ingreso del flash 1 y una placa orificio con orificio de diámetro 113 mm (β=0,13) para la reducción de presión de ingreso al flash 2.

-Compresores

Un compresor se requiere en una industria cuando es necesario aumentar la presión de un gas o vapor, comprimirlo para reducir su volumen o transportar ese gas a través de tuberías. Por ejemplo, en sistemas de refrigeración o en plantas de producción de energía S. M. Walas, (1990). En el caso de este proyecto, los compresores pueden estar presentes principalmente en:

- Transporte de Gases: Para mover gases a través de largas distancias, es necesario aumentar su presión para superar la resistencia en las tuberías. Este puede ser el caso del transporte de la corriente de vapor que salen de los equipos de destilación y requieren el ingreso a otro equipo o transporte de un lado a otro de la planta. Para estos casos también se puede utilizar un forzador.
- Instrumentos de control: El aire comprimido es utilizado en sistemas de control y automatización para operar válvulas y otros dispositivos.

En ambos casos, no se cuenta con información suficiente para dimensionar los equipos, pero no se quita la posibilidad de que estos se requieran para el correcto funcionamiento del proceso.

-Forzadores

Los forzadores de aire se utilizan para gases a presión atmosférica y pueden aumentar la presión hasta un 3% de su valor, aproximadamente. Se utilizan generalmente en sistemas de circulación de aire y en torres de enfriamiento. Para presiones superiores se debe utilizar un compresor.

En el caso de este proceso, se deberá utilizar un forzador para la torre de enfriamiento, el cual será dimensionado en dicha sección.

-Sistema de vacío

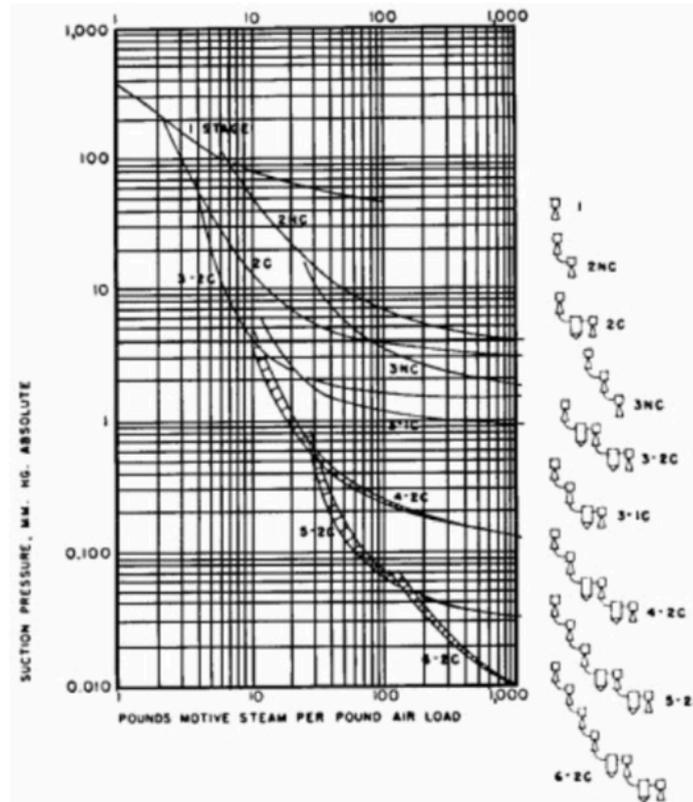
En la torre de destilación 2 se requerirá de un sistema de vacío para mantener la presión a 0,61 bar. Según S. M. Walas (1990), existen dos tipos de equipos para poder realizar una operación en vacío: bombas de vacío (Bombas o compresores utilizados de forma inversa) o eyectores de vapor. Los eyectores de vapor se utilizan preferentemente para presiones menores a 1×10^{-4} bar.

Los eyectores de vacío son equipos neumático cuyo principio de funcionamiento se basa en el principio de Venturi. Se genera un vacío centralizado de un sistema mediante el flujo de un vapor a través del eyector.

En este caso, se trabaja a una presión de 0,61 bar, es decir que, si bien se podría utilizar una bomba para generar el vacío dentro de la torre, se debe considerar que es un equipo de un gran volumen. Además, los eyectores presentan múltiples ventajas, como la ausencia de partes móviles, su fácil instalación, precio económicos y se adaptabilidad para vapores corrosivos. Las bombas poseen un mayor costo de mantenimiento al tener partes móviles. Además se utilizan para equipos de volúmenes pequeños.

Figura 50

Requerimiento de número de eyectores y caudal de vapor según la presión de vacío



Nota: Obtenido de *Chemical Process Equipment: Selection and Design* por S.M. Wallas.

S. M. Walas (1990) otorga un gráfico para determinar el número de eyectores requeridos para la operación y la relación vapor/aire necesaria. Este se puede visualizar en la Figura 50. A partir de este gráfico se determina que para la presión de operación de la torre de destilación 2 se requiere un eyector de etapa única y una relación de caudal vapor/aire de 1.

Para determinar el caudal de aire que debe ser succionado se utiliza la Ecuación 36 provista por S. M. Wallas.

Ecuación 36

Expresión de cálculo caudal de aire a través del eyector

$$m = k \cdot V^{2/3}$$

Donde:

- m= caudal másico en lb/hr
- k= coeficiente que depende de la presión de succión (0,194 para P>90 torr)
- V=volumen del equipo en ft³

Luego, al ser el volumen de la torre 55,81 ft³ el caudal de aire resulta 2,83 lb/hr, lo que es 1,28 kg/h.

S. M. Wallas recomienda que el vapor se encuentre a 8 bar de presión y sobrecalentado entre 5°C y 10°C por encima de la saturación. Se propone la utilización de una porción de la corriente F23 que sale por tope del primer destilador flash. Ésta posee un caudal de 1.032 kg/h y se encuentra a 15 bar y 208°C, por lo que un 0,12% de ésta corriente bastaría para alimentar al eyector. Está compuesta por más de un 80% vapor de agua y el resto de ácido láctico y 1,2 propanodiol principalmente. En caso de ser necesario, se puede reducir la presión de la corriente para ser utilizada. De ésta forma se evita la compra de un equipo generador de vapor y se integra una corriente de proceso.

Mezclado

Potencia de agitación

Tanto en este capítulo como en capítulos anteriores, se realizaron los cálculos para determinar el sistema de agitación de diferentes etapas. Se realizará un resumen de la velocidad de agitación y potencia necesaria para cada equipo en la Tabla 66.

Tabla 66

Características de los sistemas de agitación

Descripción del sistema	N [rpm]	Potencia [kW]
Sistema de agitación del tanque de mezclado de materia prima (M1)	200	3,01
Sistema de agitación del tanque de burbujeo (M2)	200	5,92
Sistema de agitación del reactor (T1)	97	51,7
Sistema de agitación del tanque de neutralización (T2)	200	29,7

Nota: De elaboración propia, ver ANEXO M

Sistemas auxiliares de calentamiento/enfriamiento

Intercambiadores de calor

La red de intercambiadores de calor con sus corrientes frías y calientes ya fue definida anteriormente en la Tabla 55, Tabla 60 y Tabla 63. Por otro lado se debe calcular el delta de temperatura medio logarítmico (Ecuación 37) y el U (Ecuación 38) para el dimensionamiento de cada uno de los equipos a utilizar.

Ecuación 37

Delta de Temperatura medio logarítmico

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{c1}-T_{f2})-(T_{c2}-T_{f1})}{\ln\left(\frac{T_{c1}-T_{f2}}{T_{c2}-T_{f1}}\right)}$$

Donde:

- T_c es temperatura de fluido caliente
- T_f temperatura de fluido frío
- Los números 1 y 2 indican los planos

Ecuación 38

Coefficiente global de transferencia de calor

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_c}$$

Donde:

- h_f es el coeficiente pelicular del fluido frío
- h_c el coeficiente pelicular del fluido caliente

Para este cálculo, no se estimarán los coeficientes peliculares de los fluidos, sino que se aproximarán mediante el uso de bibliografía (Cao, 1983). Para corrientes diluidas, se consideraron las características del fluido similares a un sistema agua-agua, mientras que para corrientes concentradas en glicerina se estimó que sería más adecuado la aproximación a un sistema agua-solvente orgánico.

Mediante los valores de U y ΔT_{ml} se puede calcular el área de transferencia de masa necesaria para cada intercambiador como muestra la Ecuación 39.

Ecuación 39

Área de intercambiador

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{ml}}$$

Donde:

- Q es el calor intercambiado
- U es el coeficiente global de transferencia de calor
- ΔT_{ml} la variación de temperatura media logarítmica

Es relevante mencionar que para el cálculo del área se decide sobre dimensionar todos los intercambiadores un 10%. Esto se hace ya que una vez puesto en marcha los coeficientes reales pueden tener discrepancias con los teóricos, ya sea por propiedades no tenidas en cuenta o ensuciamiento.

Una vez obtenida el área, los valores finales de diseño de cada equipo intercambiador de calor se plasman en la Tabla 67.

Tabla 67

Red de intercambiadores de calor

Equipo	Nombre corriente	Descripción	T entrada (°C)	T salida (°C)	Calor (kW)	ΔT_{ml}	U (kW/m ² K)	Área (m ²)
I1	F12'	Entrada a DF2	107,1	111,6	534,3	28,25	0,7	30,8
	F17'	Condensador D1	155,6	123,9				
I2	F12'	Entrada a DF2	111,6	119,3	916,9	94,5	1,35	7,9
	F19'	Condensador D2	217,2	202,8				
I3	F12'	Entrada a DF2	119,3	120,9	192,3	86,8	1,35	1,8
	FR	Serpentín M2	207,1	206,7				
I4	F12'	Entrada a DF2	120,9	123	252,5	28,5	1,35	7,2
	F19	Salida tope D2	202,8	126,9				
H5	F20'	Reboiler D2	269,4	269,9	873,6	6,36	3,5	43,1
	FC	Dowtherm RP	294	270				
H6	F18'	Reboiler D1	216,8	221,8	1.667	62,2	1,2	24,6
	FC	Dowtherm RP	294	270				
H7	F21'	Reboiler D3	108,8	148,5	318	153,2	1,0	2,3
	FC	Dowtherm RP	294	270				
H8	F4	Entrada a T1	206,7	230	501	63,64	1,0	8,7
	FC	Dowtherm RP	294	270				
H9	F10'	Entrada a DF1	202,9	207	3.058	76,6	1	43,9
	FC	Dowtherm RP	294	270				
C10	F23	Salida tope DF1	207	40	563	54,4	1,2	9,5
	FF	Agua de torre	29,4	60				
C11	F13	Salida tope DF2	123	40	3.298	32,4	1,2	93,4
	FF	Agua de torre	29,4	60				
C12	F22'	Condensador D3	99,8	99,6	369,5	59,4	1,6	4,3
	FF	Agua de torre	29,4	60				
C13	F22	Salida tope D3	99,6	40	882,1	25,3	1,0	35,7
	FF	Agua de torre	29,4	60				
C14	F21	Salida fondo D3	148,5	40	16,27	39,5	1,0	0,5
	FF	Agua de torre	29,4	60				
C15	F19	Acido lactico 90%	126,9	40	264,3	33,5	1,0	8,7
	FF	Agua de torre	29,4	60				
C16	F20	Glicerina	269,9	40	95,39	69,1	0,75	2,0
	FF	Agua de torre	29,4	60				

Caldera

La planta utiliza para la calefacción de corrientes un fluido térmico que necesita una caldera especializada (no es una caldera de vapor). Estas calderas operan automáticamente y mantienen el fluido en un único estado, sin cambios de fase. Trabajan a bajas presiones y pueden alcanzar temperaturas por encima de los 300 °C (583 K), con una eficiencia global que generalmente varía entre el 87% y el 90%.

Según Master SI, en su artículo de 2023 “Por qué el aceite térmico puede ser mejor que el vapor en ciertos procesos de calentamiento?” los sistemas de calefacción con fluido térmico ofrecen varias ventajas clave sobre los sistemas de vapor. A diferencia del agua, el fluido no causa corrosión, eliminando el problema del desgaste en los sistemas. Además, estos sistemas pueden operar a temperaturas más altas sin aumentar la presión, evitando problemas de seguridad, por lo que trabajan a presiones menores. Son más seguras, requieren menor inversión de capital, y son más eficientes al evitar las pérdidas comunes en los sistemas de vapor, como las trampas de vapor y la purga.

La corriente de fluido térmico necesaria es de 6.166,1 kg/min o 6,7 m³/min y deberá alcanzar una temperatura de 294°C. En el caso de los requerimientos de corriente de fluido calefactor de este proyecto, una caldera TPC-B modelo 6000 B de la compañía Babcock Wanson será suficiente para cumplir con los requisitos. Una imagen de ésta caldera se puede observar en la Figura 51.

Con una capacidad de 100.000 a 6.000.000 kCal/h (116 a 6.978 kW), este calentador de fluido térmico TPC-B es un calentador vertical, de múltiples pasos, con una larga trayectoria tanto en diseño como en construcción. Con una capacidad de calentar hasta 350°C, su configuración con quemador orientado hacia abajo asegura una expansión sin restricciones y sin tensiones de las serpentinas del calentador durante el funcionamiento normal. Este calentador ha sido diseñado para operar en una amplia gama de industrias y con una gran variedad de fluidos de transferencia de calor. Puede utilizar una variedad de combustibles líquidos o gaseosos.

Algunas de las ventajas de este equipo son:

- Fácil operación
- Sin riesgo de congelación
- No se produce efluente líquido
- No se requiere tratamiento de agua ni productos químicos
- Mantenimiento muy bajo y vida útil de la planta muy larga

- Sin corrosión
- Operación en circuito cerrado, sin pérdida del sistema
- Compacto y no requiere trabajos especializados en el sitio, por lo que puede instalarse cerca del usuario, lo que genera ahorros significativos en salas de plantas especializadas y tuberías de distribución
- Capacidad para mantener un control de temperatura constante
- Posibilidad de vincular accesorios auxiliares como bombas, tanques, válvulas, controladores e intercambiadores

Figura 51

Caldera de fluido térmico TPC-6000B de Babcock Wanson



Nota: Obtenido de la página de Babcock Wanson

Torre de enfriamiento

Ciertos equipos de intercambio de calor requieren una corriente auxiliar de enfriamiento, para ellos, se debe dimensionar una torre de enfriamiento que permita obtener agua en la temperatura deseada. Anteriormente se definió que la torre deberá operar con una temperatura mínima de 29,36°C y una temperatura máxima de 50°C.

Para su diseño, se utilizó el software online COOLS PEC Product Selector, seteando las condiciones de diseño de la Tabla 62. Para estas condiciones se obtienen distintos modelos que se pueden utilizar, siendo el indicado en la Tabla 68 la opción de menor costo y la torre que se decide utilizar.

Tabla 68

Características de la torre de enfriamiento

Modelo	NC8405ULN1
Número de celdas	1
Tipo de flujo	Cruzado
Tipo de ventilador	Silencioso
Tipo de relleno	MX75
Altura (m)	3,65
Ancho (m)	6,07
Largo (m)	3,02
Velocidad de ventilador (rpm)	389
Velocidad de motor de ventilador (rpm)	1800
Potencia requerida (kW)	37,3

Nota: De elaboración propia con datos de COOLSPEC

CAPÍTULO 6

**ANÁLISIS
ECONÓMICO DEL
PROYECTO**

CAPÍTULO 6: ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

RESUMEN EJECUTIVO

En este capítulo se aborda el análisis económico del proyecto, el cual permitirá evaluar su factibilidad en dichos términos. Para ello se consideran los costos operativos, los ingresos por ventas y la inversión. De esta forma se definirán métodos para cuantificar la rentabilidad.

En primer lugar, se determina la vida útil del proyecto en 20 años, siendo al tercer año donde alcance su máxima producción.

Por otra parte, se calcula la inversión total, que incluye la compra de equipos y su instalación, la construcción de la planta, el capital de trabajo, entre otros componentes. Se estiman los costos de inversión a partir de correlaciones, factores y otras fuentes bibliográficas. Se destaca el error elevado que generan los diferentes métodos utilizados.

En cuanto a los costos operativos, estos se dividen en costos fijos y variables. En ellos se incluyen los costos de materias primas, suministros, servicios y mano de obra, además de los costos de depreciación y de administración, entre otros. Cabe destacar, que los costos variables predominan frente a los fijos, siendo el costo de la glicerina particularmente relevante, ya que pequeñas variaciones en su precio podrían impactar significativamente en la rentabilidad del proyecto.

En términos de rentabilidad, el proyecto tiene un tiempo de repago prolongado y una tasa interna de retorno inferior a la mínima esperada, lo que sugiere que no es rentable bajo las condiciones actuales. Sin embargo, un análisis de sensibilidad muestra que una reducción del 20% en el costo de la glicerina mejoraría la rentabilidad, alcanzando los niveles requeridos para justificar la inversión. A pesar de ello, variaciones en la inversión en equipos y precio de venta de subproductos no impactan significativamente la viabilidad del proyecto.

A continuación, se presenta una tabla que incluye los ingresos por ventas, costos operativos, inversión total y la rentabilidad en términos del TIR.

Ingresos por Ventas (u\$/año)		39.025.500,00
Costos operativos (u\$/año)	Costos variables	33.276.045,27
	Costos fijos	4.148.912,19
Inversión Total (u\$/año)		26.159.730
Rentabilidad (TIR)		5%

En resumen, aunque el proyecto es tecnológicamente viable y aborda un problema industrial relevante, su rentabilidad depende en gran medida de reducir los costos de materias primas, especialmente la glicerina. Además, se evalúa la posibilidad de la expansión de la planta para aprovechar un desecho sin valor comercial y con la expectativa de un cambio en la rentabilidad. Se decide diseñar este agregado al proceso en el próximo capítulo.

JUSTIFICACIÓN DE LA INVERSIÓN

Como se mencionó anteriormente en este trabajo, en las últimas décadas, los biocombustibles han ganado relevancia a nivel mundial como una fuente de energía renovable, impulsada por regulaciones que fomentan su uso en varios países, incluida Argentina. Como resultado, el país ha desarrollado una sólida infraestructura de producción. Sin embargo, uno de los principales desafíos de esta industria es el manejo de la glicerina cruda, un subproducto generado en grandes cantidades durante la producción de biodiesel. Dado que la glicerina cruda contiene impurezas que no cumplen con los estándares de calidad necesarios para sus aplicaciones tradicionales, se ha generado un exceso en la oferta, lo que ha provocado una caída en su valor comercial.

Este proyecto surge con el propósito de dar una solución sustentable al problema del exceso de glicerina cruda, añadiendo valor a través de su conversión en ácido láctico. Aunque la mezcla racémica resultante no es apta para usos convencionales en sectores como la alimentación o la cosmética, existen oportunidades significativas para su aplicación en industrias emergentes. El desarrollo de solventes ecológicos y biopolímeros innovadores posiciona este proyecto como una alternativa viable y ventajosa para el aprovechamiento de este subproducto industrial.

En el marco de la planificación a largo plazo de este proyecto, es fundamental definir el porcentaje de capacidad instalada en la que operará la planta durante su ciclo de vida, determinado en 20 años. Este análisis permitirá estimar la eficiencia productiva y la viabilidad económica a lo largo del tiempo, así como prever posibles variaciones en la demanda del producto y el comportamiento del mercado. Dado que la demanda inicial del producto, la eficiencia de la planta y los posibles obstáculos en la inserción en el mercado pueden variar durante las dos décadas, es necesario determinar qué porcentaje de la capacidad nominal se estará utilizando en cada periodo. Se propone realizar el plan mostrado en la Tabla 69.

Tabla 69

Porcentaje de producción de la planta por período

Período	<i>Construcción y puesta en marcha</i>	<i>Período 1</i>	<i>Período 2</i>
Años	-1 y 0	1 y 2	3 a 20
Porcentaje	-	80%	100%
Producción LA	-	24.728 ton/año	30.910 ton/año

Nota: elaboración propia.

INGRESOS POR VENTAS

En capítulos anteriores se analizó la obtención, separación y purificación de productos de interés y subproductos. A continuación en la Tabla 70, se resumen los productos obtenidos y las cantidades producidas en toneladas por año. Cabe destacar que se debe utilizar la producción nominal para estimar los ingresos por ventas.

Tabla 70

Productos y subproductos

Producto	Producción anual (ton/año)
Ácido Láctico 90%	30.910
Sulfato de sodio hidratado	39.672
1,2 Propanodiol 90%	1.289

Nota: De elaboración propia. Ver **Anexo I**

En el Capítulo 1 se realizó un análisis del mercado del ácido láctico y del 1,2 propanodiol. Se definió un precio de venta del ácido en 1200 u\$/ton, mientras que se proyectó el precio de venta del 1,2 Propanodiol entre 1100 y 2000 u\$/ton. Entonces, se decide comercializar el 1,2 Propanodiol a un precio intermedio de 1500 u\$/ton.

Cabe destacar, que además del ácido láctico y 1,2 propanodiol, se forma una cantidad significativa de sal de Sulfato de Sodio hidratado. Como se mencionó en capítulos anteriores el sulfato se comercializa principalmente en la forma de sulfato anhidro. Según el observatorio de complejidad económica, China concentra los mayores volúmenes de exportación de este producto, mientras que entre los principales importadores se destacan Japón, China, Estados Unidos, Brasil y Bélgica. En cuanto al precio de venta, se distingue la sal anhidro de la sal decahidratada (también conocida como sal de Glauber). Uno de los principales proveedores en China es *Sichuan Chuanmei Sodium Sulfate Co.*, el cual comercializa sulfato de sodio anhidro a un precio FOB de 200 u\$/ton. Por otra parte, la sal decahidratada se comercializa a un precio inferior de 90 usd/ton.

En cuanto a la obtención de la sal decahidratada el proceso consiste simplemente en una etapa de secado, mientras que el proceso de obtención de la sal anhidro consiste en una serie de operaciones de mayor complejidad, entre ellas la cristalización. En este caso, se decide no considerar la comercialización del sulfato de sodio, mientras que se diseñará el proceso de obtención de la sal anhidro con mayor detalle en el

Capítulo 7. Además, se evaluará el impacto económico de esta decisión en la rentabilidad del proyecto.

A continuación en la Tabla 71, se resumen los ingresos por ventas.

Tabla 71

Ingresos por Venta

Producto	Producción (ton/año)	Precio de venta (u\$/ton)	Ingresos (u\$/año)
Ácido Láctico 90%	30.910,00	1.200,00	37.092.000,00
1,2 Propanodiol 90%	1.289,00	1.500,00	1.933.500,00
Ingresos por ventas anuales (usd/año)			39.025.500,00

Nota: elaboración propia. Ingresos por venta al 100% de la capacidad nominal

Posteriormente en este capítulo se analizará el impacto de la variación de los precios de venta de los productos en la rentabilidad del proyecto (análisis de sensibilidad).

COSTO DE INVERSIÓN

La cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación se denomina inversión total (IT). Dicha inversión puede estar constituida por capital propio, créditos de organismos financieros y/o créditos de proveedores.

La inversión total se compone de dos partes: inversión fija total (IFT) y la inversión en capital de trabajo (IW). La IFT es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente la planta y ubicarla en situación de poder comenzar a producir, es decir, es la suma del valor de todos los activos de la planta. En cuanto al IW se refiere al capital adicional necesario para que comience a funcionar el proyecto en los niveles previstos, es decir, para financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

En la Tabla 72 se resumen los costos de inversión. Cabe destacar que a continuación en este apartado se detallarán las estimaciones efectuadas en la elaboración de la tabla mencionada.

Tabla 72

Inversión total (IT)

Inversión Fija total (usd)	19.724.764
Capital de trabajo (usd)	6.434.966
Inversión Total (usd)	26.159.730

Nota: elaboración propia

Inversión Fija Total (IFT)

Uno de los métodos más reconocidos para estimar la inversión fija es el método de los factores de Chilton. Este método consiste en estimar los componentes directos e indirectos de la inversión, a partir del costo de los equipos con su instalación. De esta manera, se encuentran tabulados factores que permitirán realizar estimaciones con un error aproximado del 10-15%.

No se debe perder de vista, que las estimación con el método de Chilton pueden implicar desviaciones mayores al error estimado, ya que son de origen empírico y no necesariamente describirán las características del proceso en cuestión. Luego, se buscará en medida de lo posible estimar los costos de inversión a partir de métodos alternativos.

Además del costo de los equipos y los componentes de la inversión directos e indirectos, en la IFT se debe considerar el costo del terreno

donde se instalará el proyecto. Luego, a continuación en la Ecuación 40, se detalla el cálculo de la inversión fija total (IFT).

Ecuación 40

Inversión Fija Total (IFT)

$$IFT = IE \cdot (1 + \Sigma fi) \cdot (1 + \Sigma fli) + Terreno$$

Donde:

IE: Inversión en equipos con instalación

fi: factor de la inversión directa

fli: factor de la inversión indirecta

Nota: elaboración propia

Luego, en la Tabla 73, se resumen los componentes de la inversión estimados.

Tabla 73

Inversión Fija Total (IFT)

IE (equipos + instalación)	6126094		
<i>Componentes directos</i>	<i>Estimación</i>	<i>fi</i>	<i>Valor (usd)</i>
Tuberías de Proceso (f1)	Proceso de fluidos	0,45	-
Instrumentación (f2)	Control complejo, centralizado	0,125	-
Edificación	Estimado a partir del costo de construcción por m2 informado por la consultora LEARISK para una construcción tipo 4	-	1.700.352
Plantas de servicios (f3)	Escasa adición a las existentes	0,025	-
Conexiones entre unidades (f4)	Entre unidades de procesos separada	0,1	-
<i>Componentes indirectos</i>	<i>Estimación</i>	<i>fli</i>	<i>Valor</i>
Ingeniería y construcción	Ingeniería compleja	0,425	-
Factores de tamaño	Unidad comercial grande	0,025	-
Contingencias	Variaciones imprevistas	0,25	-
Inversión fija (IF)	19.404.764		
Terreno	320.000		
Inversión fija total (IFT)	19.724.764		

Nota: de elaboración propia

Costos de equipos e instalación

Como se mencionó anteriormente, para aplicar el método de Chilton debe conocerse con la mayor exactitud posible la inversión necesaria en equipos incluyendo su instalación (IE). Idealmente se podrían pedir cotizaciones a distintos proveedores de equipos. Sin embargo, debido al alcance de este

proyecto, no se disponen en todos los casos de los valores reales. Para solucionar este inconveniente se aplicarán correlaciones para estimar los costos de los equipos principales.

Existen herramientas como la desarrollada por la empresa Matches, la herramienta publicada por la Universidad de Virginia conocida con el nombre de CapCost 2017 y algunas bases de datos como la publicada en el sitio AssessCCUS, que permiten estimar de manera preliminar los costos de los equipos principales. Además, se destaca el libro *Chemical Engineering Design* de Sinnott (2005) y el libro *Product and Process Design Principles* de Seider (2016), donde se presentan algunas estimaciones de costos para equipos industriales. Se deben conocer las características constructivas de los equipos, como pueden ser sus dimensiones, materiales, potencia u otros parámetros.

Cualquiera sea la herramienta elegida, el método que aplican para estimar el valor de los equipos se basa en un escalado lineal a partir de una unidad de escalado característica del equipo (VE). Además, se destaca que estos métodos tienen un error de $\pm 25\%$, por lo que, si el proyecto continúa a instancias de diseño avanzadas se deberá indiscutiblemente consultar con un proveedor especializado.

En la Ecuación 41, se ejemplifica el cálculo efectuado. En general, se suele asumir en estos cálculos que el material es acero al carbono, aunque si se desea elegir otro material se le adiciona un factor denominado factor de material constructivo (FM). Además, se agrega un factor de escala (FE) y un factor de presión de operación (FP).

Ecuación 41

Inversión Fija Total (IFT)

$$\text{Costo estimado} = C_{\min} \cdot \left(\frac{V_{Ed}}{V_{E\min}} \right)^{FE} \cdot FM \cdot FP$$

Donde:

- C_{min}: Costo mínimo
- V_{Ed}: valor de escalado deseado
- V_{E_{min}}: valor de escalado mínimo
- FE: factor de escala
- FM: factor del material constructivo
- FP: factor de presión

Nota: elaboración propia

Es importante distinguir la diferencia entre los precios FOB (Free on board) y los CIF (Cost, Insurance and Freight). En el caso de las herramientas mencionadas anteriormente, estas devuelven el precio FOB, es decir, sin

considerar el seguro, el flete ni impuestos hasta el puerto de destino. Luego, el adicional al precio FOB debido a estos factores dependerá del origen del equipo y legislación vigente. Entonces, como no se dispone de datos reales se decide estimar preliminarmente este costo en un 30% del precio FOB. Además, se considera que en ese 30% se incluyen los costos de transporte desde el puerto de destino hasta el sitio de instalación.

Por otra parte, en algunos casos se disponen de precios desactualizados. Para estimar la variación temporal de los precios en dólares, se suelen utilizar índices de costos. A continuación en la Ecuación 42, se ejemplifica el cálculo realizado para ajustar los precios al valor presente.

Ecuación 42

Inversión Fija Total (IFT)

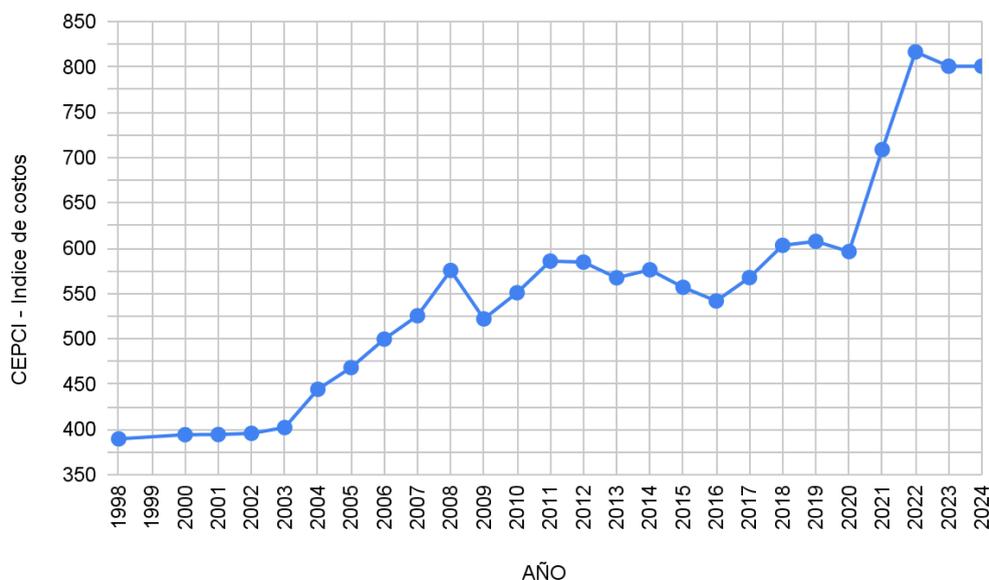
$$\text{Precio presente} = \text{Precio original} \cdot \frac{\text{Índice a t presente}}{\text{Índice a t original}}$$

Nota: elaboración propia

Luego, se busca un índice adecuado para la variación de los costos de equipos industriales. Se decide utilizar el índice CEPCI (The Chemical Engineering Plant Cost Index). A continuación en la Figura 52, se observa el índice mencionado por año hasta el 2024.

Figura 52

CEPCI index (1998 - 2024)



Nota: extraído de <https://www.chemengonline.com>

Por último, se debe considerar el costo de la instalación de los equipos. Al precio de los equipos en sitio se le incluye un 30% adicional por los costos de su instalación. Se decide adoptar este valor, siguiendo las recomendaciones de Sinnott (2005) y de KLM Technology Group (2014). Se espera que los costos de instalación dependan de cada equipo, su complejidad y dimensiones.

Luego, en la Tabla 74 se resumen los costos de los equipos principales con flete, seguro e instalación incluidos. Cabe destacar que en el Anexo N se presentan las estimaciones y cálculos detallados para la obtención de los valores expuestos en la Tabla 74.

Tabla 74

Inversión en equipos con instalación (IE)

Equipos	Precio con instalación (u\$s)
Intercambiadores de calor	757.798
Sistema de bombeado	267.757
Torres de destilación	512.969
Flash	300.272
Tanques agitados y reactores	457.554
Torre de enfriamiento	172.028
Caldera	2.027.284
Tanques de almacenamiento	1.137.458
Otros equipos	492.975
IE	6126094

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Componentes directos e indirectos

Como se mencionó anteriormente, se decide estimar los componentes directos e indirectos de la inversión a partir de los factores de Chilton. En el **Anexo R**, se resumen todos los factores. No debe perderse de vista que la utilización de estos factores permite obtener una aproximación inicial y que al error de la estimación del costo de los equipos se le suma un error adicional por la utilización de los factores.

Los factores directos (fi) son:

- *Tuberías de proceso*: si bien en algunas etapas del proceso se separan sólidos, en la mayoría de las operaciones se trabaja con fluidos (gases y líquidos). Luego las cañerías de proceso se definen como de fluidos

$$f1 = 0,45$$

- *Instrumentación*: al ser un proceso continuo de dimensiones significativas, se debe considerar un control complejo centralizado. Como se mencionó en el Capítulo 4, las principales variables a controlar serán la temperatura, presión y composición de las corrientes.

$$f2 = 0,125$$

- *Edificación*: este costo de inversión considera los gastos de mano de obra, materiales y suministros necesarios para construir los edificios que constituyen la planta de producción. En este caso se decide no utilizar los factores de Chilton para la estimación, sino que se obtiene el precio por metro cuadrado de la consultora de ingeniería LEARISK (2024). Se decide estimar los costos para una construcción de Tipo 4 (estructura de marcos de aceros dos aguas y cerramientos de mampostería, sobre piso/radier de hormigón alisado, techo de chapas acanaladas sobre perfiles soldados de acero). Se obtiene un costo de 1200 usd/m². Luego, a partir de los m² edificados (se estimarán en el apartado de terreno), se obtiene el Costo de edificación.

Costo de edificación: 1.700.400 u\$s

- *Plantas de servicio*: para la planta de proceso se requiere servicio de agua, electricidad y gas. Como en la ubicación donde se decide construir la planta (ver apartado terreno), se dispone acceso a los servicios mencionados, no será necesario construir una planta nueva de servicios. Luego se estima este costo como escasa adición a las existentes.

$$f3 = 0,025$$

- *Conexiones entre unidades*: se considera que las unidades de proceso se encuentran separadas, ya que podría ser conveniente por cuestiones operativas, de seguridad de procesos o de tamaño separar las diferentes etapas del proceso.

$$f4 = 0,1$$

Los factores indirectos (f_{li}) son:

- *Ingeniería y construcción*: los gastos de ingeniería incluyen todos los costos de administración, servicio técnico e ingeniería durante la construcción y puesta en marcha del proyecto. Debido a que el proceso es continuo y se requiere el diseño con detalle de las etapas, se considera que el proyecto es de ingeniería compleja.

$$f11 = 0,425$$

- Factores de tamaño: como la mayoría de los equipos poseen dimensiones grandes, se considera que la planta es una unidad comercial grande.

$$f12 = 0,025$$

- Contingencias: para este factor se consideran contingencias frente a variaciones imprevistas.

$$f13 = 0,25$$

Terreno

El valor del terreno es un factor relevante en los costos de inversión de la planta. Este terreno representa el espacio físico donde se instalará la planta, y debe contar con el tamaño adecuado para acomodar todos los equipos, áreas de almacenaje de materias primas y productos, los vestuarios de los empleados, las oficinas administrativas, comedores y baños. Para calcularlo se debe determinar primero el espacio requerido para la instalación de la planta de producción de ácido láctico.

Un método muy utilizado es el Método Guerchet, el cual permite el análisis del espacio físico para los diferentes puestos de trabajo (Solagne P., 2023). Este método también se conoce como el método de las áreas de trabajo ya que utiliza una estimación del área ocupada por los equipos y por sus operarios para dimensionar el área total requerida en el proceso. Para ello, el método define tres componentes principales:

- Superficie estática (S_s): Es el área ocupada por los equipos y máquinas.
- Superficie gravitacional (S_g): Es el área requerida por los operadores en sus tareas. Se obtiene multiplicando la superficie estática de cada equipo por la cantidad de caras en las cuales se encuentran las operaciones que está realizando (n).
- Superficie de evolución (S_e): Es el área requerida para los desplazamientos de los trabajadores, piezas y mercancías. Se obtiene multiplicando a la suma de S_s y S_g , por un coeficiente de evolución "K" que depende del tipo de industria. Para el caso de la industria oleoquímica, el valor de K se encuentra entre 2 y 3. En este caso, se utilizará un valor de $K=2,5$.

De ésta forma, el área total requerida se calcula mediante la Ecuación 43.

Ecuación 43

Área total del terreno

$$St = Ss + Sg + Se$$

Donde:

- Ss = Superficie estática
- Sg = Superficie gravitacional
- Se = Superficie de evolución [Se=(Ss+Sg).K]

Nota: Obtenido del documento de Estimación de la superficie requerida y distribución de planta de una industria metalmecánica (2023).

En **Anexo O** se pueden observar los equipos tenidos en cuenta en el cálculo y sus respectivas áreas. Se debe considerar que los intercambiadores de calor de tubo y coraza fueron dimensionados según los largos de coraza más utilizados en la industria, al igual que el diámetro interno de los tubos. Se tomó una velocidad de fluido sugerida por Eduardo Cao en su libro Intercambiadores de Calor y también la disposición de tubos más adecuada dentro de la coraza para cumplir con los requisitos de área de transferencia. Para el caso de los intercambiadores de doble tubo, se dimensionan teniendo en cuenta las velocidades sugeridas por Eduardo Cao y la combinación más utilizada en la industria de diámetros de tubo interno y externo. Además se consideró el largo máximo de estos equipos y sus disposiciones espaciales para lograr definir una superficie óptima. A su vez, para el caso de los tanques y torres se decidió tomar un diámetro 5% mayor al calculado ya que se debe considerar el aislante y otras características constructivas de la torre.

En cuanto al depósito de materias primas y el de productos terminados, se estima el espacio teniendo en consideración una semana de almacenamiento. Se tiene en cuenta la superficie ocupada tanto por los tanques de almacenamiento como por el NaOH (sólido). Se consideró que el NaOH se compra en bolsones de una tonelada de capacidad, como se mencionó en el capítulo anterior, y que estos bolsones ocupan una superficie de 1 m² que podrán ser apilados verticalmente. También se tiene en cuenta la superficie ocupada por el catalizador y otros suministros.

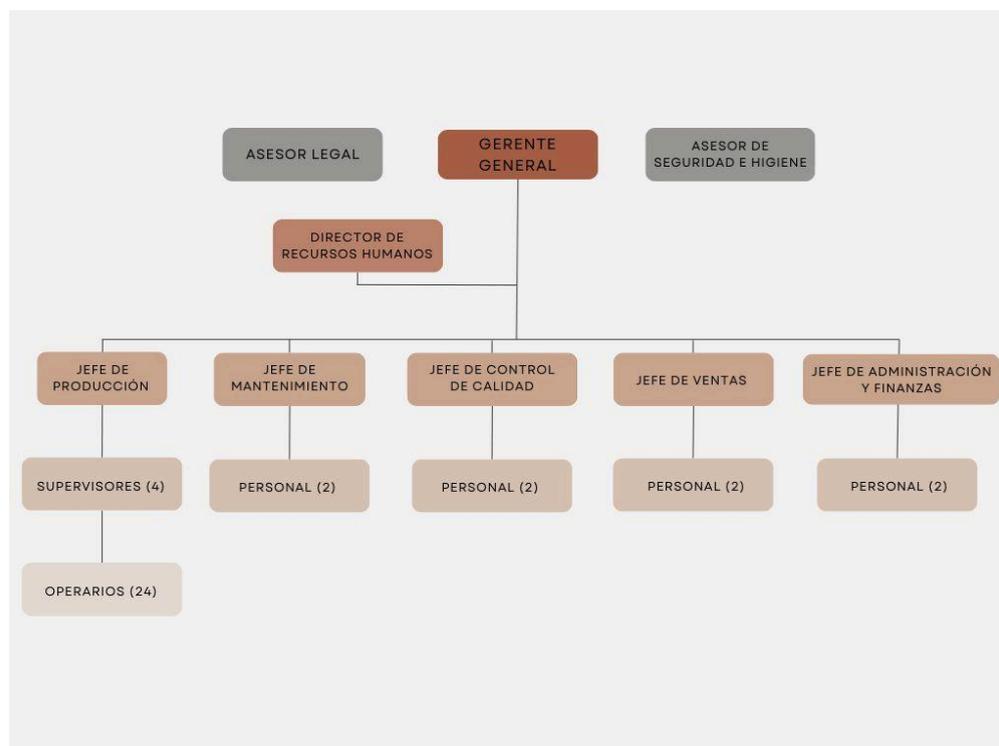
La recepción en una planta industrial es clave para controlar el acceso, garantizar la seguridad, gestionar visitantes y proveedores, y facilitar la logística. Además, proporciona información y proyecta una imagen profesional, contribuyendo a la eficiencia y organización de la planta. Es por ello que se debe tener en cuenta en el dimensionamiento de la superficie requerida.

Al mismo tiempo, se considera que habrá pasillos a lo largo de toda la planta. Para saber con exactitud cuánta superficie ocupan se debería realizar un layout de la planta. Sin embargo, dado los fines de este proyecto se decide estimar como un 10% del espacio total ocupado por el sector productivo, las oficinas, el comedor, los baños y vestuarios, la recepción, y los depósitos.

A su vez, se debe dimensionar el área de las oficinas, comedor, vestuarios y baños, por lo que se definirá un organigrama de la empresa que permitirá evaluar la cantidad total de empleados. De ésta forma se podrá tener una mejor aproximación del espacio ocupado por estas áreas. El organigrama se presenta en la Figura 53 y consta de 43 empleados en total. Cabe destacar que tanto el Asesor Legal como el Asesor de Seguridad e Higiene son asesores externos, es decir que no están contratados permanentemente en la empresa y no serán considerados para el dimensionamiento de las oficinas y demás salas comunes. De los 43 empleados se considera que 15 de ellos requerirán de espacio de oficina.

Figura 53

Organigrama de la empresa



Nota: de elaboración propia

Mediante el Manual de Estándares de Espacios de Trabajo del Estado Nacional Argentino se obtienen parámetros de diseño a tener en cuenta a la hora de dimensionar las áreas de oficinas y baños. Para el caso de las

oficinas se requiere un mínimo de 6 m² por cada empleado, luego se requieren de al menos 84 m² (se considera que los empleados que requieren oficina son 14). Además, se debe tener en cuenta que se recomienda un espacio de 12 m² para un empleado de nivel jerárquico mayor, como es el caso del gerente general. Entonces, se considera un espacio de oficina mínimo de 96 m² y además un espacio de sala de reuniones con capacidad para 14 personas, estimada en 30 m², sumando un mínimo de 130 m² destinado a espacio de oficinas, aproximadamente.

En el caso de los baños y vestuarios a partir de 21 empleados se requieren 2 lavabos cada 10 usuarios, 2 retretes cada 20 y 2 duchas cada 10 usuarios. Se requerirán entonces 10 lavabos, 6 retretes y 10 duchas, lo cual requiere un espacio mínimo de 80 m². En el caso del comedor, la ley no exige un mínimo espacio disponible, sin embargo se estima que se requieren de al menos 2 m² por empleado, por lo que se requerirá de 90 m².

Se debe tener en cuenta también el Factor de Ocupación del Suelo determinado por el parque, en este caso el Parque San Lorenzo cuenta con un FOS máximo de 0,6. Este factor determina qué fracción del terreno ocupado puede ser edificada.

En la Tabla 75 se resumen los valores mencionados anteriormente y se obtiene la superficie de terreno necesaria para la planta.

Tabla 75

Consideraciones de superficie de terreno

Descripción	Área
Proceso productivo	1.068,81
Almacén de materias primas	289,72
Depósito de productos terminados	82,01
Comedor	90,00
Baños y vestuarios	80,00
Recepción	30,00
Oficinas	130,00
Pasillos	265,58
FOS (factor de ocupación del suelo)	0,60
Área total	3.393,54

Nota: de elaboración propia

A pesar de que la superficie total del terreno resulta de 3400 m² aproximadamente, no se está teniendo en cuenta lugar para

estacionamiento, carga y descarga de camiones, tratamiento de efluentes, etc. Es por ello que se requerirá de una superficie mayor a la estimada. Asimismo, se decide considerar la posibilidad de que la planta requiera de un espacio para la posible ampliación en el proceso que se determinará en el Capítulo 7.

No solo se debe considerar el espacio requerido, sino que también se debe tener en cuenta la oferta de terrenos en el parque. El parque industrial San Lorenzo cuenta con los terrenos disponibles para fines industriales mostrados en la Figura 54. El precio por m^2 según Zonaprop es de entre $64 \text{ u\$/m}^2$ para un terreno de 5000 m^2 . Luego, se decide adquirir un terreno de 5000 m^2 , que será suficiente para cumplir con los requisitos de área estimados y además tener espacio para posibles ampliaciones y factores no considerados.

Figura 54

Terrenos parque San Lorenzo



Nota: de elaboración propia

El terreno cuenta con los siguientes suministros:

- Red eléctrica de media tensión
- Red de agua corriente
- Gas natural de media y baja presión
- Red cloacal
- Sistema de desagües pluviales
- Fibra óptica con servicio de telefonía, internet y wifi
- Iluminación led
- Hidrantes contra incendios
- Pavimento de hormigón (Apto Bi-trenes)
- Báscula para camiones (de uso común)

En la Tabla 76 se especifica la superficie del terreno que será edificada y que se tiene en cuenta en la inversión. Para realizar este cálculo, se consideró que las torres de destilación, destilación flash y la torre de enfriamiento no se encuentran bajo techo. Además, el almacenamiento de ciertas materias primas y productos (excepto los sólidos) también se encontrará a la intemperie.

Tabla 76

Superficie edificada

Descripción	Área [m2]
Proceso edificado	742,56
Oficinas, comedor, baño y vestuarios, pasillos, recepción	595,58
Sales, catalizador y otros	78,82
Área total	1.416,96

Nota: de elaboración propia

Capital de trabajo (IW)

El capital de trabajo comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada pueda operar a los niveles previstos. Es decir que es un capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto.

Los cálculos de capital de trabajo se realizaron mediante la suma del valor de inventario de materia prima, de productos y subproductos, y el efectivo en caja. No se consideran cuentas por cobrar o créditos a cuentas pendientes. Los resultados se pueden observar en la Tabla 77, junto con los parámetros utilizados para la estimación de cada componente.

Tabla 77*Capital de trabajo*

Capital de trabajo	Estimación	Valor (u\$s)
Valor de inventario de materia prima	Estimado como costos de materia prima utilizadas en 1 mes de producción.	2.536.533
Valor inventario productos y subproductos	Estimado como costos de producción en 1 mes.	3.118.746
Efectivo en caja	Se estima como el costo de producción en 2 semanas	779.687
Cuentas por cobrar	Se estima que no hay (cobrado en el momento)	0
Créditos cuentas pendientes	Se estima que no hay (pagado en el momento)	0
Capital de trabajo	6.434.966	

Nota: de elaboración propia

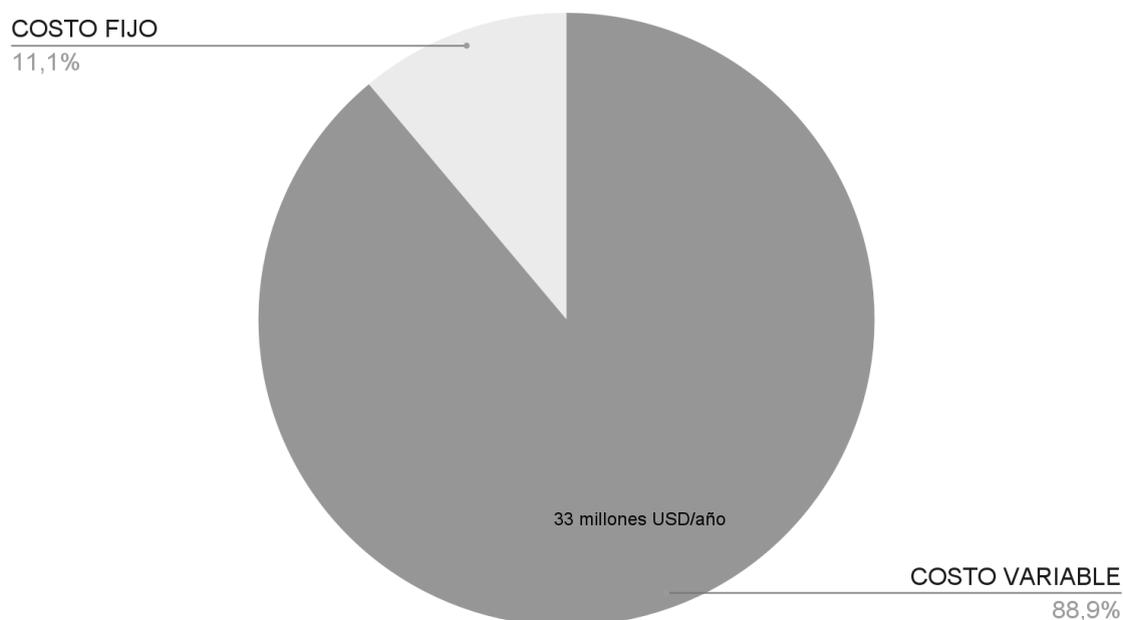
COSTOS OPERATIVOS

Los costos de operación de un proyecto son los gastos recurrentes que se generan durante el funcionamiento y mantenimiento del mismo, una vez que esté en marcha. Estos costos son fundamentales porque impactan directamente en la rentabilidad y viabilidad a largo plazo del proyecto. Un buen control y optimización de estos costos puede mejorar la eficiencia operativa y aumentar los beneficios. Se incluyen tanto costos fijos como costos variables.

En la Figura 55 se observa un gráfico de torta donde se comparan el costo variable con el costo fijo.

Figura 55

Costos Fijos y Variables



Nota: Costos al 100% de la capacidad nominal

Costos Variables

Los costos variables son aquellos que guardan una dependencia con los volúmenes de fabricación para un determinado período de tiempo, es decir que son proporcionales con el nivel de producción al que opera la planta.

El resultado de los costos variables se observa en la Tabla 78.

Tabla 78*Costos variables.*

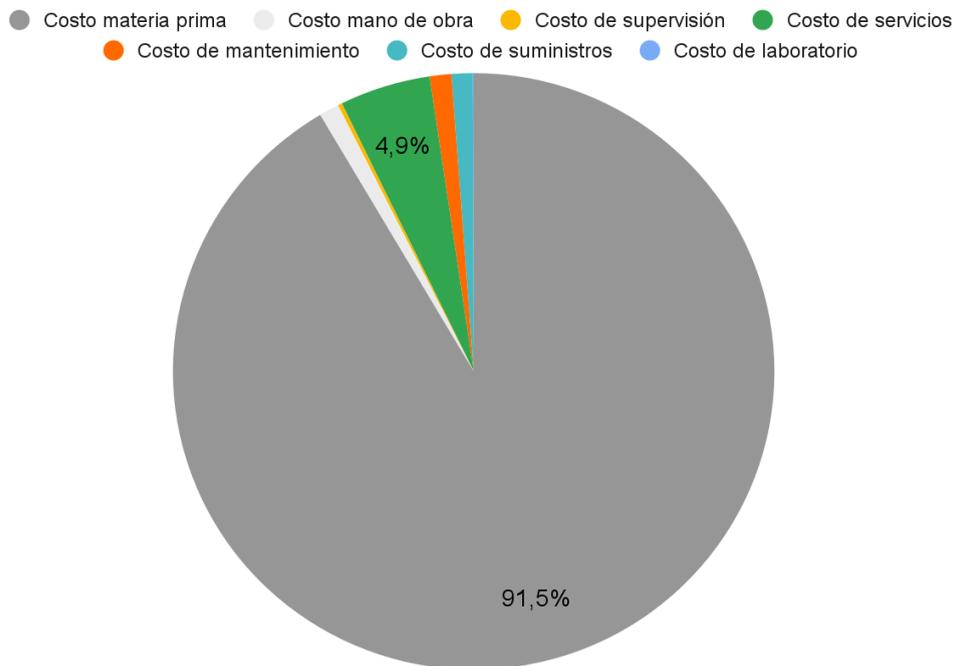
Costos variables			Valor anual (u\$s)	Estimación utilizada
Costo materia prima			30.438.399	-
Tipo	u\$s por ton	ton anuales		
Glicerina 50%	261	72.328		
Hidróxido de Sodio	350	23.048		
Ácido Sulfúrico	125	27.952		
Costo mano de obra			357.685	Se obtiene el sueldo básico de un operario del convenio colectivo de trabajo y se le agrega 35% de cargas sociales y la suma fija solidaria
Tipo	Salario mensual c/cargas sociales (\$)	Nro de personas		
Categoría A, (Acuerdo FATIQYP 8/2024)	14.725.867	24		
Costo de supervisión			75.158	Se consideran 4 supervisores, que cobra +35% sueldo operario
Costo de servicios			1.623.046	Se obtienen las tarifas de los distribuidores de servicio y se estimo el monto por el consumo necesario
Tipo	Cantidad anual	Monto anual (\$)		
Electricidad (kWh)	245.591	306.249.595		
Gas o combustible (m3)	5.213.066	1.302.250.847		
Agua (m3)	19.669	7.355.027		
Costo de mantenimiento			388.095,27	Bajo costo de mantenimiento (2% IF)
Costo de suministros			375.778,23	Recambio del catalizador anual
Costo de laboratorio			17.884,27	Análisis de calidad
Regalías y patentes			-	No aplica
Costos variables			33.276.045,27	
Costo variable unitario			1076,55	

Nota: elaboración propia. Valor de dólar actualizado al 14/09/2024. El costo unitario está definido por ton de ácido láctico

En la Figura 56 se observa un gráfico de torta donde se comparan los componentes del costo variable.

Figura 56

Costos Variables



Nota: Costos al 100% de la capacidad nominal

Costo MP

La planta analizada posee consumos de materia prima según la Tabla 79

Tabla 79

Consumo de materias prima y costo

Corriente	Cantidad anual (ton)	u\$s / ton
F1 (GLI 50%)	72.328,00	261,00
F2 (NaOH 98%)	23.047,96	350,00
F9 (H2SO4 98%)	27.952,04	125,00
Costo total anual (u\$s)		30.438.398,82

Nota: Esta expresado en términos de la capacidad nominal de la planta

Si bien el consumo nominal de glicerina al 50% es de 80.000 toneladas al año, como el rendimiento de la reacción no es del 100% y se obtiene como subproducto glicerina al 80%, se la decide recircular al tanque de almacenamiento para su posterior aprovechamiento. Luego, de manera de no modificar las condiciones de entrada al reactor, se asume que el proceso se encuentra en estado estacionario y toda la glicerina separada se aprovecha en la reacción. Luego, en la Tabla 79 se demuestra la cantidad

de glicerina requerida. Además, se considera la adición de agua a la glicerina recirculada de manera de adecuarse a la concentración de la materia prima. El costo del agua será considerado junto con los costo variable de servicios.

En cuanto al costo de la glicerina 50% este fue estimado en el Capítulo 1 en 261 u\$/ton. Sin embargo, se espera que al ser un residuo de poco valor comercial debido a su amplia oferta, se podrá obtener a un precio inferior. Luego, en un posterior análisis de sensibilidad se evaluará el impacto de este costo en la rentabilidad del proyecto.

Cabe destacar que se considera que la pureza de la corriente de hidróxido (F2) y de ácido sulfúrico (F9) es la disponible en el mercado para ambos de 98%. Ambas especies son consideradas productos químicos commodity por su alto uso en la industria. Esto provoca que su precio de venta sea menor al de un químico de especialidad.

Como ya se mencionó anteriormente el NaOH se consume en forma de escamas con una pureza del 98%. Según ChemAnalyst el precio FOB actualizado al cuatrimestre finalizado en Junio 2024 varía entre 298 u\$/ton (Medio Oriente) a 445 u\$/ton (Europa). Si bien no se presentan datos para América Latina actualizados se decide utilizar un valor de 350u\$/ton, el cual se encuentra en el rango y coincide con el valor FOB obtenido en el proveedor PaperIndex.

Por otro lado el Ácido Sulfúrico se utiliza en formato líquido y pureza 98%. Si se analiza el mercado mundial con la ayuda de la herramienta ChemAnalyst se observa que el precio actualizado a Junio 2024 ronda entre los 125 u\$/ton (Estados Unidos) y 210 u\$/ton (China). No se obtienen valores para el mercado de América Latina, por lo que se decide aproximar con el valor de Estados Unidos por cercanía.

Costo Envases

El costo de envases incluye los gastos necesarios para poder contener el producto en su comercialización, ya sean envases primarios, secundarios y/o terciarios.

Según la ficha de seguridad del ácido láctico 80% de Jungbunzlauer los materiales de almacenamiento apropiado son plástico de HDPE o acero inoxidable 316L.

El HDPE o polietileno de alta densidad es un polímero termoplástico formado por distintas unidades de etileno. Posee presentaciones de 20 litros en forma de bidón rectangular o en bidones cilíndricos de 220L.

Por otro lado el acero inoxidable 316L es una aleación de hierro, cromo níquel austenítico que contiene molibdeno. Para este material no se presentan envases individuales.

Por la naturaleza de nuestro producto y el mercado apuntado, siendo este último otra industria, se decide prescindir de envases y proceder a la venta a granel. Los tanques de almacenamiento se tendrán en cuenta en la inversión.

Costo de Mano de obra

Para poder calcular el costo de mano de obra se necesita contar con el precio de hora hombre y la cantidad de horas hombre necesarias. Mediante la Ecuación 44 se puede obtener la cantidad de horas hombre por día.

Ecuación 44

Correlación de Wessel

$$HH/dia = W * n^{\circ}etapas * Capacidad^{1-0.76}$$

Donde:

- Capacidad instantánea (ton/día)=84,7
- W=10 (procesos solo fluidos)
- n de etapas = 5
- HH/día = 145

Se definen 5 etapas del proceso, siendo estas:

1. Manejo de materia prima (mezcladores)
2. Reacción
3. Purificación
4. Carga y descarga de materia prima y producto final (almacenamiento)
5. Servicios (torre de enfriamiento, caldera, etc)

En un principio, se debe determinar la cantidad de operarios que trabajarán en la planta. Se asume que la planta trabaja las 24hs del día. Luego, se deberán realizar 3 turnos de 8 hs dando 6 trabajadores para completar las horas hombre por día calculadas.

El límite máximo de horas semanales es de 48hs, por lo que cada operario trabajará 6 días a la semana. De esa forma se debe realizar un esquema

rotativo, por lo que se realizará el cálculo para 24 trabajadores (siendo 18 fijos y 6 rotativos por día).

Se recurre a la Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQYP) para el valor del sueldo. De las escalas salariales convenio 77/89 se extrae el valor para la Categoría B, la cual es definida como:

“El personal comprendido en esta categoría, deberá poseer conocimientos básicos del proceso que realiza, siendo éstos de relación directa con la marcha normal y buen funcionamiento de las unidades operativas donde se desempeñe.”

Además del salario se considera una suma fija solidaria impuesta por la federación, pago de aguinaldo (se liquidan 13 meses por año) y cargas sociales (35%) .

En la Tabla 80 se resumen los costos asociados a la mano de obra determinados por lo anteriormente mencionado.

Tabla 80

Cálculo de costo de mano de obra

	Monto
Por hora (\$)	3.375,0
Por jornada (\$)	26.999,8
Por mes (\$)	647.994,2
Suma fija solidaria mensual (\$)	257.966,8
Cargas sociales mensual (35%) (\$)	226.798,0
Salario bruto anual por operario (\$)	14.725.867,4
Salario bruto anual por dotación (\$)	356.100.935,4
Salario bruto anual por dotación (u\$s)	357.685,5

Nota: De elaboración propia. Valor de dolar actualizado al 14/09/2024

Costo de supervisión

El costo de supervisión se puede estimar como el costo de un operario por turno que cobrará un 35% más que el operario de Categoría B. De esta forma se considera la necesidad de 4 supervisores. Los costos de supervisión se resumen en la Tabla 81.

Tabla 81*Cálculo de costo de supervisión*

	Monto
Número de supervisores	4
Salario bruto mensual por supervisor (\$)	1.438.936,3
Salario bruto anual por supervisor (\$)	18.706.172,1
Salario bruto anual por dotación (\$)	74.824.688,2
Salario bruto anual por dotación (u\$s)	75.157,6

Nota: De elaboración propia. Valor de dólar actualizado al 14/09/2024

Costo de servicios

El parque industrial elegido para la locación de la planta cuenta con todos los servicios necesarios. El costo de consumo de los diferentes servicios se calcula en base a los valores del distribuidor y las cantidades consumidas.

-Gas natural

Como se mencionó anteriormente la caldera de fluido térmico puede utilizar un amplio rango de combustibles líquidos y gaseosos. El parque industrial San Lorenzo posee cobertura para la distribución de gas natural por las empresas Litoral Gas.

Para el cumplimiento de los requerimientos de calefacción necesarios de la caldera se necesita una potencia de 6.417,6 kW (calor necesario para el fluido térmico). Sin embargo la caldera posee una eficiencia del 90% por lo que se asume una potencia necesaria de 7.059,4 kW. De forma de facilitar el cálculo y trabajar de forma similar al sistema de facturación, se dividirá el consumo en servicio mensual, siendo este igual a 5.082.739 kWh.

Utilizando la capacidad calorífica del gas natural se calcula el volumen mensual requerido. Este caudal nos posiciona en una tarifa de Gran Usuario (mínima diaria de 10.000 m³). Sin embargo, dentro de este tarifario se puede contar con servicio ininterrumpido o con posibilidad de interrupción. Debido a la necesidad constante de calefacción se decide contratar el servicio ininterrumpido, clasificando nuestro consumo como "Gran usuario FD". Dentro de esta tarifa se tienen distintos factores que se tienen en cuenta en la Ecuación 45, de la cual se obtiene el costo anual por consumo de gas.

Ecuación 45

Cálculo del costo anual por consumo de gas

$$CA = 12 \text{ mes} \times \left(CF \frac{\$}{\text{mes}} + V \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} \times \left(CV \frac{\$}{\text{m}^3} + CR \frac{\$}{\text{m}^3} + CT \frac{\$}{\text{m}^3} \right) \right)$$

Donde:

- CA=Costo anual
- CF=Cargo fijo
- V=volumen
- CV=cargo variable
- CR=Costo por reserva
- CT=Costo de transporte

Mediante estas tarifas y el consumo se obtienen los valores mostrados en la Tabla 82.

Tabla 82

Consumo de Gas Natural

Servicio-mensual	
Calor caldera (kW)	7.059,36
Energía-calor (kWh)	5.082.739,2
Gas Natural	
Capacidad calorífica (kWh/m ³)	11,7
Volumen necesario (m ³ /mes)	434.422,2
Tarifas industriales	
Cargo Fijo (\$/mes)	871.094,2
Cargo variable (\$/m ³)	3,64
Costo por reserva (\$ día/m ³ mes)	221,16
Costo de transporte (\$/m ³)	23,0
Costo	
Por metro cúbico (\$/m ³)	249,81
Total anual (\$/año)	1.302.250.846,84
Total anual (u\$s/año)	1.308.045,5

Nota: De elaboración propia. Valor de dolar actualizado al 14/09/2024

-Electricidad

Para el cálculo de la potencia total necesaria se sumaron las potencias de los equipos descritas en el **Anexo M** y se agregó un 10% más para cubrir cualquier uso imprevisto.

El consumo eléctrico se divide en 3 franjas horarias:

- Pico: de 18 a 23 hs
- Valle: de 23 a 6 hs
- Resto: de 6 a 18 hs

El consumo en cada franja horaria tiene distintas cargas por potencia y precio, por lo que se calcula el precio ponderado como lo indica la Ecuación 46. El costo variable mensual se calcula como lo indica la Ecuación 47 y el costo total mensual como lo indica la Ecuación 48.

Ecuación 46

Precio ponderado

$$P \frac{\$}{kWh} = \frac{5hs \times pp \frac{\$}{kWh} + 6hs \times pv \frac{\$}{kWh} + 13hs \times pr \frac{\$}{kWh}}{24hs}$$

Donde:

- P= Precio
- pp=Precio pico
- pv=precio valle
- pr=precio resto

Ecuación 47

Costo variable mensual

$$CV \frac{\$}{kW} = 30días \times 24hs \times P \frac{\$}{kWh} + Cpp \frac{\$}{kW} + Cpv \frac{\$}{kW} + Cpr \frac{\$}{kW}$$

Donde:

- CV=Costo variable
- P=Precio
- Cpp=Cargo potencia pico
- Cpv=Cargo potencia valle
- Cpr=Cargo potencia resto

Ecuación 48

Costo total mensual

$$CT \frac{\$}{mes} = CV \frac{\$}{kW} \times PoT \frac{kW}{mes} + CC \frac{\$}{mes}$$

Donde:

- CT=Costo total
- CV=Costo
- PoT=Potencia total
- CC=Cargo comercial

El proveedor de energía eléctrica de la provincia de Santa Fe es Energía Provincial de la Energía de Santa Fe (EPE). Por el consumo necesario

(mayor a 300 kW mensuales) se encuadra en la tarifa Parque industrial B2 (PB2). Los valores tarifarios y cálculos totales se encuentran en la Tabla 83.

Tabla 83

Consumo de energía eléctrica

Servicio-mensual	
Potencia total necesaria (kW)	341,1
Energía necesaria mensual (kWh/mes)	245.591,3
Tarifas Industriales	
<i>EPE, PB2 consumo mayor a 300kW</i>	
Cargo comercial (\$/mes)	30.928,54
Cargo por potencia hora pico (\$/kW mes)	10.194,20
Cargo por potencia fuera de pico (\$/kW mes)	4.545,5
Cargo por potencia adquirida (\$/kW mes)	3.464,7
Cargo variable por energía demandada en pico (\$/kWh)	81,0
Cargo variable por energía demandada en resto (\$/kWh)	78,3
Cargo variable por energía demandada en valle (\$/kWh)	76,8
Costo	
Costo variable mensual (\$/kW mes)	74.728,7
Costo fijo mensual (\$/mes)	30.928,5
Por kWh (\$)	103,9
Total anual (\$/año)	306.249.595,2
Total anual (u\$s/año)	307.612,3

Nota: De elaboración propia. Valor de dolar actualizado al 14/09/2024

Cabe destacar que no se incluyen los gastos energéticos para oficinas administrativas, luminarias ni elementos de uso común como microondas, heladeras, etc. ya que se tienen en cuenta en los costos fijos de administración y dirección.

-Agua

En el proceso de producción de ácido láctico hay etapas donde el agua se requiere y otras en donde se produce. Se ha mencionado anteriormente que el agua producida se utilizará para diferentes fines. Parte de ella se recircula hacia el reactor, y parte se utiliza para diluir la glicerina que se recircula hacia los tanques de almacenamiento de materia prima como se mencionó al principio de este capítulo. Por otro lado también se requiere agua para reposición en la torre de enfriamiento y para el uso y consumo del personal.

Se debe determinar entonces cuánta agua es requerida y cuánta de la producida puede ser aprovechada. Para ello se determinan las siguientes ecuaciones:

- Dilución de la glicerina 90% recirculada a 50% (Ecuación 49).
- Reposición de agua perdida en el circuito cerrado de la torre de enfriamiento debido a pérdidas por evaporación y purgas (Ecuación 50).
- Uso y consumo del personal (Se tiene en cuenta a aparte ya que debe ser agua potable)

Ecuación 49

Consumo de agua para dilución de la glicerina recirculada

$$\text{Agua } \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} = \text{Caudal glicerina } 80\% \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \left(\frac{0.8}{0.5} - 1 \right) / 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Ecuación 50

Consumo de agua para reposición

$$\text{Agua } \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} = \text{Caudal agua circuito } \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \text{factor}$$

Donde:

- factor= 3.75% (1% del agua total cada 5.5°C de cambio de temperatura, brindado por el fabricante para el cálculo de las pérdidas totales, que tiene en cuenta la evaporación y la purga).

El uso y consumo de agua potable del personal se asume de 3 m³ por persona al mes, obtenido de las recomendaciones de la Organización Mundial de la salud para el cumplimiento de las necesidades básicas (ONU, 2010). Se considera el consumo para los 43 empleados.

Luego, se plantean los cálculos teniendo en cuenta todos los consumos mencionados y el aporte de agua proveniente del proceso. Los resultados se encuentran en la Tabla 84, junto con los costos del servicio. Se puede observar que el consumo es mayor a la producción, por lo que se requerirá del servicio de agua de red.

Tabla 84*Consumo de agua potable*

Servicio-mensual	
Volumen reposición torre enfriamiento mensual (m ³)	6.114,54
Volumen disolución de glicerina recirculada (m ³)	239,8
Volumen de agua que se produce en el proceso (m ³)	4.844,23
Operarios-mensual	
Volumen agua por persona (m ³ /mes)	3,0
Volumen total de agua necesario (m³/mes)	1.639,1
Tarifas	
Cargo fijo (bimestral) (\$/bimestre)	4.932,0
Costo variable (\$/m ³)	372,4
Costo	
Por m ³ (\$)	373,9
Total anual (\$/año)	7.355.026,65
Total anual (u\$s/año)	7.387,8

Nota: De elaboración propia. Valor de dolar actualizado al 14/09/2024

Costo de Mantenimiento

Este costo abarca todos aquellos gastos en materiales y mano de obra empleados en planes de mantenimiento preventivo y en reparaciones debido a roturas o a imperfectos. Se considera que se requerirá un bajo costo, por lo que se estima como el 2% de la inversión fija.

Costo de suministros

Dentro de los costos de suministros se encuentran todos aquellos necesarios para el funcionamiento y mantenimiento de la planta. Además se considera todo el equipamiento y provisiones requeridas para el proceso que no son las materias primas. En este caso, el mayor costo provendrá del catalizador utilizado en el reactor y se utilizará este costo para estimar el costo de los suministros. Como no se dispone de datos de desactivación del catalizador, se considera un cambio completo anual del mismo. De esta forma se necesitan 5000kg del catalizador en stock.

No se encuentran datos en bibliografía acerca del precio de mercado del catalizador utilizado. Es por ello que se analizan diferentes tipos de catalizadores de cobre para obtener un rango de precio adecuado que permita la estimación de su costo. Estos se encuentran en la Tabla 85.

Tabla 85*Análisis de mercado de catalizadores de cobre*

Catalizador	Precio (u\$/kg)	Proveedor
Cu-zn-al	70	Liaoning Haitai Sci-Tech Development Co.
Cu-Zn en alúmina	75,74	Pingxiang Nianxiang Chemical
Cu Zn en alúmina	50	Shandong Dengzhuo Chemical Co.

Nota: de elaboración propia

El catalizador se encuentra actualmente en etapas de desarrollo, por lo que aún no hay rangos de precio para este tipo de tecnología en el mercado. Según el paper del año 2018 de Baddour et al, el precio de un catalizador heterogéneo en etapa precomercial se puede aproximar por una suma de costos por etapas. Si se asume que el costo de preparación del catalizador Cu/C deseado es similar al costo del catalizador Pt/C analizado en dicho artículo, se obtiene un valor para el catalizador de 75,2 u\$/kg. Cabe destacar que el costo del platino no se encuentra incluido dentro de la estimación (Baddour,2018) y es por ello que es adecuado estimar el costo a partir de este precio ya que ambos catalizadores (el utilizado en el proyecto y el mencionado en el artículo) son del tipo metales soportados en carbono.

Se decide utilizar el costo de 75,2 u\$/kg ya que se encuentra en el rango de precios obtenidos en la Tabla 85 y tiene en cuenta la tecnología aplicada.

Costo de laboratorio

Estos costos tienen en cuenta los gastos en ensayos de laboratorio realizados en los análisis de calidad del producto y otros. Se estima entre un 2 y 20 % del costo de mano de obra directa. Como el personal de calidad y los análisis no serán numerosos (ya que son únicamente dos productos) se considera un 5% del costo de mano de obra directa como costo de laboratorio.

Costo de regalías y patentes

No se consideran estos costos para este proyecto.

Costos Fijos

Los costos fijos en una planta industrial son aquellos que se mantienen constantes a lo largo del tiempo, independientemente del nivel de producción. Estos costos no varían con la cantidad de productos fabricados y suelen estar presentes incluso si la planta no está operando. Entre ellos se

encuentran los costos de inversión; los costos de venta y distribución; los costos de dirección y administración y los costos de investigación y desarrollo.

El resultado de los costos fijos se observa en la Tabla 86.

Tabla 86

Costos fijos

Costos fijos		Valor anual (u\$s)	Estimación utilizada
Costos de inversión	Costos de depreciación	873.214,36	Método legal ($e=1/20$ y $L=0,1*IF$)
	Costo de impuestos	291.071,45	(1.5% IF)
	Costo de seguros	145.535,73	Costo medio (0,75% IF)
	Costo de financiación	0,00	Financiación propia
Costo de ventas y distribución		1.951.275,00	Producto nuevo. Costo bajo (5% ingreso por ventas anuales)
Costo de administración y dirección		107.305,64	Costo medio (30% de MO)
Costo de investigación y desarrollo		780.510,00	Costo medio (2% de ingreso por ventas anuales)
Costos fijos totales		4.148.912,19	
Costo fijo unitario		134,23	

Nota: El costo unitario está definido por ton de ácido láctico

En los siguientes apartados se describirán en detalle los costos tenidos en cuenta y su estimación.

Costos de inversión

Los costos fijos de inversión son aquellos que forman parte de la inversión inicial de la planta industrial y no dependen del nivel de producción, pero que representan gastos que la empresa deberá afrontar desde el inicio del proyecto.

Costos de depreciación

Son aquellos costos asociados a la disminución del valor de los activos fijos (equipos, edificios, maquinaria) debido al desgaste o la obsolescencia, repartido a lo largo del tiempo. Este deterioro del valor se registra como gastos operativos a tener en cuenta en los costos de inversión. Los costos de depreciación se calculan mediante la Ecuación 51.

Ecuación 51

Cálculo de los costos de depreciación

$$\text{Costo de depreciación anual} = e \cdot (IF - L)$$

Donde:

- e=factor de depreciación anual (depende del método elegido)
- IF=Inversión Fija
- L=valor residual o de reventa de un bien

Existen diferentes métodos para calcular los costos de depreciación. Estos deben obedecer la recuperación del capital invertido, el mantenimiento de un valor de libro cercano al verdadero, ser de fácil aplicación y ser aceptables por la legislación vigente. En Argentina, la legislación permite depreciar únicamente mediante el método de la línea recta. Este método determina que la depreciación anual es uniforme, y su factor de depreciación anual (e) se determina mediante la Ecuación 52.

Ecuación 52

Factor de depreciación anual según el método de la línea recta

$$e = 1/n$$

Donde:

- e=factor de depreciación anual (depende del método elegido)
- n=vida útil del proyecto

De ésta forma se determinan los costos tomando 20 años de vida útil de los equipos y estimando el valor residual como un 10% de la Inversión Fija.

Costos de impuestos

En estos costos se incluyen los impuestos fijos a la propiedad, los cuales no incluyen el impuesto sobre las ganancias. Estos costos varían dependiendo de las leyes vigentes en el territorio donde se opera. La carga impositiva está determinada por la ubicación de la planta industrial; las instalaciones situadas en áreas urbanas suelen enfrentar impuestos más altos en comparación con aquellas en regiones menos pobladas. El costo de los impuestos se suele estimar entre el 1-2% de la Inversión Fija. Se decide estimarlo como el 1,5% de la Inversión Fija.

Costos de seguros

Los costos de seguros varían según el tipo de proceso e incluyen principalmente todos los seguros necesarios para la propiedad (pólizas contra incendio, robo parcial o total), para los productos (pérdidas totales o parciales) y para el personal de la planta. Por lo general este costo se estima entre un 0.5 y 1 % de la Inversión Fija. Se decide calcular los costos de seguro como un 0,75% de la Inversión Fija ya que las tareas realizadas

por los operarios implican un riesgo moderado, dado que se trabaja con materiales corrosivos.

Costos de financiación

Estos costos tienen en cuenta una posible financiación mediante créditos que puedan poseer intereses. En el caso de este proyecto será financiado por capital propio, por lo que no se generarán costos de financiación.

Costos de venta y distribución

Los costos de venta y distribución incluyen todos los costos asociados a la distribución de productos terminados, costos de almacenamiento, transporte de materias primas y manejo de inventarios. Dentro de ellos se incluye:

- Gastos de las oficinas de ventas.
- Salarios, comisiones y viáticos de viajes del personal de ventas.
- Gastos en transporte y almacenamiento de producto terminado.
- Gastos de servicio técnico.
- Gastos extras (Ej. ferias).

En general, este costo se estima como un porcentaje de los ingresos por ventas anuales. El rango de este porcentaje suele ser de 1 a 5%. Sin embargo, puede llegar a ser de entre un 5% a un 10% si el producto es nuevo en el mercado, como es el caso del producto de este proyecto. Es por ello que se estiman los costos como un 5% de los ingresos por ventas anuales. A pesar de ser un producto novedoso en el mercado, su venta a granel nos permite optimizar los recursos destinados a marketing y ventas. En lugar de invertir en amplias campañas promocionales, nos enfocaremos en captar un cliente estratégico que valore este producto y lo demande en grandes volúmenes. Esta aproximación nos permitirá establecer una relación comercial sólida y rentable desde el inicio.

Costos de administración y dirección

Estos costos incluyen todos los gastos asociados a la gestión y funcionamiento del proyecto. Dentro de los mismos se encuentran el salario del personal de administración, servicio de medicina laboral, insumos y servicios necesarios de las oficinas (telefonía, internet, energía eléctrica, limpieza, seguridad) y transporte, entre otros. Se estima entre un 20 y 40% del costo de la mano de obra directa. Se toma un valor intermedio del 30% para el cálculo de estos costos.

Costo de investigación y desarrollo

Estos costos se encuentran asociados a la innovación de los productos y de los procesos. Estos gastos incluyen salarios del personal, equipos, materiales, suministros y otros elementos necesarios para el desarrollo de un nuevo producto y la innovación en cuanto al proceso. En el caso de este proyecto, al ser un proceso nuevo en la industria, con el uso de un catalizador que se encuentra en investigación, se decide estimar los costos como un 2% de los ingresos por ventas anuales. No se estima más elevado ya que no se desarrollarán nuevos productos sino que la investigación se enfocará en el proceso actual y su optimización.

CUADRO DE FLUJOS DE FONDOS

A continuación se realizará el cuadro de flujo de fondos, una herramienta que brinda información sobre los ingresos y egresos de la empresa en un período de tiempo determinado (en este caso se realiza año a año durante el período de vida del proyecto), como así también su relación de efectivos provenientes de las actividades económicas en dicho período.

El cuadro de flujo de fondos es fundamental para la gestión interna de la empresa que permite mantener un equilibrio adecuado entre ingresos y egresos. Facilita la anticipación de las necesidades de efectivo a lo largo del tiempo, lo que es crucial para evitar problemas de liquidez. Además, permite a la empresa gestionar de manera eficiente sus fuentes de financiamiento disponibles, asegurando que se utilicen de manera óptima y que se minimicen los costos financieros. Este cuadro no solo ayuda a identificar oportunidades para mejorar la eficiencia en la gestión del capital, sino que también es clave para la planificación estratégica. Es esencial para mantener la estabilidad financiera de la empresa y garantizar su capacidad de crecimiento y adaptación en el largo plazo.

El cuadro de flujo de caja se encuentra en el **Anexo P**.

ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

Para evaluar la rentabilidad de un proyecto se definen distintos métodos que proporcionen una medida comparable de la rentabilidad. De esta manera, se podrá comparar la rentabilidad entre distintos proyectos o cuantificar el impacto en la rentabilidad de variaciones en las estimaciones de los costos.

Los criterios para la evaluación de la rentabilidad de los proyectos pueden clasificarse según tengan en consideración o no la variación temporal. A los métodos que tienen en cuenta el valor temporal del dinero se los denomina dinámicos, mientras que los que no lo consideran se los conoce como estáticos.

En este caso se decide utilizar dos métodos dinámicos (TIR y VP) y otro estático (Tiempo de repago).

Además, se debe definir la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TRMA), el cual es el rendimiento mínimo que se espera obtener de la inversión. La TRMA suele fijarse de acuerdo a las expectativas de retorno de la empresa, el nivel de riesgo del proyecto y las oportunidades alternativas de inversión. En este caso se decide fijar el TRMA en 15%.

Tiempo de Repago

El tiempo de repago se define como el mínimo período teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto.

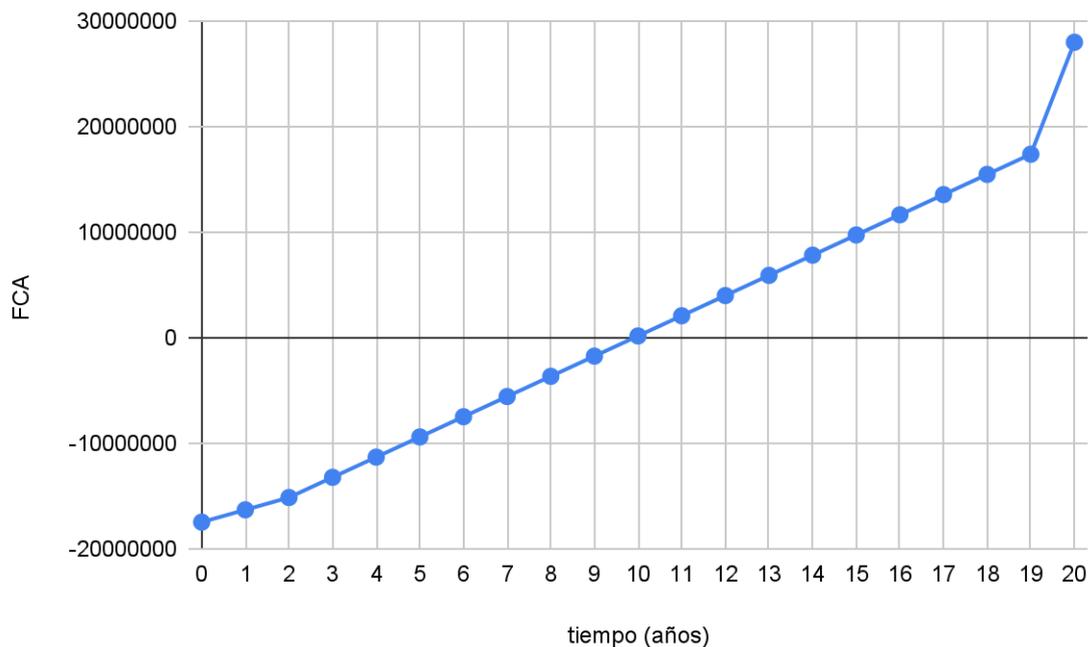
En la Figura 57 se grafica el Flujo de Caja Acumulado (FCA) en función del tiempo de vida del proyecto.

En este caso el flujo de caja en el año cero será la inversión depreciable, mientras que el tiempo de repago se alcanza cuando el flujo de caja acumulado es cero, es decir, cuando la gráfica intersecciona el eje de las abscisas. Luego, se observa que el tiempo de repago será entre 9 y 10 años.

Existen criterios de rentabilidad a partir del Tiempo de Repago, en función de la complejidad del proyecto. En general se suele utilizar como criterio que el tiempo de repago sea menor a la mitad del tiempo de vida del proyecto. En este caso, se cumple dicho criterio. Sin embargo, no puede asegurarse que el proyecto sea rentable únicamente con esta evaluación, ya que el tiempo de repago suele ser utilizado como un método auxiliar.

Figura 57

Flujo de caja acumulado (FCA) vs tiempo de vida



Nota: de elaboración propia

Tasa interna de retorno (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido y determina la tasa de interés (TIR) a la cual los ingresos futuros del proyecto, descontados al valor presente, son iguales a los costos iniciales de inversión. En otras palabras, la TIR es la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero durante la vida del proyecto.

Para determinar el TIR se aplica la Ecuación 53.

Ecuación 53

Tiempo de Repago (TIR)

$$0 = \sum_{j=1}^{20} \frac{FC_j}{(1+TIR)^j} - IT$$

Donde:

- IT: inversión total
- FCj: flujo de caja en el año j

Luego, la TIR determinada resulta en 5%.

Existen criterios de rentabilidad a partir del TIR y su comparación con la TRMA. Si el TIR es mayor al TRMA se suele asumir que el proyecto es aceptable. Por lo tanto, en este caso si bien el tiempo de repago fue menor al tiempo de vida medio del proyecto, como el $TIR < TRMA$ no se puede afirmar que el proyecto sea rentable.

Valor Presente (VP)

Este método compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Supone igualdad de oportunidades para la reinversión de los flujos de caja a una tasa de interés asignada previamente. En este caso se asigna la tasa de descuento como el 10%, aunque dependerá su valor de la estructura del costo del capital, el riesgo del proyecto, del costo del financiamiento, entre otros factores. Cabe destacar, que hay empresas que consideran su TRMA igual a la tasa de descuento, aunque no siempre esto es así, pues depende de las expectativas de retorno de la organización y el riesgo del proyecto.

Conceptualmente, el valor presente es la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que invertida a una tasa de interés preasignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.

Para determinar el TIR se aplica la Ecuación 54.

Ecuación 54

Valor Presente (VP)

$$VP = \sum_{j=1}^{20} \frac{FC_j}{(1+i)^j} - IT$$

Donde:

- i: tasa de descuento = 10%
- IT: inversión total
- FCj: flujo de caja en el año j

Luego, el valor presente para este proyecto resulta en -9.9 millones de u\$s.

Para evaluar la rentabilidad a partir de este método, se considera que si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. Es decir, este método plantea que el proyecto debe aceptarse cuando su VP sea superior a cero. Luego, se llega a la misma conclusión que el TIR: que el proyecto no es rentable bajo las condiciones fijadas.

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En cuanto al análisis de sensibilidad su objetivo es cuantificar el efecto en la rentabilidad del proyecto frente a cambios en los costos operativos y de inversión. Se decide utilizar el TIR para evaluar el impacto de las modificaciones efectuadas.

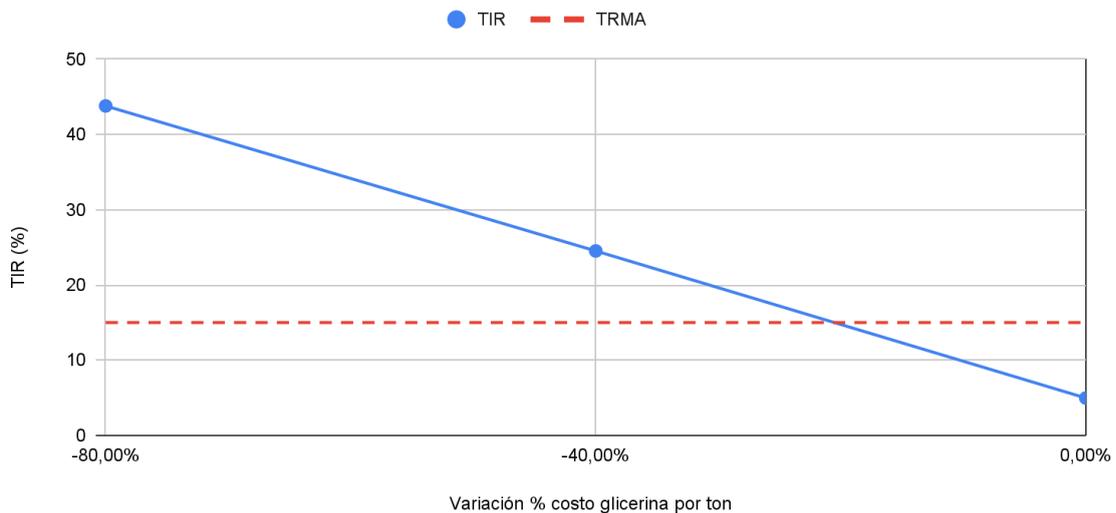
Costos de materia prima

En primer lugar, se decide evaluar el impacto de la variación en el costo de la materia prima en la rentabilidad del proyecto, ya que representan el 89% de los costos operativos. Particularmente, se propone analizar la variación del costo por tonelada de la glicerina 50%, ya que debido a su alta oferta como residuo de bajo valor comercial se espera que el costo pueda ser menor. Se decide no analizar la posibilidad que ocurra el escenario contrario, donde el valor de la glicerina sea mayor, ya que el proyecto en las condiciones iniciales resultó no rentable, por lo que no se podrán sacar otras conclusiones del aumento de su costo.

A continuación, en la Figura 58, se esquematiza el efecto en la TIR frente a cambios porcentuales negativos en el costo por tonelada de glicerina 50% (costos menores).

Figura 58

Análisis de sensibilidad - Costos Materia Prima - Glicerina 50%P/P



Nota: de elaboración propia

En la Figura 58 se observa que frente a variaciones negativas del costo de la glicerina mayores al 20% en valor absoluto, el TIR resulta mayor al TRMA. Además, el VP resulta mayor a 0. Luego, en ese caso se puede decir que el

proyecto resulta aceptable ya que cumple con los criterios de rentabilidad propuestos.

Inversión en equipos

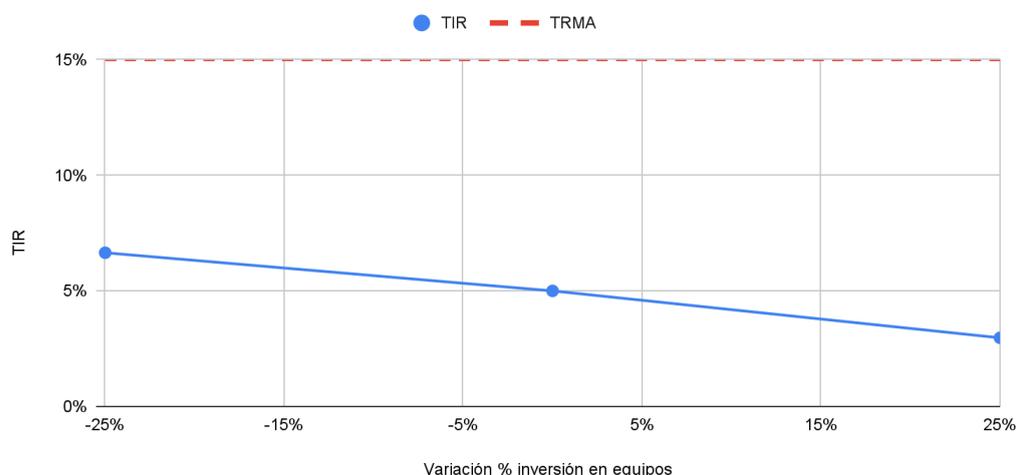
Como se mencionó anteriormente la estimación de la inversión en equipos está sujeta al error propio de las estimaciones de $\pm 25\%$. Luego, como la variación en la inversión en equipos repercute en las demás estimaciones de la inversión fija y capital de trabajo, se decide evaluar el impacto del error de la estimación en la rentabilidad del proyecto.

A continuación, en la Figura 59, se esquematiza el efecto en la TIR frente al error de la estimación de la inversión en equipos.

En la Figura 59 se denota que si bien el error en la estimación de la inversión en equipos tiene un impacto apreciable en la TIR, no representa un cambio en la rentabilidad del proyecto, siendo el $TIR < TRMA$.

Figura 59

Análisis de sensibilidad - Inversión en Equipos



Nota: de elaboración propia

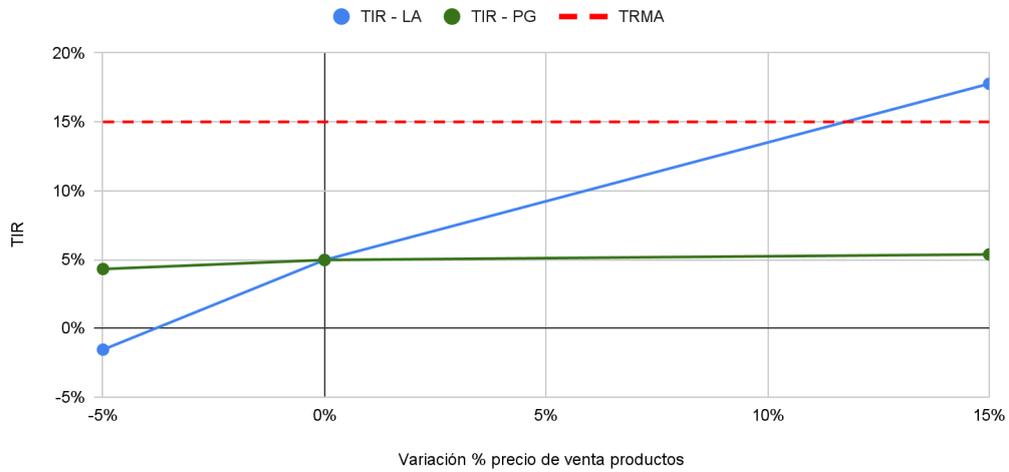
Ingresos por ventas

En cuanto al ingreso por ventas, se evalúa el impacto en la variación del precio de venta por tonelada del ácido láctico 90% y 1,2 propanodiol 90%.

A continuación, en la Figura 60, se esquematiza el efecto en la TIR frente a la variación en el precio de venta de los productos.

Figura 60

Análisis de sensibilidad - Ingresos por ventas



Nota: de elaboración propia

En la Figura 60 se denota que el TIR es mucho más sensible a la variación del precio por tonelada del ácido láctico que del PG. Además, frente a una variación positiva en el valor del ácido láctico mayor a 12% resulta el TIR > TRMA. Además, el VP resulta mayor a cero. Luego, en dichas condiciones se podrá decir que el proyecto resulta aceptable ya que cumple con los criterios de rentabilidad propuestos.

CRONOGRAMA DEL PROYECTO

Realizar un cronograma para la construcción y puesta en marcha del proyecto es de suma importancia ya que permite organizar y gestionar adecuadamente el tiempo, recursos y actividades para garantizar que el proyecto se complete de manera eficiente y dentro del presupuesto.

El cronograma permite planificar actividades de manera secuencial y en paralelo, asegurando que las tareas críticas se completen a tiempo sin retrasos innecesarios. Además, ayuda a controlar el presupuesto, evitando sobrecostos por demoras o ineficiencias. Permite visualizar los picos de inversión y asignar recursos financieros según las fases del proyecto.

De ésta forma, se facilita la coordinación entre distintos equipos (ingenieros, constructores, contratistas, proveedores) y asegura que todos trabajen en sintonía con los tiempos establecidos.

Las etapas clave que deben encontrarse en el proyecto son los periodos de diseño y planificación (Ingeniería básica y en detalle), el período de construcción (donde se considera el tiempo de ejecución para la instalación de estructuras, equipos y sistemas de la planta) y el período de pruebas y puesta en marcha (donde se consideran las actividades de comisionado, pruebas operativas y ajustes necesarios para iniciar operaciones).

En la Tabla 87 se muestra el cronograma propuesto para este proyecto.

Tabla 87

Cronograma del proyecto

Etapa	Mes																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Ingeniería Básica	■	■	■	■																				
Ingeniería en Detalle					■	■	■	■																
Edificación y construcción de la planta										■	■	■	■	■	■									
Compra y recepción de equipos													■	■										
Montaje y conexión de servicios														■	■									
Supervisión de montaje															■	■								
Montaje de equipos															■	■								
Reclutamiento y selección del personal															■	■	■							
Capacitación del personal																■	■	■						
Comisionado																		■	■					
Pruebas hidráulicas																			■					

CONCLUSIÓN

El objetivo principal de este proyecto fue evaluar la factibilidad técnica y económica de la producción de ácido láctico empleando glicerina cruda como materia prima, un subproducto obtenido del proceso de fabricación de biodiésel. De este modo, se buscó transformar un residuo industrial en un producto de alto valor agregado mediante una serie de reacciones que le otorgaran características competitivas en el mercado.

A pesar de los esfuerzos en el diseño de procesos enfocados en maximizar la eficiencia y minimizar los costos, el análisis económico final mostró que el proyecto no resulta rentable. Los factores principales que contribuyeron a este resultado fueron los altos costos de producción y la imposibilidad de comercializar el ácido láctico a un precio superior al valor de mercado, lo cual impide lograr un margen de rentabilidad aceptable.

Durante el desarrollo del proyecto, se brindó especial atención al análisis de las variables de proceso para equilibrar la eficiencia, los costos y la operatividad de cada una de las etapas involucradas. Como parte de esta estrategia, se implementó una integración energética rigurosa, y se propuso la reutilización del agua en el proceso, disminuyendo al máximo el consumo de recursos hídricos, gas y electricidad. Este enfoque subrayó el compromiso del proyecto con la sostenibilidad y la reducción del impacto ambiental.

Existen variadas recomendaciones y estrategias que se pueden aplicar para lograr mejorar la rentabilidad del proyecto, como una optimización del proceso que involucre la utilización de otras materias primas de menor costo, la evaluación de nuevos mercados en donde el precio de venta del ácido láctico mezcla racémica sea más elevado, y un plan de negocios estratégico que permita llevar el proyecto al éxito. Se destaca también la opción de la valorización de subproductos y desechos que permitan que el proyecto resulte rentable.

Este proyecto ofreció valiosas lecciones sobre los desafíos y complejidades asociados con la producción de ácido láctico a partir de residuos industriales. Aunque la rentabilidad no fue alcanzada en esta instancia, el conocimiento adquirido sienta una base sólida para futuras iniciativas de valorización de subproductos en la industria, destacando la importancia de la innovación en el uso de residuos y la eficiencia de los recursos.

CAPÍTULO 7

VALORIZACIÓN DEL SULFATO DE SODIO

CAPITULO 7: VALORIZACIÓN DEL SULFATO DE SODIO

RESUMEN EJECUTIVO

Este capítulo aborda la valorización del sulfato de sodio, un subproducto del proceso de neutralización con ácido sulfúrico. El objetivo de esta propuesta es reducir los residuos generados y además aumentar los ingresos por venta de la sal tratada, y por lo tanto mejorar la rentabilidad del proyecto.

Para ello, se plantea el diseño de sistema de secado rotativo. El secador rotativo diseñado opera mediante un flujo de gas a contracorriente y permite alcanzar una humedad residual en el sólido del 0,2%, condición requerida para cumplir con el estándar de pureza comercial del 99% de sulfato de sodio.

El sistema incluye, además, un burner o quemador para generar el gas de secado mediante la combustión de gas natural, junto con un forzador que impulsa el aire a través del equipo. Estos componentes aseguran una temperatura y humedad óptimas para el secado.

El diseño final del secador, con una longitud de 3,75 m y un diámetro de 0,75 m, cumple con las recomendaciones prácticas y garantiza la estabilidad del proceso.

La valoración económica de esta expansión proyecta ingresos adicionales de u\$s 5,2 millones anuales, con una inversión del 7% adicional y una variación de los costos operativos del 2% para el componente variable y 12% para el fijo. Por otra parte, se estima que el tiempo de repago de la inversión resultará entre 4 y 5 años. Además, el análisis del valor presente y de la TIR confirma la rentabilidad del proyecto bajo las condiciones establecidas.

En conclusión, este enfoque contribuye a una producción más sustentable, con nuevas oportunidades de ingresos y un impacto ambiental reducido, alineado con los principios de economía circular.

ESTUDIO PRELIMINAR

En los capítulos anteriores se mencionó la formación sulfato de sodio como subproducto de la neutralización con ácido sulfúrico. Además, en el Capítulo 6 se decidió no comercializar este producto ya que no se encontraba en las condiciones requeridas de humedad y pureza para su comercialización, por lo que fue considerado un desecho en las etapas iniciales del proyecto.

Definición del proyecto

En este proyecto de expansión de la planta, se propone la valorización del sulfato de sodio, el cual, de acuerdo con el diseño actual, no se encuentra en condiciones aptas para su comercialización, por lo que es considerado un desecho en el proyecto principal. Al ser ésta corriente la única que actualmente no se está aprovechando en la planta, su puesta en valor para la venta permitiría que no genere ningún desecho en este proceso.

De desecharse, la eliminación final del producto químico debe considerar el impacto del material en el ambiente. Se debe tener en cuenta la migración potencial en el aire, el suelo o el agua ya que existirán efectos sobre la vida animal, acuática y vegetal. Si el sulfato de sodio, contaminado con otras impurezas, se desecha en cuerpos de agua (ríos, lagos o mares), puede alterar la salinidad, afectando la flora y fauna acuáticas. Un aumento en los niveles de sulfato puede dañar organismos sensibles y alterar los ecosistemas. Puede acumularse en el suelo y afectar su estructura química, reduciendo su capacidad de retener agua y nutrientes, lo que impacta negativamente el crecimiento de las plantas. Además, en concentraciones elevadas, es tóxico para organismos acuáticos. Es por ello que, de no ser reutilizado, se debe tratar para asegurar que su concentración de vertido sea la indicada por la ley para no causar ningún desequilibrio medioambiental.

La revalorización de este subproducto fomenta la adopción de prácticas más sostenibles y eficientes, alineadas con los principios de la economía circular. Este proceso no solo reduce el impacto ambiental, sino que también genera nuevas fuentes de ingresos al convertir un desecho en un producto comercializable, como en el caso del sulfato de sodio anhidro, cuyo precio de venta es más elevado que el sulfato de sodio con mayor nivel de impurezas.

La expansión de la planta para incluir la producción de sulfato de sodio anhidro representa una oportunidad clave para mejorar la rentabilidad del proyecto en su totalidad. Esto se debe a que el sulfato de sodio, que de otro

modo sería desechado, se convierte en una oportunidad para generar valor. En este sentido, resulta fundamental evaluar tanto los costos de inversión inicial como los ingresos adicionales proyectados, con el fin de demostrar que este enfoque no solo es ambientalmente responsable, sino que también optimiza la rentabilidad global del proyecto.

Es por ello que se propone en este capítulo diseñar el proceso de producción del sulfato de sodio anhidro y evaluar nuevamente la rentabilidad del proyecto con este agregado.

Sulfato de sodio: Descripción, propiedades y usos

El sulfato de sodio es una sal inorgánica cristalina de elevada solubilidad en agua y baja solubilidad en solventes orgánicos (a excepción de la glicerina). A pesar de su baja toxicidad, es nocivo para los humanos al ser ingerido. Sin embargo, no provoca irritación en la piel o las vías respiratorias.

El sulfato de sodio posee múltiples usos. Sus aplicaciones de mayor relevancia requieren que el mismo se encuentre en su forma más pura, es decir en al menos un 99%P/P. Se utiliza para remover trazas de agua en solventes orgánicos debido a sus propiedades higroscópicas. También se usa como aditivo clarificante en el vidrio fundido, ya que ayuda a remover las burbujas. Es un agente nivelador y aditivo para colorantes en la industria textil, ya que compensa las cargas negativas y permite que la tinta se adhiera más a las telas. Otro de sus usos mayoritarios se da en la producción de detergentes en polvo, ya que mejora sus propiedades mecánicas. Además, se utiliza en el proceso Kraft para la fabricación de pulpa de celulosa. Entre otros usos minoritarios de la industria, se utiliza en la fabricación de adhesivos, como agente blanqueador, agente floculante, agente desecante, anti-incrustante, regulador de pH, intermediario de reacción y como reactivo en el laboratorio. También se utiliza en la cosmética y medicina: el sulfato de sodio anhidro es un reponedor de electrolitos y se utiliza en soluciones isosmóticas para que la administración no altere el equilibrio electrolítico normal y no provoque la absorción o excreción de agua e iones.

Debe ser cuidadosamente almacenado en un contenedor aislado completamente de la humedad ya que es altamente higroscópico. Además debe estar en un lugar ventilado y a temperatura ambiente según su ficha de seguridad.

Sus propiedades físicas y químicas se describen en la Tabla 88.

Tabla 88

Propiedades fisicoquímicas del sulfato de sodio

Fórmula	Na ₂ SO ₄
Peso Molecular (anhidro)	142,04 g/mol
Peso Molecular (decahidratado)	322,20 g/mol
Número de registro CAS (anhidro)	7757-82-6
Número de registro CAS (decahidratado)	7727-73-3
Estado físico	Sólido
Color y olor	Blanco e inodoro
Punto de fusión (anhidro)	884 °C a 1,013 hPa
Punto de fusión (decahidratado)	32,84 °C a 1,013 hPa
Densidad (anhidro)	2,671 g /cm ³ a 20 °C
Densidad (decahidratado)	1,464 g /cm ³ a 20 °C
Solubilidad en agua	Soluble

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos de la Base de Datos de Referencia Estándar del NIST Número 69 (Libro del Web de Química del National Institute of Standards and Technology) y del NIH (National Library of Medicine of the United States Government)

Puede presentar diferentes formas dependiendo del nivel de hidratación, siendo los más comunes el anhidro (sin agua en la red cristalina), heptahidratado (7 moléculas de agua en la red cristalina) y decahidratado (10 moléculas de agua en la red cristalina).

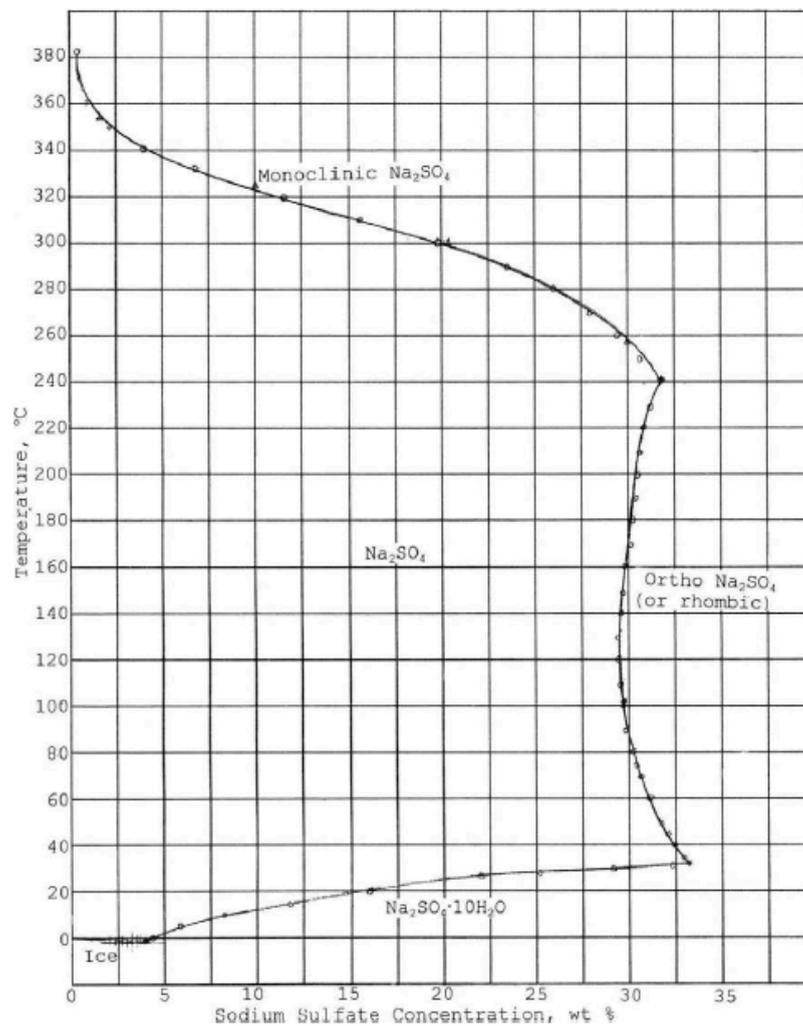
Además del nivel de hidratación de la red cristalina, se puede analizar la estructura cristalina de cada forma. Los cristales del sulfato de sodio decahidratado están formados por iones con geometría molecular octaédrica, de forma que 8 de las 10 moléculas de agua están unidas al sodio y 2 son intersticiales (unidas por el hidrógeno al sulfato). Por otro lado el anhidro puede cristalizar tanto en forma de prisma rectangular con un paralelogramo en su base con vectores de distinta longitud, los cuales 2 son perpendiculares y otro forma un ángulo distinto a 90° con los otros (monoclínica); o un cristal con un prisma rectangular con un paralelogramo en su base con vectores de distinta longitud, donde todos presentan ángulos rectos con respecto a los otros (ortorrómbico).

El sulfato de sodio anhidro de mayor comercialización es el de forma ortorrómbica.

Al solubilizarse en agua existen diferentes niveles de solubilización y geometrías de cristalización. En la Figura 61 se observa la información de fase para la solubilidad en agua.

Figura 61

Solubilidad del sulfato de sodio puro en agua con respecto a la temperatura y concentración



Nota: De Garrett, 2001

Se observa que dependiendo de la concentración de sulfato y temperatura de la solución, se obtiene una solución solubilizada o una precipitación en una de las geometrías posibles.

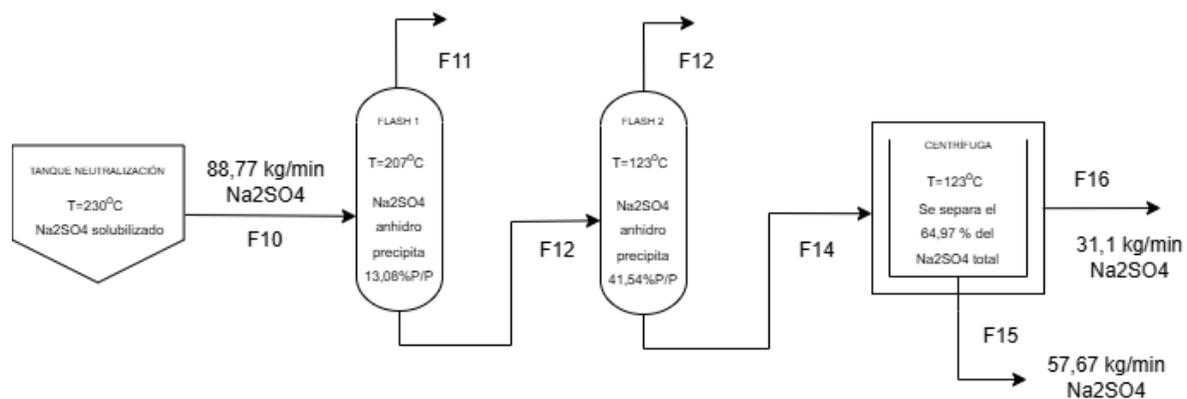
Sulfato de sodio proveniente del proceso

Antes de comenzar con el diseño del proceso de revalorización del desecho, se debe primero definir la corriente a tratar. En un principio, se decidió realizar una simplificación del sistema al asumir que la corriente de sulfato de sodio (proveniente de la centrifuga) se encontraba completamente libre de cualquier otro componente de la mezcla y se lograba su separación completa. Sin embargo, en este capítulo tomará mayor relevancia el análisis de la composición de dicha corriente y de lo que sucede con la sal a lo largo del proceso.

Luego, se inicia el análisis desde el momento de formación del compuesto y se continúa con su paso a través de los diferentes equipos hasta llegar a la centrifuga. Se utiliza el gráfico de la Figura 61 para encontrar la solubilidad de la sal en cada equipo y de ésta forma determinar qué masa se precipita. Para ello, se requiere conocer la temperatura y la concentración de la sal expresada como %P/P. Cabe destacar que para el cálculo del %P/P en cada equipo se consideró que el sulfato de sodio es soluble únicamente en agua y glicerina, ya que se conoce por bibliografía que es altamente insoluble en otros compuestos orgánicos. En la Figura 62 se muestra un esquema para facilitar el seguimiento de los cálculos que se muestran en la Tabla 89.

Figura 62

Esquema simplificado del recorrido del sulfato de sodio a través de los equipos



Nota: De elaboración propia

Tabla 89

Parámetros para la determinación del estado del sulfato de sodio en cada equipo

	Reactor de neutralización	Primer flash	Segundo flash
Temperatura (°C)	230	207,0	123,0
Caudal total (kg/min)	376,3	272,3	191,7
Caudal glicerina (kg/min)	14,89	14,6	14,4
Caudal agua (kg/min)	199,08	98,0	20,2
Caudal de Na ₂ SO ₄ (kg/min)	88,77	88,8	72,6
Fracción másica (%P/P)	29,3	44,1	67,7
Solubilidad (%P/P)	32	31,0	29,0
Precipitado (%P/P)	0	13,1	38,7
Caudal precipitado (kg/min)	0	16,1	41,5
Caudal solubilizado (kg/min)	88,77	72,6	31,1
Total precipitado (kg/min)	57,67		
Total solubilizado (kg/min)	31,09		
Porcentaje del total	64,97%		

Nota: de elaboración propia

En el reactor el sulfato de sodio se encuentra totalmente solubilizado. En el primer y segundo flash, debido a las concentraciones y temperaturas a las que se encuentra la mezcla, el sulfato de sodio precipita en su forma ortorrómbica con estructura anhidra.

Luego, se define que la centrífuga logra recuperar toda la sal precipitada en las etapas anteriores. Ésta representa el 64,97% del sulfato de sodio total generado en la neutralización. Sin embargo, la corriente de sal que sale de la centrífuga no es 100% sólida sino que posee una cantidad de líquido presente. De bibliografía se sabe que ésta cantidad de líquido varía entre un 4 y un 8 % (Garrett D., 2001), por lo que se decide que la corriente tendrá un contenido de líquidos de un 5%.

Métodos de producción

El sulfato de sodio puede producirse tanto por tratamiento y minería de fuentes naturales como por síntesis química. La distribución en métodos de producción es aproximadamente la mitad por procesamiento minero y la mitad por síntesis química (USGS, 2013). Para la mayoría de las aplicaciones, los productos obtenidos por ambos procesos son utilizados.

Por otro lado, también se puede obtener sulfato de sodio como subproducto de otros procesos, como la obtención de carbonato de litio o la producción de dicromato de sodio.

Minería

El sulfato de sodio se produce principalmente por procesamiento de minerales ya que es el segundo mineral soluble en agua más común encontrado en la naturaleza, únicamente sobrepasado por el cloruro de sodio. En su estado mineral se encuentra en distintos tipos de depósitos y formas minerales, siendo algunos de los más importantes:

-Mirabilita (o sal de Glauber)

Mineral decahidratado ($Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$). Principal explotación por su formación de depósitos de alta pureza al cristalizar por bajas temperaturas aún de salmueras complejas. Se trata de un sulfato de sodio muy hidratado por lo que si se expone al aire seco se deshidrata rápidamente y se transforma en thenardita. Los principales depósitos se encuentran en Estados Unidos, México, Canadá, España y Rusia

-Thenardita

Mineral anhidro (Na_2SO_4). Su formación se da principalmente en ambientes áridos. Se encuentra ávido de absorber agua por lo que en se convierte lentamente en mirabilita en presencia de aire húmedo. Abunda en las regiones desérticas de Chile, Perú y Estados Unidos, en las fumarolas del Vesubio y cuevas volcánicas del Etna (Italia) y amplias regiones de España.

-Glauberita

Mineral compuesto de Calcio y Sodio ($Na_2SO_4 \cdot CaSO_4$). Es un componente común de depósitos evaporíticos continentales y marítimos o en pequeñas cantidades como sublimados alrededor de las fumarolas y cavidades de lava basáltica. Sus principales yacimientos se encuentran en España, Chile y Bolivia.

Tanto la glauberita como la thenardita poseen yacimientos menores a la Mirabilita, por lo que la producción de sulfato de sodio se debe principalmente a extracción de esta última.

El procesamiento por vía minera posee 4 etapas principales:

- Extracción minera
- Lavado de la salmuera

- Deshidratación y secado
- Cristalización

Estas etapas se pueden realizar de forma sucesiva y/o repetitiva de forma de aumentar la pureza y eficiencia. Además se utilizan solventes y/o coagulantes que pueden ser nocivos al medio ambiente (Garrett, 2001).

Síntesis química

Para una producción por medio de síntesis se puede seguir dos caminos: obtenerlo como subproducto de la producción de celulosa, pigmentos de sílica, dicromato de sodio entre otros procesos donde se neutraliza con ácido sulfúrico; o por síntesis directa como el método de Glauber.

El método de Glauber reacciona ácido sulfúrico con cloruro de sodio para obtener sulfato de sodio. Esta no es la única reacción posible, sino que se puede reaccionar cualquier sal de sodio o hidróxido con ácido sulfúrico u otro sulfato soluble.

El procesamiento por vía química posee 4 etapas principales:

- Reacción
- Cristalización + evaporación
- Centrifugado
- Secado

Análisis de mercado

Desde la época de los egipcios se utiliza en diferentes medidas y cantidades, por ejemplo como sustituto de la sal de mesa, producción de vidrio, teñido o curtido. Todas estas aplicaciones que preceden la revolución industrial en 1772 fueron pequeños volúmenes.

Luego de este hito histórico, con la invención del proceso de LeBlanc para la producción de ceniza de sosa (carbonato de sodio) creció exponencialmente el consumo de sulfato de sodio (reactivo utilizado en el proceso). Con el avance de la tecnología este proceso resultó obsoleto (luego de la invención del proceso Solvay), resultando en el declive de la producción y demanda. En los años 1900 con la invención del proceso de papel Kraft, que utiliza el sulfato de sodio en muy grandes proporciones la producción se disparó nuevamente. Sin embargo para el año 1970 presiones ambientales para la reutilización de los químicos utilizados en el proceso Kraft generó que para finales de 1990 el uso de la sal por la producción de papel cayera drásticamente. Afortunadamente para

mediados de 1970 comenzó el uso como aditivo (o relleno) en detergentes, lo que permitió mantener su demanda.

Inicialmente el producto ofrecido era relativamente crudo, con poca purificación. Este se podía utilizar como reactivo para despulpar, sin embargo para el consumo por detergentes se requiere un producto puro, blanco y con tamaño homogéneo. Esto tuvo una gran influencia en el procesamiento y el precio a medida que su utilización se especializaba cada vez más (Garrett, 2001).

Como se mencionó anteriormente, en el mercado actual el sulfato de sodio es utilizado en una gran variedad de productos desde aditivos para el procesamiento de textiles, manufactura de papel kraft, productos de limpieza como aromatizantes de ambiente o detergentes, materiales de construcción, aditivo para la industria del vidrio, productos farmacéuticos y de higiene corporal (jabones, tratamientos anti acné, etc), control de viscosidad y como reactivo en síntesis de químicos específicos (Dionisio, 2018).

Oferta

Actualmente los productores mayoritarios se encuentran en la región de Asia y el Pacífico, también existen productores de relevancia en Europa. Los principales productores son:

- Alkim Alkali Kimya A.S.: Según su página web oficial, es una empresa turca con más de 70 años en el mercado que produce 420.000 toneladas/año de sulfato de sodio en forma de polvo blanco con 99,5% de pureza. Lo obtienen mediante vía natural.
- Jiangsu Hongyuan Pharmaceutical Co.,Ltd.: Es la empresa de mayor producción en China. Principalmente produce dióxido de titanio, sin embargo ofrece también en menores cantidades sulfato de sodio, el cual vende principalmente en el este de Europa, Asia, África y Norte América.
- Nafine Chemical Industry Group Co., Ltd : Empresa china que es la principal productora a nivel mundial de sulfato de sodio anhidro con un 99% de pureza. Su principal comprador es Rusia, seguido por Japón y Corea. Argentina es el comprador número 21 de un total de 27 demandantes.
- Grupo Industrial Crimidesa: Empresa minera española que produce sulfato sódico anhidro al 95% P/P. Su capacidad de producción es de 700.000 toneladas anuales principalmente exportadas a toda Europa.

En el libro *Sodium Sulfate. Handbook of Deposits, Processing, Properties and Uses* escrito en el año 2001 por Donald E. Garrett indica que en Argentina, existieron muchos lagos salinos o "playas" que contienen sales mixtas, principalmente cloruro de sodio (halita). En algunos depósitos, también se ha cristalizado mirabilita ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) por lo que existía un potencial para que el sulfato de sodio sea un subproducto valioso en algunas operaciones de extracción de sal.

Bemasconi y Cangiolli (1983) señalaron que entre 1970 y 1983 la producción promedio de Na_2SO_4 en las provincias del centro/sur de Argentina (Santa Cruz, Buenos Aires y La Pampa) fue de 11.300, 6.600 y 940 toneladas por año, respectivamente. Sin embargo, para 1983, esta producción disminuyó a 1.500 toneladas en Santa Cruz y a cero en Buenos Aires y La Pampa, en parte debido a condiciones climáticas adversas. Aproximadamente el 50% del sulfato de sodio producido se convirtió en sulfuro de sodio en una planta en Comodoro Rivadavia, para su uso en la curtiembre de cueros. En 1976, en la provincia de Santa Cruz había cuatro operaciones de sulfato de sodio con reservas totales de 1,2 millones de toneladas. En Santa Cruz, los depósitos de sulfato de sodio incluían Fatima II y Florentino Ameghino. Fatima II produjo 100.000 toneladas de sulfato de sodio en 20 años y en el año 1990 se estimaba que tenía reservas para otros 50 años, sin embargo, las plantas que allí se encontraban dejaron de funcionar luego. Argentina poseía también un yacimiento pequeño de thenardita en Cerro Blanco con varios niveles de mineralización, conteniendo diferentes vetas.

Para el año 1986 la producción total de sulfato de sodio en Argentina era de 32.000 toneladas anuales (Nanni and Alurralde, 1988). En 1990 la producción total fue de 11.000 toneladas anuales. (Garrett D., 2001) Sin embargo, no hay información actual de producción de sulfato de sodio por lo que se puede asumir que estos yacimientos fueron debilitados o se perdió la viabilidad y la producción cayó drásticamente.

Demanda

La producción mundial, según Emergen Research posee un tamaño de u\$s 1,2 miles de millones en 2022 con una tasa de crecimiento anual compuesto a 2032 de 4,5%. Esto se traduce en aproximadamente 48 millones de toneladas anuales demandadas de la sal.

Según Cognitive Market Research el mercado de sulfato de sodio en Argentina en 2024 es de u\$s 19,75 millones con una tasa de crecimiento anual compuesta de 4,3% entre 2024-2031. Esta tasa es la mayor del

continente, seguida por Brasil con 4,0% y Chile 3,7%. Se estima que entre el año 2024 y 2031 el mercado crecerá a una velocidad de un 5% anual.

El precio de venta por tonelada para el cuatrimestre terminado en junio de 2023 varía entre 214 u\$/ton para Estados Unidos, 110 u\$/ton para la zona de Asia y el pacífico y 256 u\$/ton para la región europea. Por la variación se decide utilizar un valor intermedio de 200 u\$/ton. Luego, se estima que la demanda en Argentina es de 98 mil toneladas anuales de sulfato de sodio.

A su vez, con el Sistema COMEX del INDEC se encontraron las exportaciones e importaciones en el año 2023 en Argentina. Las importaciones fueron de 99 mil toneladas de sulfato de sodio mientras que las exportaciones fueron nulas. Considerando el consumo mencionado, significa que toda la sal consumida en el país proviene del exterior. Esto se traduce en una competencia proveniente del exterior, principalmente de Estados Unidos y China.

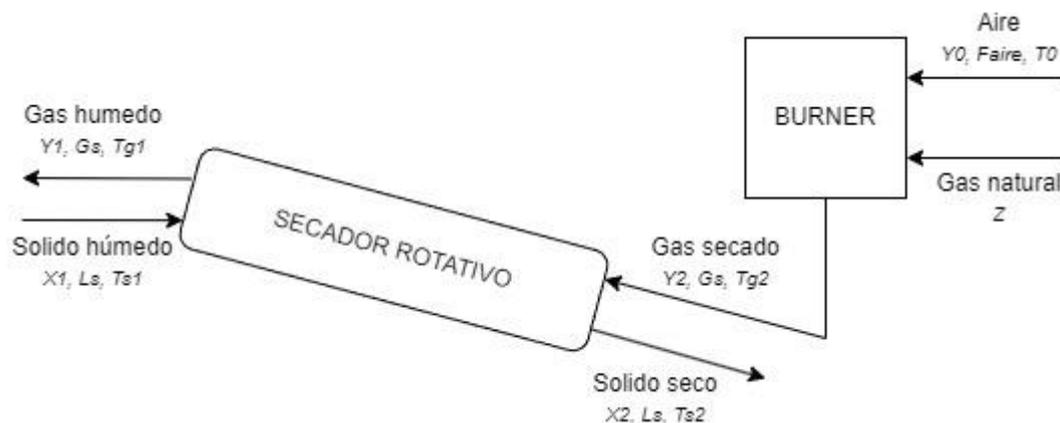
INGENIERÍA DE LA PRODUCCIÓN

Como se mencionó anteriormente, se dispone como materia prima sulfato de sodio al 95%P/P, impurificado con agua y glicerina. Además, se demostró a partir de la Figura 61 que se obtiene precipitado con una estructura cristalina de la forma ortorrómbica, es decir, en anhidro. Luego, no serán necesarias etapas de cristalización, ya que la sal no se encuentra hidratada. Sin embargo, la humedad remanente deberá ser eliminada para su comercialización, por lo que se decide diseñar una etapa de secado.

A continuación en la Figura 63 se presenta el diseño propuesto. Posteriormente, se detallarán los cálculos y estimaciones realizadas.

Figura 63

Diseño propuesto sistema de secado



Nota: Elaboración propia

Centrífuga

La centrífuga fue dimensionada en capítulos anteriores, sin embargo su potencia no se tuvo en cuenta. Según el catálogo de Ferrum la energía necesaria es de 20 kW para empuje y 40 kW para giro, con lo que la potencia total es de 60 kW.

Sistema de secado

Selección secador y principios de funcionamiento

El secado es una de las operaciones unitarias más antiguas, el cual se describe como el proceso térmico de remoción de sustancias volátiles de un sólido que lo contiene. Comúnmente se utilizan para la remoción de agua y se utiliza aire o gases de combustión como fuente de calor y medio para la remoción de la humedad.

Existen distintos tipos de secadores, cada uno de ellos explota distintos mecanismos para lograr la remoción de humedad. Además, se destacan como variables de diseño la temperatura, humedad, flujo y dirección de los gases, la estructura y propiedades del sólido, la presión y la forma en la que se transporta o soporta el sólido a secar.

En función de las variables de diseño mencionadas anteriormente, se definen distintos tipos de secadores, según el origen de la materia prima. En la Figura 64, se observa un cuadro de selección del diseño de secador, donde en este caso nuestra materia prima se obtiene a partir de una centrífuga en la forma de *Cake*.

Figura 64

Selección del secador en función del origen de la materia prima

TABLE 1.1

Dryer Selection versus Feedstock Form

Nature of Feed	Liquids			Cakes		Free-Flowing Solids					Formed Solids
	Solution	Slurry	Pastes	Centrifuge	Filter	Powder	Granule	Fragile Crystal	Pellet	Fiber	
<i>Convection dryers</i>											
Belt conveyer dryer							x	x	x	x	x
Flash dryer				x	x	x	x				x
Fluid bed dryer	x	x		x	x	x	x		x		
Rotary dryer				x	x	x	x		x	x	
Spray dryer	x	x	x								
Tray dryer (batch)				x	x	x	x	x	x	x	x
Tray dryer (continuous)				x	x	x	x	x	x	x	
<i>Conduction dryers</i>											
Drum dryer	x	x	x								
Steam jacket rotary dryer				x	x	x	x		x	x	
Steam tube rotary dryer				x	x	x	x		x	x	
Tray dryer (batch)				x	x	x	x	x	x	x	x
Tray dryer (continuous)				x	x	x	x	x	x	x	

Nota: Extraído de Majumdar (2015)

Como se mencionó anteriormente en el análisis de los métodos de producción, en la industria minera la utilización de secadores para tratar el sulfato de sodio es común. En el libro de Garrett D. (2001) se observa que en los procesos alrededor del mundo para la obtención de esta sal, ya sea por método reactivo o de origen mineral, el diseño más utilizado es el secador rotativo. Luego, en este caso se decide diseñar un secador del tipo rotativo, siendo que además se verifica en la Figura 64 que resulta adecuada su elección para el sulfato de sodio que deberá secarse.

Los secadores rotativos consisten en un cilindro montado sobre rodamientos inclinado ligeramente respecto a la horizontal. El material húmedo se introduce en la parte superior del secador y avanza a lo largo

del cilindro debido a la rotación, el efecto de gravedad y la inclinación del equipo, hasta que el producto seco se retira en la parte inferior.

El flujo de gas dentro del cilindro, en relación con los sólidos, se ajusta principalmente según las propiedades del material que se procesa. Para materiales sensibles al calor, se utiliza un flujo cocorriente, ya que el gas se enfría rápidamente durante la evaporación inicial de la humedad superficial, incluso con altas temperaturas de entrada. En cambio, para otros materiales, es preferible el flujo contracorriente, ya que permite aprovechar mejor la eficiencia térmica. En el caso del flujo cocorriente, el gas acelera el movimiento de los sólidos, mientras que en el flujo contracorriente lo ralentiza. En este caso, se decide utilizar flujo a contracorriente ya que el sulfato de sodio no es sensible al calor en el rango de temperaturas en el cual se trabajará.

Dentro de los secadores rotativos se destacan los secadores de calor directo, ya que son los más simples y económicos, y su utilización será adecuada cuando el contacto entre los sólidos y los gases no resulte perjudicial. El equipo auxiliar de un secador rotatorio de calor directo incluye una cámara de combustión (*Burner*), mientras que los gases se hacen pasar a través del cilindro mediante un forzador. Es importante que el flujo de aire sea controlado y uniforme tanto en calidad (humedad) como en cantidad. En la salida del secador, suelen instalarse ciclones colectores para eliminar el polvo arrastrado en la corriente de gas de salida. En caso de tratar materiales costosos o productos extremadamente finos, se pueden utilizar filtros de bolsa adicionales después de los ciclones.

De todos los tipos de secadores rotatorios, los más estudiados son los de calor directo equipados con paletas periféricas (*flights*). Su función es levantar y dispersar las partículas sólidas a través del flujo de gas, promoviendo un contacto íntimo entre los sólidos húmedos y los gases calientes. Las paletas suelen estar dispuestas de forma escalonada cada 0.6 a 2 metros, y su forma varía según las características del material a secar. Para materiales de fácil flujo se usan paletas radiales con un borde de 90°, mientras que para materiales pegajosos se utilizan paletas radiales planas sin borde.

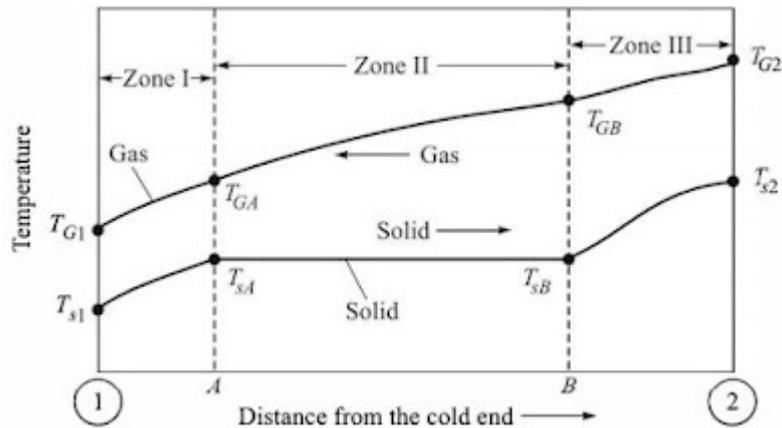
Diseño del secador

Treybal (1980) propone el diseño de secadores continuos de alta temperatura, es decir, que operan por encima de la temperatura de ebullición. En general, se distinguen 3 zonas dentro de estos secadores, en

función de cómo varían las temperaturas del gas y del sólido. En la Figura 65 se denotan estas zonas.

Figura 65

Zonas de secado



Nota: Extraído de Treybal (1980)

La zona I es la zona de precalentamiento del sólido, donde la evaporación no es elevada aunque no es despreciable. En cuanto a la zona II esta es la más importante en el secado, allí se remueve la humedad superficial y no ligada. Cabe destacar, que se asume que en esta etapa la temperatura es constante e igual a la temperatura de bulbo húmedo del gas. Finalmente, en la zona III se produce la evaporación de la humedad ligada y aumento de la temperatura del sólido debido a la disminución de la velocidad de evaporación.

En este caso, frente a la falta de datos del contenido de humedad crítico del sólido, se decide simplificar el diseño considerando que el secador actúa solamente en la zona II, es decir, que el sólido ingresa a la temperatura de bulbo húmedo y que la humedad no está ligada.

Luego, como se mencionó anteriormente, se decide que el sólido ingrese al secador (zona II) a $90\text{ }^{\circ}\text{C}$, por lo que se fija el valor de la temperatura de bulbo húmedo en dicho valor (T_{bh}). Cabe destacar, que si el sólido ingresara a mayor o menor temperatura a la fijada, aparecerá una zona I, aunque se desprecia la pérdida de humedad en este sector.

Por otra parte, el flujo de sólido es de 3643 kg/hr (L) con un contenido líquido de $5\%P/P$ en base humedad. En este caso, si bien el líquido está constituido por otros componentes además del agua, se decide asumir que el sólido ingresa con $5\%P/P$ (x_1) de humedad para sobredimensionar el secador. Sin embargo, luego se considerará la presencia de glicerina como

impureza de la sal, ya que debido a su baja volatilidad no podrá ser eliminado por secado.

Luego, se calcula el flujo de sólido (L_s) y fracción de humedad a la entrada en base seca (X_1), como se observa en la Ecuación 55.

Ecuación 55

Flujo de sólidos (L_s) y fracción de humedad en base seca (X_1)

$$L_s = L(1 - x_1) = 3461 \text{ kg/hr}$$

$$X_1 = \frac{x_1}{1-x_1} = 0,053$$

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Se propone obtener luego del secado una humedad en base seca del sólido (X_2) del 0,2%, en pos de alcanzar la especificación necesaria para su comercialización. En este caso, considerando la impureza de glicerina se alcanza una sal con 99% de pureza, es decir, en condiciones de ser comercializada.

Por otra parte, en estos equipos el gas de secado suele estar constituido por gases de la combustión de un combustible fósil y aire, la cual se realiza en un equipo denominado *Burner*. Se opta por utilizar gas natural para la combustión debido a su disponibilidad y bajo costo. Posteriormente, en este análisis se dimensionará el sistema de producción del gas de secado.

En este caso, se decide asumir que las propiedades de este gas son equivalentes al aire. La temperatura (T_{g2}) y humedad (Y_2) del gas de entrada serán una de las variables a ser fijadas.

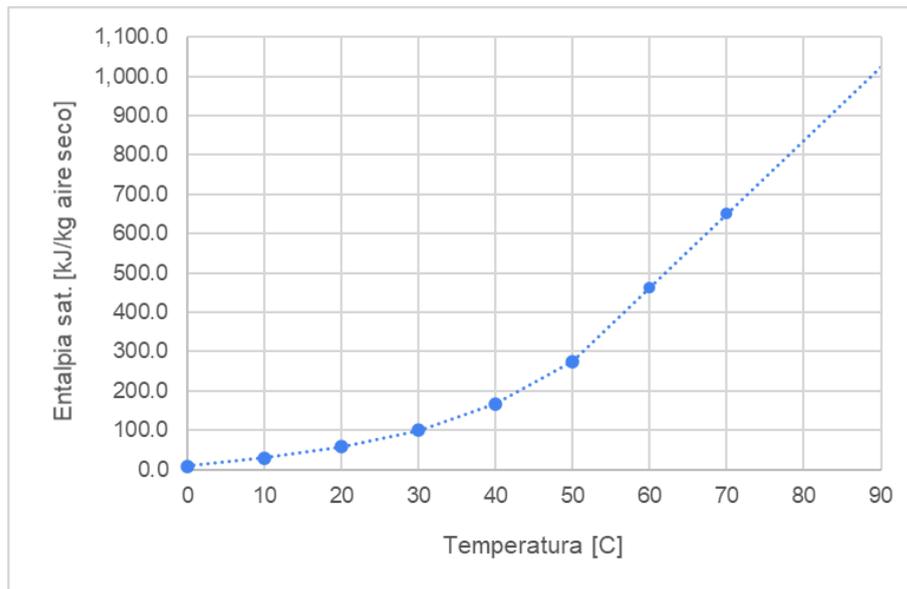
Otra simplificación que se realiza para facilitar el diseño es que el proceso se realiza en forma adiabática, es decir, que se desprecian las pérdidas de calor del gas y el sólido con el ambiente.

Luego, considerando que la operación adiabática y al gas de secado como aire, se podrá determinar el contenido de humedad del gas a la entrada y salida, siguiendo una trayectoria adiabática en la carta psicométrica.

Cabe destacar, que como los datos disponibles de entalpía de saturación del aire que se encontraron en Treybal (1980) no alcanzan las temperatura de bulbo húmedo, se opta por realizar una extrapolación. La curva de Entalpía de saturación vs Temperatura se encuentra en la Figura 66.

Figura 66

Entalpía de saturación vs temperatura



Nota: Elaboración propia a partir de datos de Treybal (1980)

Luego, a partir de la extrapolación realizada en la Figura 66 se puede obtener con la T_{bh} la entalpía de saturación correspondiente, que resulta en 1020 kJ/kg. Entonces, considerando que la operación es adiabática, es decir que la entalpía se mantiene constante, a partir de la Ecuación 56 se puede relacionar la temperatura del gas con su porcentaje de humedad.

Ecuación 56

Entalpía del gas vs temperatura y humedad

$$H = (1005 + 1884 Y) Tg + 2502300 Y$$

Donde:

- H: entalpía [J/kg aire seco]
- T_g : temperatura del gas [C]
- Y: humedad del aire en base libre

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Además, a partir de la Ecuación 56 podrá obtenerse la humedad de saturación del aire (Y_s), que resulta 0,348. Cabe mencionar, que la humedad de salida del gas debe ser menor a ella para que el equipo no resulte infinitamente largo.

Por otra parte, considerando que se desprecian las pérdidas de calor y suponiendo que el coeficiente de transferencia de calor es constante, se puede dimensionar el secador mediante la determinación del N_{tog} y H_{tog} .

En la Ecuación 57 se observa la expresión para el N_{tog} , mientras que en la Ecuación 58, para el H_{tog} .

Ecuación 57

Número de unidades de transferencia (N_{tog})

$$N_{tog} = \frac{\Delta T_g}{\Delta T_{ml}}$$

Donde:

- N_{tog} : número de unidades de transferencia de calor
- ΔT_g : diferencia de temperatura del gas debido a la transferencia de calor con el sólido
- ΔT_{ml} : diferencia de temperatura media logarítmica en el secador

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Ecuación 58

Longitud de la unidad de transferencia (H_{tog})

$$H_{tog} = \frac{G_s C_s}{U_a}$$

Donde:

- H_{tog} : longitud de la unidad de transferencia de calor
- U_a : coeficiente de transferencia de calor
- C_s : calor húmedo = $(c_{pg} + c_{pa} Y_{prom})$

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Por otra parte, para secadores rotativos se encuentra la correlación para el coeficiente de transferencia de calor (U_a), el cual se observa en la Ecuación 59.

Ecuación 59

Coficiente de transferencia de calor (U_a)

$$U_a = \frac{237 G^{0.67}}{D}$$

Donde:

- G : es la velocidad másica promedio de gas [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]
- D : diámetro del secador [m]
- U_a : coeficiente de transferencia de calor [..]

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Cabe destacar que el cálculo de la velocidad másica de gas (G) se opta por realizar un promedio entre entrada y salida. A continuación en la Ecuación 60, se detalla el cálculo.

Ecuación 60

Velocidad másica de gas (G)

$$G = \frac{1/2 G_s [(1+Y_1)+(1+Y_2)]}{\pi D^2/4}$$

Donde:

- Y_1/Y_2 : humedad en base seca a la entrada y salida
- D : diámetro del secador [m]

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Majumdar (2015) recomienda un rango óptimo de N_{tog} en zona II entre 1,5 y 3. Entonces, a partir de los gráficos expuestos en el **Anexo Q** se decide fijar los N_{tog} en 3.

Además, si bien se decidió asumir que el sólido ingresa a T_{bh} , es decir, que se diseña el secador en zona II, es factible que en el secador real puedan existir zonas I (calentamiento o enfriamiento del sólido) y III. Luego, se decide agregar un factor de seguridad recomendado del 20% al largo obtenido del secador (L).

En cuanto al largo del secador se podrá obtener como el producto entre N_{tog} y H_{tog} , como se observa en la Ecuación 61.

Ecuación 61

Largo del secador (L)

$$L = N_{tog} H_{tog}$$

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Mujumdar (2015) recomienda una relación entre largo y diámetro del secador de L/D entre 2 y 20. Luego, a partir de los gráficos expuestos en el Anexo Q se decide fijar la relación en 5.

Por otra parte, se plantea el balance de masa en el secador, el cual se observa en la Ecuación 62.

Ecuación 62

Balance de masa en el secador

$$L_s (X_2 - X_1) = G_s (Y_2 - Y_1)$$

Donde:

- G_s : flujo de gas seco

- Y: fracción de humedad en el gas en base seca
- X: fracción de humedad en el sólido en base seca

Nota: Extraído de Treybal (1980)

Cabe destacar, que resta fijar las condiciones del gas de entrada. Como se mencionó anteriormente la operación más utilizada para generar el gas, es mediante la combustión de aire y un combustible (gas natural), en un equipo denominado *Burner*. Debido a la combustión de gas y aire no debe perderse de vista la producción de agua (R_w). Según Majumdar (2015) se puede determinar la relación de agua producida por la combustión y el combustible alimentado según la Ecuación 63.

Ecuación 63

Humedad producida por combustión (R_w)

$$R_w = 9 CH Z$$

Donde:

- CH: contenido de hidrógeno en el combustible [kh H / kg comb]
- Z: flujo de combustible

Nota: Extraído de Mujumdar (2015)

No será trivial la humedad y temperatura del aire que ingresa al *Burner*. En las peores condiciones determinadas para el diseño de la torre de enfriamiento la temperatura del gas (T_0) era de 29°C y la humedad relativa 63% ($Y_0=0.015$).

Luego, se plantean los balances de energía (Ec. 64), de masa total (Ec. 65) y de humedad (Ec 66) en el *Burner*.

Ecuación 64

Balance de energía

$$G_s C_p H (T_2 - T_0) = Z \Delta H_{comb}$$

Donde:

- T_0 : temperatura entrada del aire
- ΔH_{comb} : calor de combustión del gas natural
- $C_p H$: calor húmedo del aire = ($c_{pg} + c_{pa} Y$)
- ΔH_{comb} : poder calorífico del gas natural

Nota: Elaboración propia

Ecuación 65

Balance de masa total

$$Gs (1 + Y2) = Z + Faire$$

Donde:

- Y2: fracción de humedad de aire de salida del Burner=
- Faire: flujo de aire alimentado

Nota: Elaboración propia

Ecuación 66

Balance de humedad

$$Gs Y2 = Rw + Faire Y0$$

Donde:

- Y2: fracción de humedad de aire de salida del Burner=
- Faire: flujo de aire alimentado
- Y0: humedad de entrada del aire al burner

Nota: Elaboración propia

Resolviendo los balances en simultáneo del *Burner* y *Secador*, habiendo fijado los N_{tog} y la condición de entrada del aire al burner y salida del sólido, se obtiene el caudal de aire alimentado al burner (F_{aire}), el caudal de gas seco alimentado al secador (G_s), el largo (L) y diámetro (D) del secador, y el caudal de gas natural requerido (Z). En la Tabla 90, se resumen los resultados del diseño.

Tabla 90

Valores diseño

Sólido húmedo	
Temperatura ingreso sólido (°C)	90
Humedad ingreso sólido (%)	5
Temperatura salida sólido (°C)	90
Caudal de sólido húmedo (kg/min)	60,71
Sólido Seco	
Humedad salida sólido (%)	0,2
Pureza (%)	99,08
Caudal de sólido seco (kg/min)	58,21
Burner	
Caudal aire alimentado (kg/min)	10,92

Humedad del aire alimentado (%)	0,015
Caudal de gas natural (kg/min)	0,16
Gas de secado	
Caudal gas de secado entrada (kg/min)	11,088
Humedad ingreso del gas (%)	0,05
Humedad salida del gas (%)	0,246
Secador rotativo	
Largo (m)	3,75
Diámetro (m)	0,75
Potencia (kW)	5,662

Nota: Elaboración Propia

Finalmente, resta dimensionar la potencia de rotación del secador rotativo. Majumdar (2015) presenta la Ecuación 67 para la determinación de la potencia de agitación.

Ecuación 67

Potencia de agitación

$$Potencia [kW] = \frac{N (4,75 D w + 0,1925 D' W + 0,33 W)}{100000} 0,75$$

Donde:

- N: rpm = 25
- D: diámetro secador [ft] = 2.46
- w: carga de sólidos [lb]
- W: es el peso total del equipo considerando sólidos [lb]
- D': es el riding-ring [ft] = D + 2

Nota: Extraído de Majumdar (2015)

En cuanto a las rpm de agitación (N), se opta por fijar en un valor recomendado de 25 rpm. Se destaca que la velocidad de rotación de los secadores rotativos es baja, aunque en la operación real se fijará en función del tipo de sólido y experiencia práctica, hasta alcanzar la calidad de producto deseada. El diámetro del secador (D) fue determinado anteriormente, por lo que se puede calcular el D'. En cuanto a la carga de sólido, Majumdar (2015) destaca que el volumen óptimo de llenado del secador con sólido es del 15 % del volumen (menos volumen es insuficiente para el correcto funcionamiento de los *flights*, mientras que mayores puede provocar cortocircuitos). Luego, a partir de la Ecuación 68, conociendo la densidad del material y las dimensiones del secador, se determina la carga de sólidos (w).

Ecuación 68

Carga de sólido (w)

$$w = \rho_s 15\% L \pi D^2 / 4 = 900 \text{ lb}$$

Donde:

- L: largo secador [ft] = 12.30
- D: diámetro secador [ft] = 4.46
- w: carga de sólidos [lb]
- ρ_s : densidad del sólido [lb/ft³] = 97

Nota: De elaboración propia

En cuanto, al peso total del equipo rotativo considerando sólidos (W), no se encuentra en bibliografía una correlación para estimar este valor. Luego, se decide aproximar el peso del equipo rotativo como un cilindro de acero inoxidable con un espesor de 1 pulgada. Además, se debe incluir dentro de W el peso de los sólidos (w). Entonces, se estima el peso total a partir de la siguiente ecuación.

Ecuación 69

Carga de sólido

$$W = w + \rho_m L \pi [(D + 2e)^2 - (D)^2] / 4 = 17000 \text{ lb}$$

Donde:

- e: espesor equipo [in] = 1
- L: largo secador [ft] = 12.30
- D: diámetro secador [ft] = 4.46
- w: carga de sólidos [lb]
- W: es el peso total del equipo considerando sólidos [lb]
- ρ_m : densidad del material [lb/ft³] = 494

Nota: De elaboración propia

Finalmente, se obtiene que la potencia de agitación en kW resulta en 5,7 kW.

Forzador de aire

En el apartado anterior se dimensionó el secador y el sistema de suministro de gas de secado, aunque se omitió la necesidad de un equipo que impulse el aire y gases de combustión a través de *Burner* y *Secador*. Luego, se debe dimensionar el forzador de aire que permita efectuar esta tarea.

Para dimensionar un forzador se debe conocer el caudal de gas a transportar y además las pérdidas de carga que atraviesa el fluido. Si se

consideran despreciables las pérdidas por las cañerías y se considera únicamente la de los equipos que el gas atraviesa, se debe estimar la pérdida de carga del *Burner* y del *Secador*.

En cuanto al caudal de gas de secado, del diseño se conoce el flujo másico de gas de secado alimentado al secador y su humedad (Tabla 90). Luego, asumiendo que el gas tiene las mismas propiedades del aire se estima la densidad del mismo. Entonces, a partir de la Ecuación 70 se calcula el caudal volumétrico de gas de secado.

Ecuación 70

Caudal volumétrico

$$Q = G / \rho_{gas} = 25 \text{ m}^3/\text{min}$$

Donde:

- Q: caudal volumétrico [m³/min]
- G: flujo de gas de secado [kg/min] = 11,1
- ρ_{gas} : densidad del gas a la entrada [kg/m³] = 0,45

Nota: De elaboración propia. Densidad del gas extraída de https://www.engineeringtoolbox.com/density-air-d_680.html

Por otra parte, Majumdar (2015) recomienda una velocidad del gas de secado de 60 a 90 m/min. Luego, conociendo las dimensiones del secador (D), el caudal volumétrico de gas y el porcentaje de volumen del equipo ocupado por sólidos, a partir de la Ecuación 71, se puede determinar la velocidad del gas que atraviesa el equipo.

Ecuación 71

Caudal volumétrico

$$v = Q / [(1 - \%ocup)\pi D^2/4] = 66 \text{ m}/\text{min}$$

Donde:

- Q: caudal volumétrico [m³/min]
- v: velocidad del gas de secado [m/min]
- D: diámetro del secador [m] = ...
- %ocup: fracción del volumen del secador ocupado por sólidos = 0.15

Nota: De elaboración propia

Entonces, se verifica que la velocidad del gas está en el rango indicado por Majumdar, por lo que la transferencia será óptima y se reducirá el riesgo de arrastrar sólidos con la corriente de gas.

En cuanto a las pérdidas de carga a través de secador, no se encuentra en bibliografía una correlación para estimarlas. Luego, se opta por recurrir al

manual del fabricante de secadores rotativos AtlasCopco. Para un equipo de dimensiones y condiciones de operación similares, se informa una caída de presión de 0,3 bar.

Por otra parte, se estima que las pérdidas de carga en el burner no serán apreciables respecto a las del secador. Sin embargo, se estima como un 10% adicional como un margen de seguridad.

Luego, se encuentra el catálogo de forzadores de aire del proveedor Beta Blowers, el cual presenta distintos modelos de forzador del tipo *Twin Lobe Rotary Air Blower*. Específicamente, el modelo BR-24 verifica las condiciones de caudal de aire y altura desarrollada. Se informa el consumo de este forzador en 20 kW.

Transporte de sólidos

El diseño del transporte de sólidos es un parte fundamental de este proyecto ya que en este caso el producto final es un sólido. Según el diseño del proceso propuesto existirán tres etapas principales que se deberán tener en cuenta: transporte desde la centrífuga hacia el secador, transporte desde el secador hacia la tolva y finalmente, carga de bolsas y su transporte hacia el sector de almacenamiento.

Según GMdix Ingeniería de procesos, existen dos tipos de transporte de sólidos que se utilizan en la industria: transporte neumático y transporte mecánico. El transporte neumático emplea una corriente de aire para mover productos en polvo o en grano a través de una tubería. Los materiales ideales para este tipo de sistema de transporte son materiales secos, finos y a granel desde micrones hasta partículas de 70 mm o más. Por otro lado, el transporte mecánico se basa en transportar de forma mecánica el producto sólido en polvo o en grano. Los materiales especialmente indicados para este tipo de transporte son los frágiles, húmedos y/o pastosos.

Dentro de las ventajas del transporte neumático se encuentran el transporte sin polvo, una gran flexibilidad en el trazado, facilidad de automatización y control, y un bajo mantenimiento ya que posee un bajo número de partes móviles. Sin embargo dentro de sus desventajas se puede mencionar un mayor consumo de energía que en el transporte mecánico, degradación de partículas, distancias limitadas y consumo de aire. Por otro lado el transporte mecánico es más económico en cuanto a su instalación, no introduce contaminación del aire ambiente ya que no utiliza aporte de aire externo en su funcionamiento, soporta grandes caudales y posee un bajo consumo de energía.

Transporte desde la centrífuga hacia el secador

El sólido a transportar en ésta etapa contiene humedad, por lo que se recomienda el uso de un transporte mecánico. El transporte de sólidos a granel de forma mecánica puede realizarse con distintos tipos de transportadores, los más habituales son las bandas transportadoras y los transportadores sinfín o de tornillo.

Las bandas transportadoras poseen numerosas ventajas, son las de menor costo entre las opciones disponibles, requieren una baja potencia de accionamiento, poseen mayor capacidad y transportan por mayores distancias. Sin embargo, tienen dificultad de hacer hermético el sistema, tienen un elevado costo de mantenimiento debido a la cantidad de partes móviles y además poseen una limitación en cuanto a las elevadas temperaturas por las características propias del sistema.

El tornillo sinfín es de sencilla fabricación, con diseño compacto y de fácil instalación. Posee un bajo costo de mantenimiento y tiene la posibilidad de hacer fácilmente hermético el sistema. Además, puede trabajar con productos a temperaturas extremas e incluso se puede realizar una doble cámara para enfriar o calentar el sólido. En cuanto a sus desventajas, el sistema presenta dificultad para sobrepasar cortas pendientes de elevación ya que disminuye su capacidad. Tampoco se recomienda su uso para distancias mayores a 50 metros.

Debido a que el sólido se encuentra a una elevada temperatura se decide utilizar un tornillo sinfín para su transporte desde la centrífuga hacia el secador. Se propone la utilización de un transportador sinfín modelo TC.139/100 de la marca GIMAT de acero inoxidable 316 con capacidad de hasta 4400 kg/h y con un consumo de hasta 1,5 kW.

Transporte desde el secador hacia la tolva

El sólido a transportar en ésta etapa es seco y requiere que no tenga contacto con el ambiente para no absorber humedad, por lo que se recomienda el uso de un transporte neumático completamente hermético.

Los sistemas de transporte neumáticos pueden dividirse por el tipo de concentración del sólido (fase diluída o fase densa) o por la fuente de generación de diferencial de presión (aspiración o impulsión).

En cuanto al transporte neumático en fase densa, el sólido se transporta por empuje, lo que requiere una mayor presión y un volumen inferior de

gas. Requiere un consumo energético menor que el transporte en fase diluida y la velocidad de transporte es más baja. Este tipo de transporte se utiliza especialmente para productos abrasivos.

A su vez, en el transporte neumático en fase diluida las partículas se desplazan en suspensión por la tubería a alta velocidad con una gran cantidad de aire a baja presión. La concentración de sólidos es inferior a 10 kgs de sólidos por kg de gas. Este tipo de transporte puede dividirse en aspiración o impulsión.

Los elementos que constituyen un sistema de transporte neumático son: un elemento generador de presión, que se encarga de suministrar la suficiente energía mecánica al gas para mover el sólido; líneas de transporte, que son el conjunto de tuberías, curvas, bifurcaciones, válvulas, etc. que se requieren para conducir el sólido desde el punto de carga hasta su destino; un aportador de sólidos, que se encarga de aportar el sólido a la línea de transporte y un elemento separador sólido-gas, que se encarga de separar las partículas sólidas que existen en suspensión del gas (puede ser tanto un ciclón como un filtro).

Se debe tener en cuenta que el sólido a transportar es altamente higroscópico por lo que no deberá tener contacto con el aire ambiente. Se propone entonces colocar un deshumidificador de aire en la línea de succión del sistema de transporte para que el mismo no absorba humedad. Un deshumidificador de rotor desecante se puede utilizar para suministrar aire seco a sistemas neumáticos para mantener los sólidos fluyendo sin problemas y evitar cualquier pegado a las líneas de transporte debido a la condensación. Además reduce el consumo de energía en los sopladores utilizados para el transporte.

Se requerirá un caudal de aire seco de al menos 350 kg/h (aproximadamente 290 m³/h), por lo que se decide utilizar el deshumidificador de aire por rotor desecante de la marca Fisair, serie DFRA con capacidad de hasta 6000 m³/h y un consumo máximo de 5 kW. El deshumidificador posee un rotor desecante de gel de sílice de alto rendimiento que atrae y retiene el vapor de agua. De esta manera, cuando el aire cargado de vapor o partículas húmedas entra en la rueda, el material desecante lo filtra reteniendo toda la humedad y expulsándolo de nuevo convertido en aire seco.

El sistema que se utilizará para el transporte neumático será el transporte por vacío TS-VAC de la marca Lleal. El sistema es totalmente hermético y cuenta con un elemento de aspiración, los conductos por los que circula el

producto, conjunto de filtrado con limpieza automática (aire a presión en sentido opuesto), tolva de carga, valvulería de accionamiento neumático y cuadro eléctrico-neumático. Su consumo energético es de 10 kW.

Transporte hacia el sector de almacenamiento

Una vez que el producto se encuentre en su empaque final será necesario un transporte hacia el sector de almacenamiento. Las bolsas de 50 kg serán colocadas en pallets y transportadas mediante un montacarga al sector de almacenamiento.

Sistema de empaque

Para su comercialización se utilizarán bolsas de 50 kg de capacidad de polipropileno. Para este sistema se emplea una báscula de llenado de bolsas de boca abierta por gravedad dúplex modelo DCS-GF de la marca Jianlong Packing. Es un equipo semi-automático con una capacidad de hasta 300 bolsas por hora para pesos de entre 25 y 50 kg. La potencia requerida es de 3,2 kW. Viene integrado con una cinta transportadora que facilita la movilidad de las bolsas hacia los pallets como se observa en la Figura 67.

Figura 67

Equipo de llenado de bolsas semi-automático DCS-GF



Nota: De la página oficial de Jianlong Packing

Sector de almacenamiento

Cabe destacar que se debe mantener el producto en un ambiente con humedad controlada por lo que se deberá adquirir también un deshumidificador de ambiente.

EVALUACIÓN ECONÓMICA

Re-evaluación de la inversión, costos fijos y costos variables

Ingreso por ventas

Como se mencionó anteriormente el precio de venta definido es de 200 u\$/ton. Con estos valores el ingreso por venta queda determinado como la se muestra en la siguiente Tabla 91

Tabla 91

Ingresos por Venta

Producto	Producción (ton/año)	Precio de venta (u\$/ton)	Ingresos (u\$/año)
Ácido Láctico 90%	30.910,00	1.200,00	37.092.000,00
1,2 Propanodiol 90%	1.289,00	1.500,00	1.933.500,00
Sulfato de Sodio 99%	26.004,62	200,00	5.200.923,10
Ingresos por ventas anuales (usd/año)			44.226.423,10

Nota: elaboración propia. Ingresos por venta al 100% de la capacidad nominal

Esto representa una variación porcentual en el ingreso por venta respecto al diseño original de un 11,76%.

Inversión

Como se mencionó en el capítulo 6 la inversión total se compone de dos partes: inversión fija total (IFT) y la inversión en capital de trabajo (IW).

En cuanto al capital de trabajo (IW) y la inversión fija total (IFT) se decide estimarlos análogamente al Capítulo 6. Luego, deberá actualizarse el costo de inversión en equipos para realizar dichas estimaciones. A continuación en la Tabla 92, se resumen los componentes resultantes de la inversión total, junto a su variación porcentual respecto al diseño original.

Tabla 92

Inversión total (IT)

Inversión Fija total (usd)	21.380.385	8%
Capital de trabajo (usd)	6.531.288	1%
Inversión Total (usd)	27.911.674	7%

Nota: elaboración propia

En cuanto al costo de inversión en equipos, se le adiciona el costo del secador, el forzador de aire, los sistemas de transporte de sólidos y el sistema de empaque de la sal de sodio seca. A continuación, en la Tabla 93,

se resumen la inversión en equipos estimados incluyendo flete, seguro e instalación. Además, se reporta la variación porcentual de este costo respecto al diseño original.

Tabla 93

Inversión en equipos con instalación (IE)

Equipos	Precio con instalación (USD)	
IE Diseño original	6126094	
Secador	112.050	
Forzador de Aire	54.031	
Transporte de sólidos	101.400	
Sistema de empacado	67.600	
IE	6461174	5%

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Al igual que en el Capítulo 6 no se dispone en todos los casos del costo real de los equipos, por lo que se decide estimarlos. En cuanto al secador rotatorio, se utiliza la base de datos de de AssessCCUS, con variable de escalado el área periférica del equipo. Por otra parte, el fabricante del forzador de aire no informa su costo, luego se decide estimar el mismo a través de la herramienta de Matches para el mismo modelo de forzador y con variable de escalado el caudal de aire alimentado. En cuanto al transporte de sólidos se vuelve a estimar su costo a partir de datos informados por el fabricante Everun Machinery. Finalmente, el costo del sistema de empaque de la sal seca se obtiene del sitio web del fabricante *Jianlong Packing*.

En el caso de los costos de edificación, estos aumentan ya que se debe agregar una extensión a la planta para el proceso de secado de la sal. Se tiene en consideración el proceso de secado, el transporte y el almacenamiento. Se realizan los cálculos de la misma forma que en Capítulo 6 y el terreno edificado aumenta en un 40% (573 m²). No se tiene en cuenta un espacio mayor para oficinas y baños ya que el número de nuevos empleados no supera las 10 personas.

Costos variables

Se estiman los costos variables análogamente al capítulo 6. Luego en la Tabla 93 se demuestran las variaciones en los componentes del costo variable y la variación porcentual total.

Tabla 93*Valores y variación de costos variables*

Costo	Valor original (USD/año)	Valor con subplanta (USD/año)	Variación (%)
Materia prima	30.438.399	30.438.399	0,00%
Mano de obra	357.685	476.017	24,86%
Supervisión	75.158	75.158	0,00%
Servicios	1.623.046	1.738.634	6,65%
Mantenimiento	388.095,27	421.207,71	7,86%
Suministros	375.778,23	375.778,23	0,00%
Laboratorio	17.884,27	23.800,83	24,86%
Envases	0	140.425	100,00%
Total (USD/año)	33.276.046	33.689.419	1,23%
Unitario (USD/ton)	1072,41	1089,92	1,61%

Nota: De elaboración propia. El valor original está referido a solo la planta de ácido láctico. El costo variable unitario se calculó en base a la producción de ácido láctico

- *Costo MP*

En este caso se plantea la reutilización de un residuo proveniente del proceso principal. Luego, como no se utiliza ninguna otra materia prima, el costo de materia prima resulta nulo para la ampliación y por lo tanto no cambia respecto al diseño original.

- *Costo envases*

La presentación más común del sulfato de sodio es en bolsas de 50 kg de polipropileno y polietileno. Considerando la cantidad producida por año se puede estimar su costo como se muestra en la Tabla 94

Tabla 94*Costo de envases*

Producción anual (ton/año)	26.004,62
Capacidad bolsa (kg)	50,00
Cantidad bolsas necesarias	520.093
Costo por bolsa (u\$s/unidad)	0,27
Costo anual	140.425

Nota: De elaboración propia

- *Costo mano de obra*

Si se hace el mismo análisis que se hizo para la planta de ácido láctico para esta sub planta, como si fuera independiente, se obtiene que se necesitan 2 personas por turno. Siguiendo el mismo esquema de 3 turnos con un turno rotatorio se sumarán 8 empleados.

El cálculo de salarios se realiza de la misma manera que en el Capítulo 6.

- *Costo supervision*

Como se considera que la sub planta diseñada sigue siendo parte de la planta de producción se decide no agregar un supervisor. Con esto el costo de supervisión no cambia.

-*Costo servicios*

Gas Natural

Al consumo de la caldera se le agrega el consumo por el quemador del de; sistema de suministro de gas de secado. Esta variación en consumo se traduce en un aumento en costo que se observa en la Tabla 95

Tabla 95

Variación en volumen y costo de gas natural

Planta	Consumo (m³/año)	Costo (USD/año)
Ácido láctico	5.213.065,85	1.302.250,85
Ácido láctico + sulfato de sodio	5.325.409,29	1.336.008,1
Variación por agregado de subplanta		
Consumo		2,11%
Costo		2,53%

Nota: De elaboración propia. Valor de dolar actualizado al 14/09/2024

Electricidad

Los consumos para la sub planta de sulfato de sodio quedan expresados en la Tabla 96

Tabla 96

Consumo por equipo

Equipo	Consumo (kW)
Planta ácido láctico	
Total	341,1
Sub planta sulfato de sodio	
Centrífuga	60
Transporte sólido húmedo	1,5
Secador	5,662
Forzador	20
Transporte sólido seco	10
Total sub planta	97,162
Total	438,262
Variación	22,17%

Nota: De elaboración propia

Agua

Para la producción no se necesita consumir agua por lo que el único consumo extra es para los 8 nuevos empleados. De esa forma se genera un aumento en el costo de alrededor 1,44%.

-Costo mantenimiento

Se mantiene el criterio de considerar mantenimiento bajo, con lo que se calcula el costo como un 2% de la Inversión Fija (IF).

-Costo suministros

No se aplican costos de suministros a la sub planta por lo que se mantienen los valores.

-Costo laboratorio

Se asume que esta subplanta no tiene necesidades extra de laboratorio por lo que, solo se necesitará para análisis de calidad por lo que se lo estima como el 5% del costo de mano de obra. Esta aproximación coincide con el análisis de la planta de ácido láctico, cambiando el valor de base.

- Costo regalías y patentes

En este análisis no aplica este costo por lo que no se calcula.

Costos fijos

En cuanto a los costos fijos se estiman análogamente al Capítulo 6. Como estos costos dependen de la inversión, la variación en los costos de equipos los afectará. Entonces, se aprecia una variación porcentual respecto al diseño original del 12,3% en estos costos.

Re-evaluación de la rentabilidad del proyecto

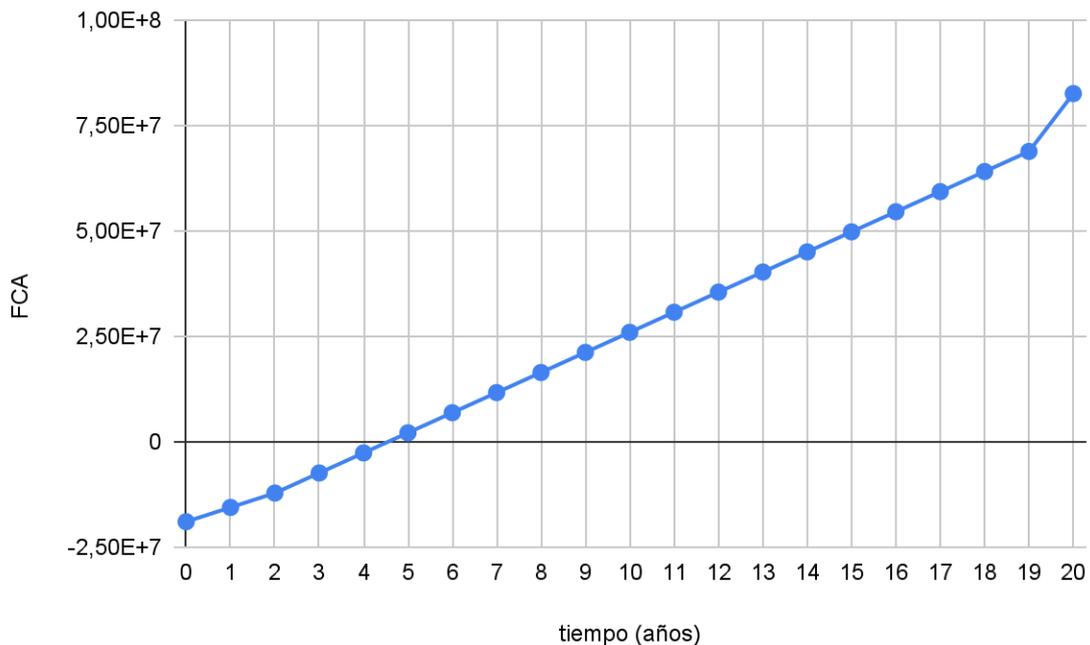
Tiempo de repago

El tiempo de repago se define como el mínimo período teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto.

En la Figura 68 se grafica el Flujo de Caja Acumulado (FCA) en función del tiempo de vida del proyecto.

Figura 68

Flujo de caja acumulado (FCA) vs tiempo de vida



Nota: de elaboración propia

Existen criterios de rentabilidad a partir del Tiempo de Repago, en función de la complejidad del proyecto. En general se suele utilizar como criterio que el tiempo de repago sea menor a la mitad del tiempo de vida del proyecto. En este caso, el tiempo de repago es entre 4 y 5 años por lo que se cumple dicho criterio. Sin embargo, no puede asegurarse que el

proyecto sea rentable únicamente con esta evaluación, ya que el tiempo de repago suele ser utilizado como un método auxiliar.

Valor presente

Como se mencionó en el Capítulo 6 el valor presente es la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que invertida a una tasa de interés preasignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto. En este caso se asigna la tasa de descuento como el 10%, aunque dependerá su valor de la estructura del costo del capital, el riesgo del proyecto, del costo del financiamiento, entre otros factores.

Para evaluar la rentabilidad a partir de este método, se considera que si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. Es decir, este método plantea que el proyecto debe aceptarse cuando su VP sea superior a cero. Luego el valor presente resulta en 11,6 millones u\$s, por lo que se puede afirmar que el proyecto es aceptable bajo los criterios de rentabilidad propuestos.

Tasa interna de retorno (TIR)

Por otra parte, como también se mencionó en el Capítulo 6, la TIR es la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero durante la vida del proyecto. Se decidió fijar la TRMA en 15%.

Existen criterios de rentabilidad a partir del TIR y su comparación con la TRMA. Si el TIR es mayor al TRMA se suele asumir que el proyecto es aceptable. Por lo tanto, en este caso como el TIR es 15,1%, es decir mayor al TRMA, se puede afirmar que el proyecto es aceptable bajo los criterios de rentabilidad propuestos.

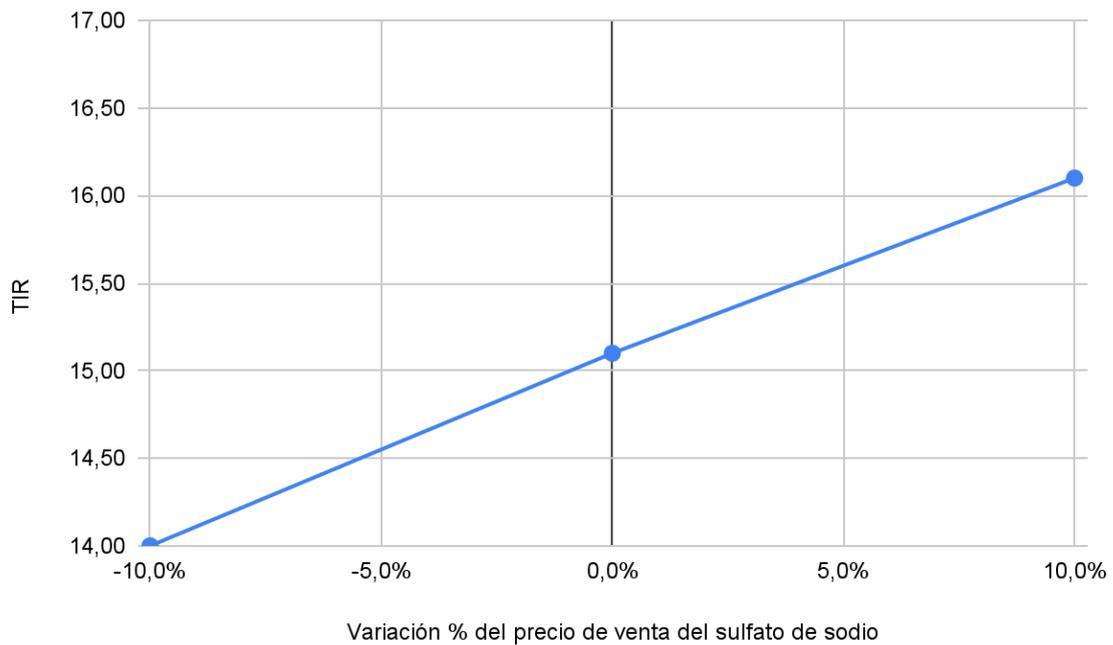
Análisis de Sensibilidad

En cuanto al análisis de sensibilidad su objetivo es cuantificar el efecto en la rentabilidad del proyecto frente a cambios en los costos operativos y de inversión. Se decide utilizar el TIR para evaluar el impacto de las modificaciones efectuadas.

En este caso, se analizará el efecto sobre la TIR de la variación del costo de venta del sulfato de sodio, es decir de los ingresos por venta. Además, se decide no analizar el efecto en la variación de la producción de la sal ya que se espera que tenga el mismo efecto que con el precio de venta en los ingresos del proyecto y por lo tanto en la rentabilidad.

Figura 69

Análisis de sensibilidad - Precio de venta de la sal



Nota: de elaboración propia

En la Figura 69, se denota que una variación negativa mayor al 1% en el precio de venta implica que la TIR resulte menor a la TRMA, es decir, que el proyecto resulte inaceptable bajo los criterios de rentabilidad propuestos.

Sin embargo, no debe perderse de vista que la TRMA es fijada de acuerdo a las expectativas de retorno de la empresa, el nivel de riesgo del proyecto y las oportunidades alternativas de inversión, por lo que si bien bajo estas condiciones no se puede afirmar la rentabilidad del proyecto, no quita de que pueda fijarse una TRMA menor a la estimada, de manera de que el proyecto pueda justificarse pese a posibles variaciones en el precio de venta de la sal.

PLAN DE NEGOCIOS

Cuando se realiza el análisis de factibilidad de un nuevo proyecto es relevante realizar un plan de negocios ya que es una herramienta para evaluar la viabilidad y dirección del proyecto. Permite estudiar en detalle si la idea es factible desde el punto de vista técnico, financiero y de mercado. Esto es esencial para prever posibles problemas y soluciones.

El fin de un plan de negocios es plantear un esquema claro de objetivos, metas, estrategias, y los pasos necesarios para alcanzar el éxito. Es un documento de referencia que ayuda a mantenerse enfocado. Además, un plan bien estructurado permite tomar decisiones informadas a lo largo del tiempo, ya que establece los recursos necesarios y los tiempos para cumplir cada etapa. También minimiza posibles riesgos al identificar y analizar variables como la competencia, la demanda del mercado y los costos.

El plan suele contener la descripción del negocio, donde se describe la idea del negocio y el problema o necesidad que busca resolver, se define la misión y visión de la empresa y se explican las metas a corto, mediano y largo plazo. También incluye información sobre el sector en el que se desarrollará el proyecto y las oportunidades del mercado. Para ello también se realiza un análisis del mercado como el anteriormente realizado en este capítulo. Se utiliza además una herramienta llamada análisis FODA, donde se evalúan las fortalezas, oportunidades, debilidades y amenazas del proyecto. Luego, se realizan diferentes planes como un plan de marketing, plan de operaciones, plan financiero y de implementación. Por último, se realiza un análisis de riesgos que incluye estrategias de mitigación para cada riesgo, de modo que el proyecto pueda adaptarse a contingencias.

Para este proyecto de ampliación de la planta se propone realizar un análisis FODA y luego determinar los factores críticos del éxito.

Análisis FODA

El análisis FODA (Fortalezas, Oportunidades, Debilidades y Amenazas) ayuda a entender mejor el entorno interno y externo en el que operará el proyecto. Es útil realizar este análisis debido a las siguientes razones:

1. Identificación de Ventajas y Desventajas: Analiza los puntos fuertes y débiles del proyecto para saber qué aspectos pueden ser potenciados o necesitan mejoras.

2. Evaluación de Oportunidades: Permite visualizar oportunidades en el mercado que podrían aprovecharse para generar valor agregado o expandir el alcance del proyecto.
3. Detección de Amenazas: Identificar posibles amenazas (como competencia o cambios regulatorios) permite prever contingencias y preparar estrategias de mitigación.
4. Enfoque Estratégico: Facilita el desarrollo de estrategias alineadas con el entorno competitivo. Este análisis asegura que el proyecto esté mejor preparado para adaptarse a cambios en el mercado o en la industria.

Fortalezas:

F1: *Ausencia de competencia a nivel local.* No hay fabricantes de sulfato de sodio 99% en Argentina, lo cual permite capturar un mercado sin competidores directos nacionales.

F2: *Revalorización de residuos.* Aprovechar el sulfato de sodio con impurezas como materia prima reduce costos y mejora la sostenibilidad del proceso.

F3: *Reducción de costos logísticos.* Al producir y vender dentro de Argentina y en países limítrofes, los costos de transporte son menores que los de importación desde China o América del Norte.

F4: *Producto de alta pureza (99%).* La producción de sulfato de sodio anhidro de alta pureza es ideal para aplicaciones que requieren especificaciones estrictas, lo que podría ser atractivo para industrias regionales.

Oportunidades:

O1: *Mercado regional en crecimiento.* La demanda en Argentina y en países vecinos por sulfato de sodio de alta pureza podría ser cubierta sin competencia significativa en Sudamérica.

O2: *Protección arancelaria y preferencias locales.* Existen oportunidades de competitividad si se aprovechan posibles incentivos o preferencias por productos nacionales y regionales.

O3: *Diversificación de mercado.* El sulfato de sodio es un insumo en múltiples sectores, principalmente en la industria de los detergentes, textiles, y productos químicos. Ampliar el alcance a distintas industrias puede estabilizar las ventas y reducir riesgos.

O4: *Creciente demanda de sustentabilidad.* La propuesta de revalorizar residuos puede atraer a clientes interesados en proveedores con prácticas sostenibles.

Debilidades:

D1: *Dependencia de la materia prima con impurezas.* La calidad y cantidad del desecho generado puede limitar la capacidad de producción si no es constante.

D2: *Elevados costos iniciales de producción.* Transformar el sulfato de sodio impuro en un producto de alta pureza requiere inversiones en tecnología y procesos de refinación, aumentando los costos de capital iniciales.

D3: *Escalabilidad del proceso:* Adaptar la planta para lograr una producción continua de sulfato de sodio 99% puede enfrentar desafíos técnicos y de costos que requieran ajustes adicionales.

Amenazas:

A1: *Competencia de importaciones de bajo costo.* China puede ofrecer precios inferiores, lo que presiona la capacidad de competir en precio.

A2: *Variabilidad del precio del commodity.* Al ser un commodity, el precio del sulfato de sodio está sujeto a fluctuaciones de mercado, lo que podría impactar la rentabilidad.

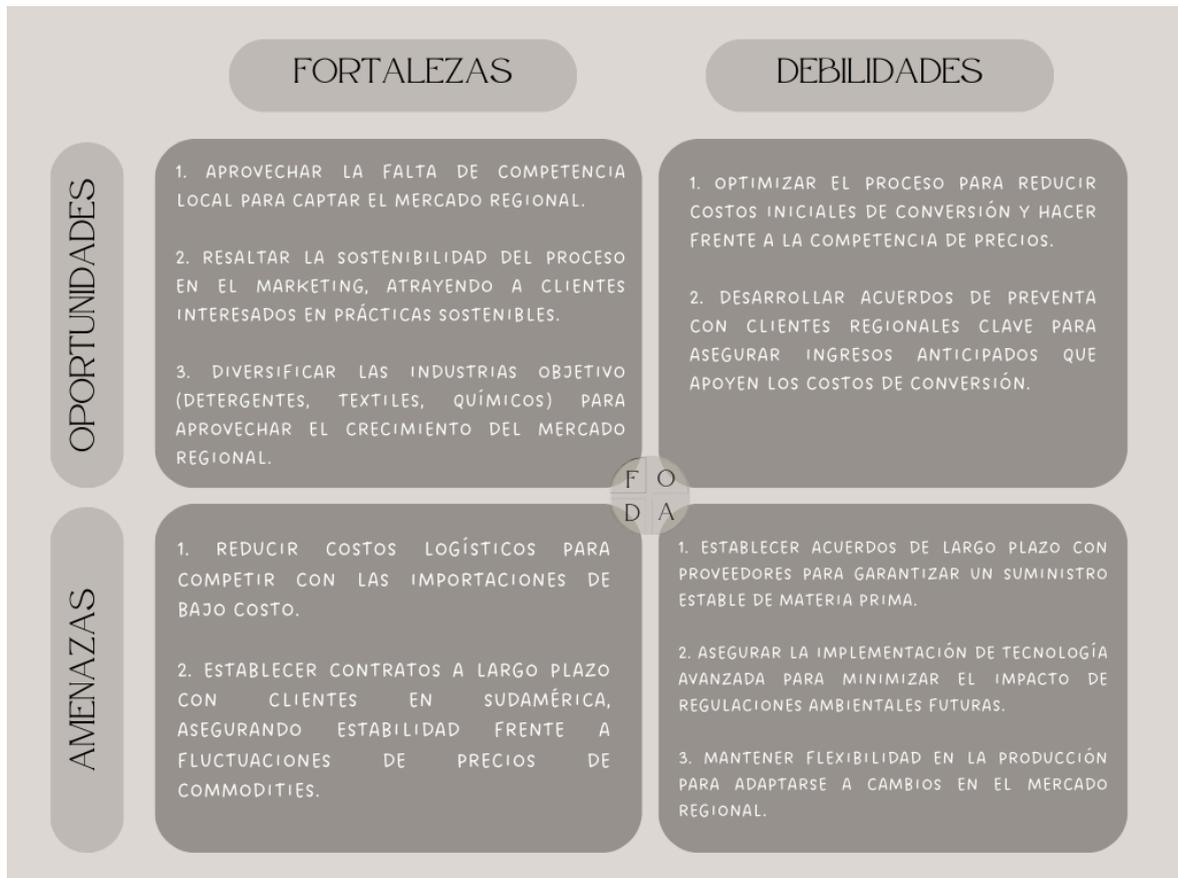
A3: *Regulaciones ambientales y de exportación.* Cambios en regulaciones ambientales o aranceles de exportación/importación en países vecinos pueden impactar la competitividad.

A4: *Dependencia de mercado regional limitado:* Si bien el mercado sudamericano presenta oportunidades, la demanda podría no crecer a la par de la capacidad de producción, limitando la expansión.

En la Figura 70 se muestra la matriz FODA que determina las diferentes estrategias que permiten aprovechar las fortalezas y oportunidades y mitigar las debilidades y amenazas.

Figura 70

Matriz FODA



Nota: de elaboración propia

Factores críticos del éxito

Los factores críticos de éxito para este proyecto de expansión de la planta serían los siguientes:

1. **Control de costos y optimización de procesos:** Reducir los costos de producción para obtener sulfato de sodio 99% anhidro es esencial, especialmente para competir con los precios bajos de importaciones de China. Esto incluye inversiones en tecnología eficiente, optimización del proceso de purificación y aprovechamiento máximo de la corriente de desecho.
2. **Establecimiento de alianzas y contratos de largo plazo en el mercado regional:** Formar contratos a largo plazo con clientes de Argentina y países limítrofes garantizará una demanda estable y reducirá la exposición a las fluctuaciones de precios del commodity. Además, estas alianzas ayudarán a fortalecer la fidelización de los clientes y consolidar la presencia en el mercado regional.

3. **Diferenciación del producto a través de la calidad y sostenibilidad:** Aprovechar la propuesta de valor del sulfato de sodio de alta pureza y su origen sustentable (reutilización de residuos) puede atraer a clientes que valoren la calidad y la responsabilidad ambiental. Esto será particularmente importante en sectores que requieren especificaciones estrictas y en mercados donde la sostenibilidad se considera un valor agregado.
4. **Capacidad de adaptación y escalabilidad del proceso:** Tener la flexibilidad para ajustar la producción según las condiciones del mercado y asegurar un suministro estable de materia prima con impurezas permitirá una adaptación rápida y eficaz a cambios en la demanda o en el mercado.
5. **Análisis y aprovechamiento de políticas locales y arancelarias:** Maximizar los beneficios de incentivos o preferencias locales podría reducir costos de importación/exportación y reforzar la competitividad frente a productos importados. Estar atentos a cambios en políticas comerciales en los países limítrofes también puede abrir o consolidar mercados clave.

JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

En este proyecto se evaluó el diseño del proceso de obtención de sulfato de sodio anhidro y seco, y además se analizó el impacto de este nuevo proceso sobre la rentabilidad del proyecto.

Cabe destacar, que se logró diseñar las etapas de secado, transporte de la sal y embolsado. Además, se estimaron los costos de operación e inversión para llevar este proyecto a cabo. Finalmente, se cuantificó la rentabilidad resultando aceptable bajo las condiciones fijadas.

Por otra parte, se efectuó el análisis de sensibilidad frente a variaciones en el precio de venta de la sal, lo cual indicó la necesidad de comercializar el producto por encima de los 192 u\$/ton.

El proyecto de expansión de la planta para poner en valor lo que anteriormente era considerado un desecho ha demostrado su capacidad de hacer el proyecto global rentable, presentando una oportunidad estratégica de alto valor en el mercado.

En un contexto donde no existe competencia local en Argentina, y con una demanda creciente en la región, esta iniciativa ofrece una clara ventaja competitiva al posicionarse en un mercado sin grandes competidores locales. Además, el mercado es amplio y diverso, lo que significa que el producto puede venderse para múltiples usos ya que hay una gran y variada demanda. La propuesta de valor del sulfato de sodio anhidro de alta pureza y su proceso de producción sustentable, basado en la revalorización de residuos, diferencian aún más al producto frente a importaciones de bajo costo, lo que permitirá captar rápidamente el mercado regional. Estas condiciones, sumadas a la sostenibilidad y escalabilidad del proceso, justifican plenamente la inversión en este proyecto.

PROPUESTA DE MEJORA

Previamente se mencionó que no se logra separar el 100% del sulfato de sodio mediante la etapa de centrifuga luego de las destilaciones flash, ya que parte del mismo se mantiene solubilizado en la corriente de proceso. Esto es una problemática por dos motivos: en primer lugar debido a que no se aprovecha todo el subproducto para su secado y comercialización, y en segunda instancia, la presencia de la sal de sodio que continúa junto a la corriente de proceso podría resultar como una impureza de los otros productos (LA, GLY, PG) o podría quedarse alojado en los equipos posteriores (torres de destilación) afectando su rendimiento. Luego, su separación será esencial en términos operativos y económicos.

La separación de sulfato de sodio en la industria es una problemática que afecta numerosos procesos. En bibliografía se encuentran autores que estudian la separación del sulfato de determinados productos, a través de distintos procesos como la cristalización, destilación y operaciones más recientes como la electrodiálisis. Sin embargo, en todos estos casos se plantea al sulfato de sodio como una impureza a eliminar de otro producto, por lo que no se evalúa la posibilidad de recuperarlo y tratarlo para su comercialización como una sal anhidro y seca.

Una posibilidad interesante para lograr la separación del sulfato de sodio, sin implicar la modificación sustancial del proceso, es la utilización de un no-solvente. Básicamente el agregado de un solvente soluble en la corriente de proceso, aunque de menor polaridad, permite disminuir la solubilidad de la sal en la mezcla de estas sustancias.

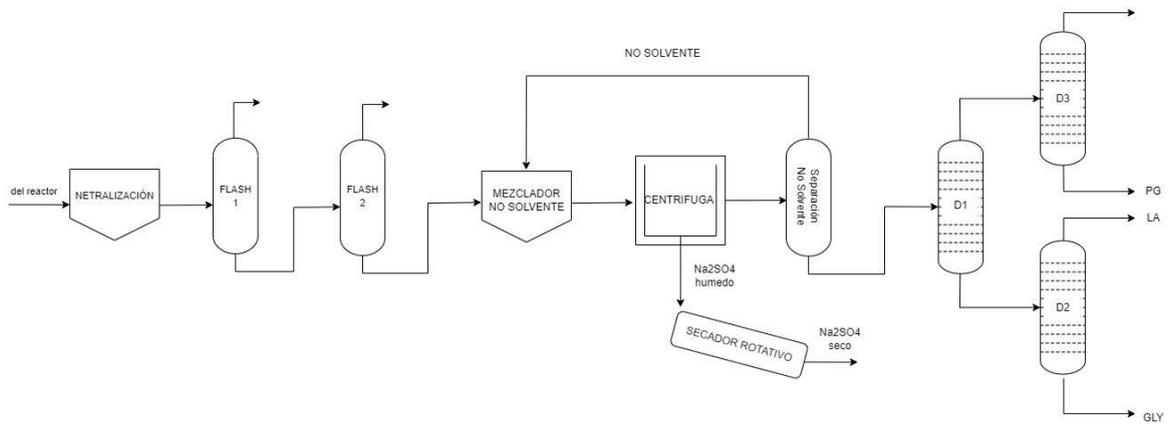
Este efecto fue estudiado por Velez A. (2018) para su aplicación en la purificación de mezclas glicerina-agua-sulfato de sodio provenientes de la industria de los biocombustibles. Se reporta el efecto de la utilización de distintos alcoholes (metanol, etanol y alcohol isopropílico). Se alcanza la reducción de la solubilidad del sulfato de sodio en un 92%.

Además, una ventaja de la utilización de alcoholes como no-solventes es su alta volatilidad respecto a los productos de la reacción (LA), por lo que se espera que su separación no resulte en un inconveniente en las etapas de destilación y secado. Sin embargo, se deberá evaluar las condiciones de mezclado convenientes del no-solvente y además el rediseño de las etapas de separación y recuperación.

De manera preliminar, se presenta la Figura 71, la cual plantea la propuesta de mejora del proceso de separación de la sal de sodio.

Figura 71

Propuesta de mejora



Nota: De elaboración propia

Se destaca el agregado de un tanque de mezclado de no solvente previo a la etapa de centrífuga. Además, es conveniente diseñar una etapa luego de la centrífuga para la recuperación del no solvente para su reutilización, que podría ser un flash o un torre de destilación, cuya elección deberá fundamentarse en los criterios de diseño, costos operativos y de inversión.

CONCLUSIONES Y EVALUACIÓN PERSONAL

CONCLUSIONES Y EVALUACIONES PERSONALES

El trabajo realizado representa un ejercicio integral y aplicado de los conocimientos adquiridos a lo largo de toda la carrera de Ingeniería Química. A través de este proyecto, se evidenció la capacidad de integrar conceptos teóricos y prácticos, así como de aplicar metodologías de diseño, análisis técnico-económico y optimización de procesos industriales. Además, representó una oportunidad para enfrentarse a un desafío profesional real, caracterizado por la complejidad y la incertidumbre propias de proyectos industriales.

El proceso de desarrollo de este proyecto no solo consolidó conocimientos teóricos y prácticos, sino que también fomentó el aprendizaje de nuevas herramientas y metodologías. En particular, se aprendió a realizar una búsqueda bibliográfica exhaustiva y crítica, lo que resultó crucial dada la escasez de información disponible sobre el proceso estudiado, que no se encuentra implementado a escala industrial. Este ejercicio permitió desarrollar competencias en el análisis de datos, interpretación de información técnica y diseño conceptual bajo condiciones de incertidumbre. Además, el proyecto ofreció un enfoque integral, incluyendo aspectos de diseño, evaluación económica y sostenibilidad, fortaleciendo así la formación multidisciplinaria del equipo de trabajo.

Uno de los mayores retos fue trabajar con un proceso que no tiene antecedentes industriales documentados, lo que limitó considerablemente la disponibilidad de información técnica y económica. Se requirió adoptar enfoques basados en la extrapolación de datos de procesos similares y en la toma de decisiones fundamentadas en criterios establecidos por el equipo de trabajo. Estas aproximaciones, aunque útiles, añadieron una capa de incertidumbre al diseño y la estimación de costos, generando la necesidad de validar constantemente las decisiones tomadas para mantener la viabilidad técnica y económica del proyecto. Esta limitación, aunque desafiante, se convirtió en una oportunidad para ejercitar la creatividad, el razonamiento lógico y la capacidad de toma de decisiones en contextos de incertidumbre.

El trabajo se caracterizó por su nivel de detalle y rigor. Cada aspecto del proyecto fue analizado en profundidad, considerando múltiples soluciones a los problemas planteados, con un enfoque en la eficiencia y la optimización. Asimismo, el proyecto destacó por su propuesta innovadora de revalorizar un residuo industrial, convirtiéndolo en un producto de alto valor agregado. Este enfoque no solo responde a las demandas actuales de sostenibilidad y economía circular, sino que también posiciona al trabajo

en un contexto relevante para la industria moderna. La creatividad y el compromiso con la generación de valor a partir de recursos subutilizados son pilares fundamentales del proyecto.

A pesar de los logros, la falta de información técnica detallada obligó a realizar numerosas aproximaciones y suposiciones, lo que pudo impactar en la precisión de algunos resultados. Estas decisiones, aunque razonadas y justificadas, representan una limitación inherente al proyecto que podría ser abordada en el futuro mediante investigaciones experimentales o colaboración con expertos en el área.

En síntesis, el trabajo final representa un logro significativo tanto en el plano académico como profesional. Se requirió familiarizarse con competencias como técnicas avanzadas, pensamiento crítico, y una visión integradora de la ingeniería química. Si bien las dificultades enfrentadas limitaron algunos aspectos del proyecto, estas también sirvieron como una oportunidad para crecer profesionalmente y fortalecer habilidades esenciales como la toma de decisiones en contextos complejos y la capacidad de innovación. Este trabajo no solo refleja el nivel alcanzado al término de la carrera, sino que también el potencial de contribuir significativamente a los desafíos de la industria química.

REFERENCIAS

REFERENCIAS

- Aimaretti N., Intilángelo L., Clementz A., Ansaldi J., Yori J.C., (2008). Aprovechamiento de la glicerina obtenida durante la producción de biodiesel. *Invenio*, 2008, vol. 11, no. 020, pp. 137-144.
- Aliwarga L., Wardani A.K., Aryanti P.T.P., Wenten I.G., (2018). Recent Development of Lactic Acid Production using Membrane Bioreactors. *IOP Conf. Series: Materials Science and Engineering*, 2019, vol. 622.
- Ayranci I., Kresta S. (2011), Design rules for suspending concentrated mixtures of solids in stirred tanks, *Chemical engineering research and design*, vol 89, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.01.008>
- Ayranci I., Kresta S. (2013), Prediction of just suspended speed for mixed slurries at high solids loadings, *Chemical engineering research and design*, vol 91, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2012.08.002>
- Ayranci I., Kresta S. (2014), Critical analysis of Zwietering correlation for solids suspension in stirred tanks, *Chemical engineering research and design*, vol 92, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.09.005>
- Baddour, F (2018). Estimating Pre-Comercial Heterogeneous Catalyst Price: A simple Step-Based Method. *Organic Process Research & Development* vol 22 (12), pp 1599-1605, <https://doi.org/10.1021/acs.oprd.8b00245> .
- Bemasconi, O. H., and Cangioh, G. H. (1985). "Economic Importance of the Sodium Sulfate Deposits in Santa Cruz Province," *Actas. Ninth Argentine Geol. Conf.* 5, 369-380.
- Betancourt Aguilar C., De Mello Prado R., Castellanos Gonzáles L., Silva Campos N., (2016). Review: Glycerin as byproduct of biodiesel production, its characteristics, applications and soil use. *Cultivos Tropicales*, 2016, vol. 37, no. 3, pp. 7-14. DOI: 10.13140/RG.2.1.4329.2403.
- Bleger D., Calzada J., D'Angelo G., Ferrari B., (2021). Radiografía de la producción de biodiesel en Santa Fe. *Bolsa de Comercio de Rosario*. Año XXXIX - N° Edición 2001 - Especial Santa Fe - 07 de Mayo de 2021.
- Boonpan A., Sommai P., Sirikhae P., Atsadawut A., (2013). Separation of D, L-Lactic Acid by Filtration Process. *Energy Procedia*, 2013, Vol. 34, pp. 898-904. DOI: 10.1016/j.egypro.2013.06.827

- Bozga Grigore, 2022. Catalytic conversion of glycerol. A review of process kinetics and catalytic reactors. *Journal of Engineering Sciences and Innovation*, 2022, Vol. 7, No. 2, pp. 175-192. <http://doi.org/10.56958/jesi.2022.7.2.175>
- Calzada J., Ferrari B., (2023). La producción de biodiesel en Argentina sería la más baja desde 2008. *AÑO XLI - Edición N° 2109 - 04 de Agosto de 2023*.
- Cao, E. (1983). *Intercambiadores de Calor*.
- Castillo Martinez F.A., (2013), Lactic acid properties, applications and production: a review, *Trends in Food Science & Technology*, vol 30 (1), pp 70-83.
- Catálogo fluidos térmicos sintéticos DOWTHERM, consultada 29/08/2024, [Link](#)
- ChemAnalyst, Caustic Soda Price Trend and Forecast, <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/caustic-soda-3>
- ChemAnalyst, Sulphuric Acid Price Trend and Forecast, <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/sulphuric-acid-70>
- Chen K, Hao S, Lyu H, Luo G, Zhang S, Chen J (2017) Ion exchange separation for recovery of monosaccharides, organic acids and phenolic compounds from hydrolysates of lignocellulosic biomass. *Separation and Purification Technology*, vol172, pp 100-106, <http://dx.doi.org/10.1016%2Fj.seppur.2016.08.004>
- Chen L., (2011). *Conversion of Glycerol to Lactic Acid under Low Corrosive Conditions with Homogeneous and Heterogeneous Catalysts*. University of Tennessee.
- Chen X, (2010). Neutralization reactor for citric acid production (CN No. 2010205597162U). <https://patents.google.com/patent/CN201855691U/en>
- Cheng L., Keaton L., Hong L., (2013). Review: Microbial Conversion of Waste Glycerol from Biodiesel Production into Value-Added Products. *Energies*, 2013, vol. 6, pp. 4739-4768. DOI 10.3390/en6094739.
- Ciriminna R., Della Pina C., Rossi M., Pagliaro M., (2014). Understanding the glycerol market. *Eur. J. Lipid Sci. Technol.*, 2014, vol. 116, pp. 1432-1439. DOI: 10.1002/ejlt.201400229.

- Cock, L. (2005). PRODUCCIÓN BIOTECNOLÓGICA DE ÁCIDO LÁCTICO: ESTADO DEL ARTE. *Cienc. Tecnol. Aliment.* Vol. 5, No. 1, pp 54-65, 2005. ISSN 1135-8122.
- Contardi M., D'Angelo G., Terré E., (2023). Biocombustibles: año seco, futuro verde; la caída que fue y proyecciones de recuperación para 2024. AÑO XLI - Edición N° 2129 - Especial Perspectivas 2024 - 22 de Diciembre de 2023.
- Cordini, J. (1967). "Reservas Salinas de Argentina," *Inst. Nacional de Geol. y Minería*, No. 13, 108 pp.
- Datta R., Henry M., (2005). Lactic acid: recent advances in products, processes and technologies - a review. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 2006, vol. 81, pp. 1119-1129. DOI: 10.1002/jctb.1486
- Datta R., Tsai S., Bonsignore P., Moon S., Frank J.R., 1995. Technological and economic potential of poly(lactic acid) and lactic acid derivatives. *FEMS Microbiology Reviews*, 1995, vol. 16, pp. 221-231.
- De Ron A., Rooda J. (2005). OEE and equipment effectiveness: an evaluation. *Systems Engineering Group, Department of Mechanical Engineering, Eindhoven University of Technology, P.O. Box 513, 5600 MB Eindhoven, The Netherlands*
- Dias da Silva Ruy A., Freitas Ferreira A., Ésio Bresciani A., De Brito Alves R., Magalhães Pontes L., (2020). Market Prospecting and Assessment of the Economic Potential of Glycerol from Biodiesel. *Biotechnological Applications of Biomass*, 2021. DOI: 10.5772/intechopen.93965.
- Dionisio K.L (2018), *The Chemical and Products Database, a resource for exposure-relevant data on chemicals in consumer products*, *Scientific Data* vol 5, <https://doi.org/DOI:10.1038/sdata.2018.125>
- Elizondo Quirós, A. (2019). Conversión de glicerol a ácido láctico mediante catálisis heterogénea en fase acuosa. Proyecto de graduación de la Escuela de Ingeniería Química de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Costa Rica.
- Estado Nacional de la República Argentina. Agencia de Administración de Bienes del Estado. Manual de Estándares de Espacios De Trabajo del Estado Nacional.
- FATIQYP, Convenio 77/89, link

FATIQYP, Escala Convenio 77/89, link

Ferrum, Centrifugas. URL: Centrifugas de productos químicos | Ferrum

Flores-Lopez S.L (2024), Role of the surface chemistry of carbon xerogel-based supports and Cu catalysts in the oxidation reaction of glycerol, *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol 130, pp 657-672, <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2023.10.039>

Garret, D.E (2001). Sodium Sulfate. *Handbook of Deposits, Processing, Properties and Use*. Academic Press.

Główka M., Krawczyk T. (2023). New Trends and Perspectives in Production of 1,2-Propanediol. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering* 2023 11 (19), 7274-7287. DOI: 10.1021/acssuschemeng.3c01018

GNEE, ASTM A387 Placas para caldera y recipientes a presión, <https://www.marinesteels.com/boiler-pressure-vessel-steel-plate/astm-a387-steel-plates-for-boilers-and.html>

Guía de Buenas Prácticas en el Aislamiento Industrial, Comunidad de Madrid, <https://www.fenercom.com/wp-content/uploads/2017/01/Guia-de-Buenas-Practicas-en-el-Aislamiento-Industrial-fenercom-2017.pdf>

Habova V, Melzoch K, Rychtera M, Sekavova B (2004) Electrodialysis as a useful technique for lactic acid separation from a model solution and a fermentation broth. *Desalination* vol 163, pp 361-372, DOI:10.1016/S0011-9164(04)00070-0

Haixu Yin, Hengbo Yin, Aili Wang, Lingqin Shen. (2017). Catalytic conversion of glycerol to lactic acid over graphite-supported nickel nanoparticles and reaction kinetics. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2017. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jiec.2017.08.028>

Hasegawa T. (2014), Synthesis of Racemic Lactide Using Glycerol By-product from Biodiesel Fuel Production Process as Feedstock, *Energy Procedia*, vol 56, pp 195-200, <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.07.149>

Herryman Munilla, M. y Blanco Carracedo G., 2005. Ácido láctico y Poliláctico: Situación actual y tendencias. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, vol. XXXIX, ICIDCA No. 1, 2005. ISSN: 0138-6204.

- Iglesias O. y Paniagua C. N., (2013). Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares. 1a ed. La Plata : Universidad Nacional de La Plata.
- Ilunga M. (2022), Synthesis of lactic acid using hydrogen cyanide extracted from cassava (*Manihot esculenta*) leaves. Trabajo Final posgrado. Universidad tecnológica de Durban
- Jodłowski G. & Strzelec E. (2021), Use of glycerol waste in lactic acid bacteria metabolism for the production of lactic acid: State of the art in Poland. *Open Chemistry*, vol 19(1), pp 998-1008. <https://doi.org/10.1515/chem-2021-0073>
- K. Jim Jem, Johan F. van der Pol, Sicco de Vos, 2010. Microbial Lactic Acid, Its Polymer Poly(lactic acid), and Their Industrial Applications. *Plastics from Bacteria: Natural Functions and Applications, Microbiology Monographs*, Vol. 14, pp. 326-346. DOI 10.1007/978-3-642-03287_5_13.
- Kempton I. (2007). *Pinch Analysis and Process Integration*. Elsevier, Linacre House, Jordan Hill, Oxford OX2 8DP, UK.
- Keurentjes J.T.F (1995), Liquid membrane technology for the separation of racemic mixtures, *Journal of Membrane Science*, SSDI 0376-7388(95)00176-X
- KLM Technology Group (2014). GENERAL PROCESS PLANT COST ESTIMATING (ENGINEERING DESIGN GUIDELINE).
- Komesu A, (2017). Lactic acid manufacture. *BioResources*, Vol. 12, No. 2, pp. 4364-4383. DOI: 10.15376/biores.12.2.Komesu
- Komesu A., Oliveira J., Martins L., Wolf Maciel M., Filho R., (2017). Lactic Acid Production to Purification: A Review. *BioResources*, Vol.12, No. 2, pp. 4364-4383. Bozga G. (2022). Catalytic conversion of glycerol. A review of process kinetics and catalytic reactors. *Journal of Engineering Sciences and Innovation*, 2022, Vol. 7, No. 2, pp. 175-192. <http://doi.org/10.56958/jesi.2022.7.2.175>
- Komesu, A (2017). Study of Lactic Acid Thermal Behavior Using Thermoanalytical Techniques. DOI: <https://doi.org/10.1155/2017/4149592>
- Komesu, A., Wolf Maciel, M. R., Rocha de Oliveira, J. A., da Silva Martins, L. H., & Maciel Filho, R. (2016). Purification of Lactic Acid Produced by

Fermentation: Focus on Non-traditional Distillation Processes. Separation & Purification Reviews, 46(3), 241–254. doi:10.1080/15422119.2016.126003

Kumar A., Tahkur A. 2019, Lactic acid and its separation and purification techniques: A review, Reviews in environmental science and Biotechnology, vol 18, pp 823-853, <https://doi.org/10.1007/s11157-019-09517-w>

LAMA, Hydrocyclone. URL: Hydrocyclone | Lama

LEARISK (2024). Calculadora precio m2 construido. URL: <https://www.learisk.com/calculador#>

Li Y, Shahbazi A, Williams K, Wan C (2008) Separate and concentrate lactic acid using combination of nano-filtration and reverse osmosis membranes. Appl Biochem Biotechnol vol 147:1–9, DOI 10.1007/s12010-007-8047-5

Lide D. R (2009) CRC Handbook of Chemistry and Physics, Edicion 90

Lu C. & Shoujie R. & Ye X.P (2014), Lactic acid production from glycerol using CaO as solid base catalyst, Fuel Processing Technology vol 120, pp 40-47, <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2013.11.019>

Lu L. & Ye X.P. (2015), Simultaneous production of lactic acid and propylene glycol from glycerol using solid catalysts without external hydrogen, Fuel Processing Technology, vol 137, pp 55-65, <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.04.007>

Mai, T. (2017). PRODUCTION OF HIGH PURITY OF D-(-)-LACTIC ACID FROM FERMENTATION BROTH: PROCESS MODELING. Suranaree University of Technology. URL: <http://sutir.sut.ac.th:8080/jspui/bitstream/123456789/7540/2/Fulltext.pdf>

Majumdar (2015). Handbook of Industrial Drying. CRC Press, 6000 Broken Sound Parkway NW, Boca Raton, Florida.

Marcano L., Machillanda E., Sojo M., Quijada K., Di Scipio S, (2014). Estudio de la obtención de biodiesel a partir de productos secundarios de la reacción de transesterificación de aceites residuales de cocina. Rev. Fac. Ing. UCV, vol. 29, no. 1.

Matsumoto, M., Takahashi, T., & Fukushima, K. (2003). Synergistic extraction of lactic acid with alkylamine and tri-n-butylphosphate: effects of

amines, diluents and temperature. *Separation and Purification Technology*, 33(1), 89–93. doi:10.1016/s1383-5866(03)00002-9

McCabe W. (2005). *Unit operation of chemical engineering*. McGrawHill (seventh edition)

McCabe W.L., Smith C. J., Harriot P., (1956). *Unit operations of chemical engineering*, seventh edition. International Edition 2005. McGraw-Hill Companies Inc., 1221 Avenue of the Americas, New York, NY 10020.

Mills, K (2007). Thermochemical Analysis of Neutralization Reactions: An Introductory Discovery Experiment. *Journal of Chemical Education*, vol 84(2). <https://doi.org/10.1021/ed084p326>

Min, D.-J., Choi, K. H., Chang, Y. K., & Kim, J.-H. (2011). Effect of operating parameters on precipitation for recovery of lactic acid from calcium lactate fermentation broth. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 28(10), 1969–1974. doi:10.1007/s11814-011-0082-9

Mokoena MP. (2017), Lactic Acid Bacteria and Their Bacteriocins: Classification, Biosynthesis and Applications against Uropathogens: A Mini-Review. *Molecules*, vol 22(8). pp 1255 <https://doi.org/10.3390/molecules22081255>

Molares M. (2015), Environmental and economic assessment of lactic acid production from glycerol using cascade bio- and chemocatalysis. *Energy & Environmental Science*, vol. 8 (2), pp 558-567. <https://doi.org/10.1039/C4EE03352C>

Niname, L (1993). PROCEDIMIENTO PARA ELIMINAR UN RESIDUO QUE CONTIENE SULFATO DE SODIO (ES2037406). <https://patentscope.wipo.int/search/es/detail.jsf?docId=ES5575392>

Noraini R. & Ahmad Z.A. (2017), Production of lactic acid from glycerol via chemical conversion using solid catalyst: A review, *Applied Catalysis A: General*, vol 543, pp 234-246, <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2017.07.002>.

Ojo A.O. & de Smidt O. (2023), Lactic Acid: A Comprehensive Review of Production to Purification. *Processes*, vol 11(3), pp688. <https://doi.org/10.3390/pr11030688>

Oliveira R.A, 2018, Challenges and opportunities in lactic acid bioprocess design—From economic to production aspects, *Biochemical Engineering Journal*, vol 133, pp 219-239

ONU, (2010). El derecho humano al agua y al saneamiento. Nota para los medios. Programa de ONU- Agua para la Promoción y la Comunicación en el marco del Decenio y Consejo de Colaboración para el Abastecimiento de Agua y Saneamiento.

PaperIndex, Caustic Soda Flakes 99%,
<https://www.paperindex.com/product-details/caustic-soda-flakes-99/69243>

PATSA, Ficha tecnica fibra ceramica,
<https://www.patsa.net/wp-content/uploads/2020/01/3-Ficha-tecnica-Fibra-Ceramica.pdf>

Paul E. (2004). Handbook of industrial mixing. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.

Perry Robert H., Chilton, Cecil H. (1973). Chemical engineers' handbook. McGraw-Hill chemical engineering series, quinta edición.

Persson, A (2001). Conversion of Sodium Lactate to Lactic Acid with Water-Splitting Electrodialysis. Applied biochemistry and Biotechnology, vol 94(3), pp 197-211, DOI:10.1385/ABAB:94:3:197

Petrov, O (2021). Neutralization of Industrial Water by Electrodialysis, Membranes 11(2), <https://doi.org/10.3390%2Fmembranes11020101>

Plua Solange, Carrión Nayeli, Madruñero Juan, Pedro Castro-Verdezoto, (2023). Estimación de la superficie requerida y distribución de planta de una industria metalmecánica. Facultad de Ingeniería Industrial, Universidad de Guayaquil, Guayaquil, Ecuador, 090112

Pohanka M. (2020), D-Lactic Acid as a Metabolite: Toxicology, Diagnosis, and Detection, BioMed Research International, vol 2020, <https://doi.org/10.1155/2020/3419034>

Polich N.L., (2019). Glicerol, residuo de la producción de biodiesel: posibles alternativas como materia prima para productos de mayor valor agregado. Trabajo Final de grado. Universidad Nacional Del Litoral.

Porukova, I., Samoilov, V., Ramazanov, D., Kniazeva, M., Maximov, A. (2022). In Situ-Generated, Dispersed Cu Catalysts for the Catalytic Hydrogenolysis of Glycerol. Molecules 2022, 27, 8778. <https://doi.org/10.3390/molecules27248778>

Quispe C. A. R., Coronado C. J. R., Carvalho Jr J. A., (2013). Glycerol: Production, consumption, prices, characterization and new trends in

- combustion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2013, vol. 27, pp. 475–493. DOI 10.1016/j.rser.2013.06.017.
- S. M. Walas, (1990). "Chemical Process Equipment: Selection and Design", Howard Brenner, MIT, United States.
- Salazar J. (2015), Introducción al fenómeno de corrosión: tipos, factores que influyen y control para la protección de materiales, *Tecnología en Marcha*, vol 28, pp 127-136.
- Schamis, Elsa L.. (1955). Purificación del ácido láctico : Estudio previo. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires.http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_0826_Schamis.pdf
- Seider W. (2016) *PRODUCT AND PROCESS DESIGN PRINCIPLES*. Fourth Edition. Wiley.
- Serap Akbelen Özen, 2004. Kinetics Of Methyl Lactate Formation Over The Ion Exchange Resin Catalysts. A thesis submitted to the Graduate School of Natural And Applied Sciences of Middle East Technical University.
- Shen, L., Zhou, X., Wang, A., Yin, H., Yin, H., & Cui, W. (2017). Hydrothermal conversion of high-concentrated glycerol to lactic acid catalyzed by bimetallic CuAux (x = 0.01– 0.04) nanoparticles and their reaction kinetics. *RSC Advances*.
- Sinnott (2005). *Chemical Engineering Design*. Volumen 6. Elsevier Butterworth-Heinemann
- Smith J.M., Van Ness H.C., Abbott M.M., 1995. *Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics*. McGraw-Hill, Inc. quinta edición.
- Somerday, Brian P., and San Marchi, Christopher W (2006) *EFFECTS OF HYDROGEN GAS ON STEEL VESSELS AND PIPELINES*. DOI: 10.1201/9781420006070.ch7.
- Takashi Hasegawaa, Nobuyoshi Nomurab, Takehiko Moriyac, Hitoshi Nishikawaa, Syuhei Yamaguchia, Hisanori Kishidaa (2014). Synthesis of racemic lactide using glycerol by-product from biodiesel fuel production process as feedstock. *Energy Procedia*, Vol. 56. pp. 195 – 200. doi: 10.1016/j.egypro.2014.07.149

- Tan H. W., Abdul Aziz n A. R., Arua M. K., (2012). Glycerol production and its applications as a raw material: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2013, vol. 27, pp. 118–127. DOI 10.1016/j.rser.2013.06.03
- Tianyi Sun, Eriko Shrestha (2024). Climate Impacts of Hydrogen and Methane Emissions Can Considerably Reduce the Climate Benefits across Key Hydrogen Use Cases and Time Scales. *Environmental Science & Technology* 2024 58 (12), 5299-5309. DOI: 10.1021/acs.est.3c09030
- Treybal (1980). *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-Hill Companies, Mexico.
- Treybal Robert E., (1980). "Operaciones de transferencia de masa", McGraw Hill, México
- U.S. Department of Energy (2002). *Process Equipment Cost Estimation Final Report..* URL: <https://www.osti.gov/servlets/purl/797810>
- USGS(2013). *Mineral Commodities Summary: Sodium Sulfate*. Link
- Valores climáticos promedio anuales ciudad de Rosario, consultada 29/08/2024, Link
- Velez A. (2018). Sodium salts solubility in ternary glycerol/water/alcohol mixtures present in purification process of crude glycerol from the biodiesel industry. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2019.05.023>
- Vorne Industries (2008). *The Fast Guide to OEE*. URL: www.oee.com
- Wang, K (2013), Integrated Membrane Process for the Purification of Lactic Acid from a Fermentation Broth Neutralized with Sodium Hydroxide, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol 52(6), pp 2412-2417, <https://doi.org/10.1021/ie301655d>
- Wasewar, K. L., Heesink, A. B. M., Versteeg, G. F., & Pangarkar, V. G. (2002). Reactive extraction of lactic acid using alamine 336 in MIBK: equilibria and kinetics. *Journal of Biotechnology*, 97(1), 59–68. doi:10.1016/s0168-1656(02)00057-3 Yin H., (2017), Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid Over Metallic Copper Nanoparticles and Reaction Kinetics, *Journal of Nanoscience and Nanotechnology*, vol 17 (2), pp 1255-1266, <https://doi.org/10.1166/jnn.2017.12573>
- Wolfe T. (2023), What Is Low Alloy Steel?, URL: <https://www.metaltek.com/blog/what-is-low-alloy-steel/>

- Zavrazhnov S.A (2018), Catalytic Conversion of Glycerol to Lactic Acid: State of the Art and Prospects. *Kinetics and Catalysis*, vol 59 (4), pp 459-471, DOI:10.1134/S0023158418040171
- Zavrazhnov S.A (2019). Mechanism Analysis and Kinetic Modelling of Cu NPs Catalysed Glycerol Conversion into Lactic Acid Catalysis, vol 9(3), pp 231. (<https://doi.org/10.3390/catal9030231>)
- Zhang G. (2012), Hydrothermal Conversion of Glycerin into Lactic Acid by a Continuous-Flow Reactor, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, vol 10, article A55, DOI: 10.1515/1542-6580.3055
- ZWIETERING TH. (1957), Suspending of solid particles in liquid by agitators, *Chemical Engineering Science*, vol 9, pp 244 to 269. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(58\)85031-9](https://doi.org/10.1016/0009-2509(58)85031-9)

ANEXOS

ANEXO A: Tabla comparación de catalizadores

Catalizador	Glicerina/ catalizador (g/g)	NaOH/ glicerina (mol/mol)	Condiciones de trabajo (K, h, MPa)	Conversión ¹ (%)	Selectividad ² (%)	Rendimiento ³ (%)	Datos de modelo
Cu ₂ O	15	1,1	T=513 t=6 N ₂ =1,4	93,6	78,1	73,1	No
Cu/hydroxyapatite	20	1,1	T=503 t=2 N ₂ =0,1	91	90	81,9	No
Cu/CNF	5	2 (KOH)	T=453/433 t=4 Inerte= 0,1	100/100	64/51	64/51	No
CuO/ZrO ₂	6,4	1	T=453 t=8 N ₂ =1,4	100	94,6	94,6	No
Cu NPs	33	1,1	T=503 t=4 Aire=0,1	98	91,9	90	Si, varios
Cu/Al ₂ O ₃	7,36	1,1	T=513 t=4 (flow) P= 3,54	88,6	92,5	81,9	No
Cu/ZnO				84,2	89	74,9	
Cu/MgO				95,4	90	85,8	
Cu/TiO ₂	36,8	1,1	T=513 t=6 N ₂ =1,4	53,6	100	53,6	No
Pt/C	31	1,17	T=413 t=3 Etileno= 0,6	99,8	95	94,8	No
Pt/ZrO ₂	2000 (mol/mol)	1,8	T=453 t=24 He= 3,0	95	84	79,8	No
Rh/ZnO	208	pH 13	T=473 t=12 H ₂ =2,0	23	68	15,6	No
Co ₃ O ₄ /CeO ₂	9,9	1	T=523 t=8 N ₂ =6,0	85,7	79,8	68,3	No
Cu-Zn-Al	14,7	1,5	T=448 t=4 Aire=0,1	98,9	96	94,9	No
Ni/grafito	16,7	1,1	T=513	95,1	92,1	87,5	Si
CaO	30	1	T=563	98	8	7,5	No
Al ₂ O ₃ /KNO ₃	30	1	T=563	83	5	3,8	No

Nota: Tabla de elaboración propia. Recopilación de datos de bibliografía. (1) moles glicerina consumidos/moles de glicerina iniciales. (2) moles de ácido láctico formados/moles de glicerina consumidos. (3) moles de ácido láctico formados/moles de glicerina iniciales.

ANEXO B: Mecanismo de reacción completo

Nomenclatura:

- **GLY** glicerol
- **LA** ácido láctico
- **PG** 1,2-propanodiol
- **AA** ácido acético
- **PA** pirubaldehído
- **DG** diglicerol
- **DHA** dihidroxiacetona
- **2-HP** 2-hidroxiopropanal
- **GA** glicealdehído
- **Cu NPs** nanopartículas de cobre
- **C_j** concentración del componente J en la fase líquida [mol/L]
- **E_a** energía de activación [J/mol]
- **k_{0,i}** factor preexponencial de la reacción i
- **k_i** constante de reacción homogénea de la reacción i
- **k_{si}** constante de reacción en la superficie de la reacción i
- **b_j** constante de adsorción del componente j en la superficie
- **r_i** la velocidad de reacción homogénea de la reacción i [mol/gcat.min]
- **r_{s,i}** la velocidad de reacción superficial de la reacción i [mol/gcat.min]
- **m_{cat}** masa del catalizador [g]
- **R** constante universal de los gases [J/mol.k]
- **Se_j** selectividad del componente j
- **T** temperatura [K]
- **X** conversión en [%]
- **ΔH_j** entalpía de adsorción del componente j [J/mol]

Suposiciones del modelo:

- (1) Se asume una velocidad tipo ley de la potencia. Para los reactivos asumen reacciones elementales. Para el consumo de NaOH y ácido láctico se calcula un orden de entre 0,5 y 1,5. Se asume dependencia de la temperatura según la Ecuación de Arrhenius.
- (2) El NaOH no se absorbe en los sitios del catalizador de cobre. El NaOH actúa una vez que la molécula de reactivo está en el sitio.
- (3) Para modelar la absorción en los sitios se usa un modelo de literatura.
- (4) La absorción de ácido carboxílico en los sitios es despreciable.
- (5) El NaOH se incluye en todas las velocidades ya que sin la presencia del mismo la reacción no ocurre.
- (6) La absorción de los compuestos formados es competitiva.
- (7) El hidrógeno se produce en exceso y tiene muy poca solubilidad en el medio debido a la temperatura.
- (8) El volumen de reacción es constante.
- (9) La reacción de los intermediarios es inmediata y no se encuentran como subproductos.

Modelo:

En las Figuras B.1 y B.2 se presentan el mecanismo de reacción y la definición de las velocidades de reacción respectivamente. En las Tablas B.1 y B.2 se observan los valores de las constantes cinéticas, constantes de adsorción y constantes en la ecuación de Arrhenius. Estas ecuaciones siguen la forma:

Ecuaciones B.1 B.2 B.3 2, 3 y 4

Expresiones de la dependencia de las constantes con la temperatura

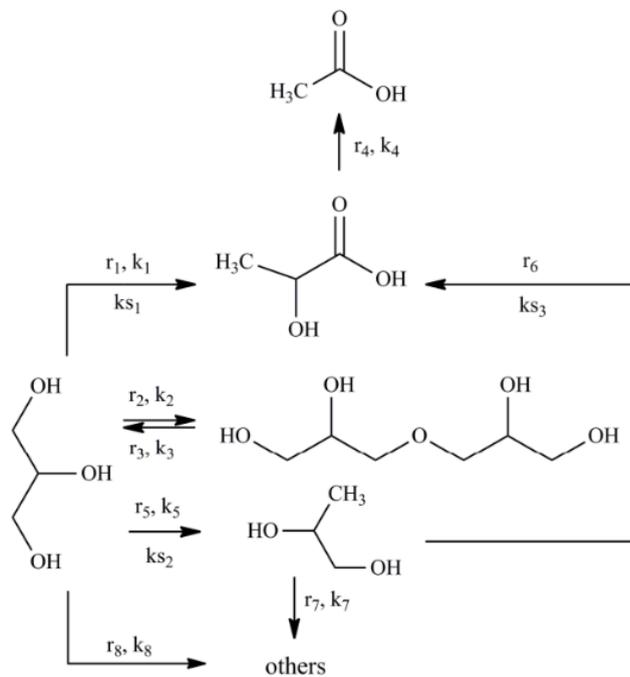
$$k_{ni} = k_{0i} \cdot e^{\frac{-E_{a,i}}{R.T}} \quad (\text{eq. B.1})$$

$$k_{nsi} = k_{0si} \cdot e^{\frac{-E_{a,si}}{R.T}} \quad (\text{eq. B.2})$$

$$b_j = b_{0j} \cdot e^{\frac{-\Delta H_j}{R.T}} \quad (\text{eq. B.3})$$

Figura B.1

Esquema del mecanismo de reacción



Nota: Zavrazhnov S.A en 2019

Figura B.2

Definición de las velocidades de reacción

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

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

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

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

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

$$r_6 = \frac{m_{cat} \cdot k_{s3} \cdot b_{PG} \cdot C_{PG} \cdot C_{HO^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

$$r_7 = k_6 \cdot C_{PG} \cdot C_{HO^-}$$

$$r_8 = k_7 \cdot C_{GLY} \cdot C_{HO^-}$$

Nota: Zavrazhnov S.A en 2019

Tabla B.1

Valores de las constantes de reacción para diferentes temperaturas

Parameter	Unit of Measurement	Temperature, K				
		483	493	503	513	518
k_1	mol·L ⁻¹ ·min ⁻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		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}		mol·g _{cat} ⁻¹ ·L ⁻¹ ·min ⁻¹	8.55×10^{-1}	10.95×10^{-1}	16.19×10^{-1}	26.91×10^{-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}	g _{cat} ·L·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

Nota: Zavrazhnov S.A en 2019

Tabla B.2

Parámetros de las ecuaciones 2, 3 y 4.

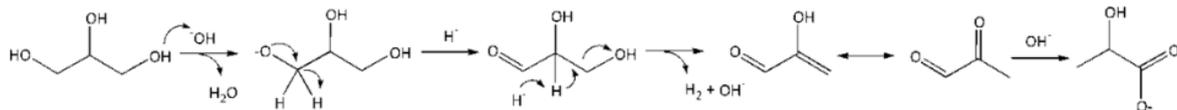
Parameter	Unit of Measurement	Value	Standard Error
Without Cu NPs (NaOH only)			
E_{a1}	$\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$	$1.04 \times 10^5 \pm 2.39 \times 10^2$	9.28×10^1
E_{a2}		$1.22 \times 10^5 \pm 3.95 \times 10^2$	1.54×10^2
E_{a3}		$9.54 \times 10^4 \pm 1.68 \times 10^2$	6.52×10^1
E_{a4}		$1.23 \times 10^5 \pm 5.01 \times 10^2$	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
$b_{0, \text{GLY}}$	$\text{L}\cdot\text{mol}^{-1}$	$1.33 \times 10^{-9} \pm 8.98 \times 10^{-11}$	3.23×10^{-11}
$b_{0, \text{PG}}$		$7.67 \times 10^{-9} \pm 4.31 \times 10^{-10}$	1.55×10^{-2}
$-\Delta H_{\text{GLY}}$	$\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$	$6.54 \times 10^4 \pm 2.82 \times 10^2$	1.02×10^2
$-\Delta H_{\text{PG}}$		$5.26 \times 10^4 \pm 2.40 \times 10^2$	8.65×10^1

Nota: Zavrazhnov S.A en 2019.

r1: Conversión del glicerol a ácido láctico

La reacción es la suma del aporte homogéneo de reacción en la fase líquida y heterogéneo en la superficie del catalizador.

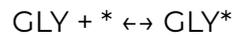
Reacción en fase líquida: Primero ocurre la activación del glicerol (GLY) mediante la molécula de HO^- que forma el ion de glicerolato, el cual se convierte a gliceraldehído (GA), para luego convertirse en 2-hidroxiopropenal (2-HP) que al ser inestable, se transforma en piruvaldehído (PA). Por último ocurre una transposición del ácido bencílico donde se convierte el PA en ácido láctico (LA).



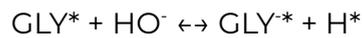
Reacción en la superficie del catalizador: Mecanismo Tipo Eley-Rideal. El primer paso del mecanismo es la adsorción de las moléculas de glicerol en la superficie de las nanopartículas de cobre. Le sigue la interacción de las moléculas de glicerol absorbidas con los iones hidroxilo que atacan desde la solución formando el

intermediario de reacción GA, el cual se desorbe instantáneamente hacia la fase líquida y se forma el ácido láctico bajo condiciones alcalinas. Estos pasos se presentan en el siguiente esquema.

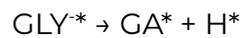
Paso 1: Adsorción del GLY en el sitio activo



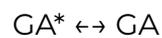
Paso 2: Activación de GLY con HO⁻ formando ion GLY e hidrógeno



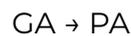
Paso 3: Conversión del GLY⁻ a GA en la superficie del catalizador



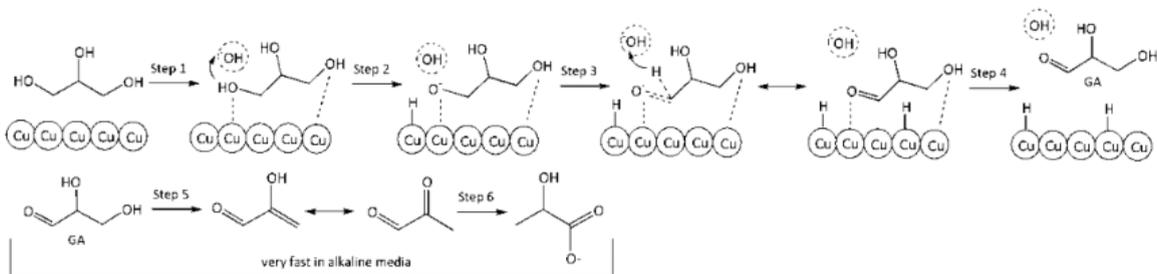
Paso 4: Desorción de GA



Paso 5: Conversión de GA a PA mediante 2-HP.



Paso 6: Transposición del ácido bencílico de PA a LA

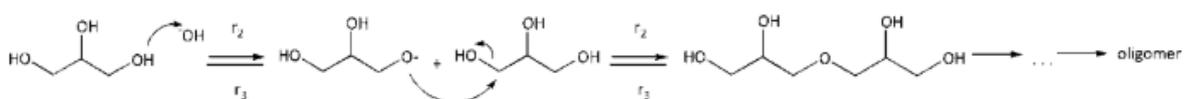


Luego la expresión para la reacción resulta:

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

r2: Conversión del glicerol a diglicerol

La reacción ocurre únicamente en fase líquida y sigue el siguiente esquema:



Luego la expresión para la reacción resulta:

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

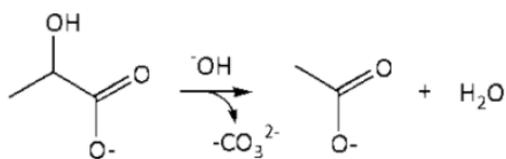
r3: Conversión del diglicerol a glicerol

Es la reacción inversa a la vista en r2. Ocurre en la fase líquida y sigue la expresión:

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

r4: Consumo de ácido láctico a ácido acético en medio básico

Esta reacción ocurre en la fase líquida mediante el siguiente esquema:



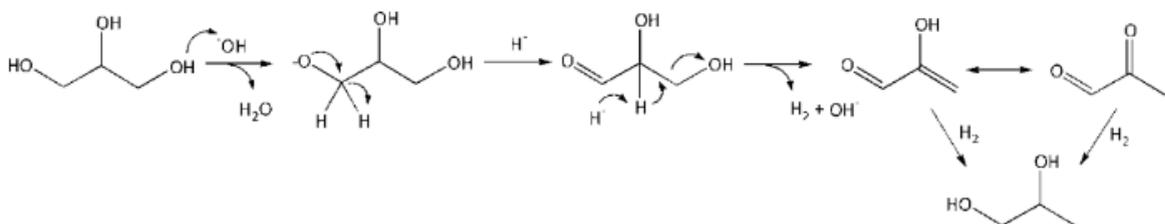
Sigue la siguiente expresión:

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

r5: Hidrogenación de glicerol para formar 1,2-propanodiol

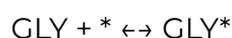
La reacción es la suma del aporte homogéneo de reacción en la fase líquida y heterogéneo en la superficie del catalizador.

Reacción en fase líquida: La reacción comienza con la activación del glicerol mediante la molécula de HO^- que forma el ion de glicerolato, el cual se convierte a gliceraldehído, para luego convertirse en 2-hidroxiacetaldehído que se transforma en piruvato. Al mismo tiempo ocurre la hidrogenación del 2-hidroxiacetaldehído y piruvato que forman 1,2-propanodiol (PG).

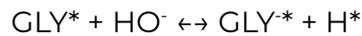


Reacción en la superficie del catalizador: Mecanismos Tipo Eley-Rideal (pasos 1 a 4) y Langmuir-Hinshelwood (pasos 5 y 6).

Paso 1: Adsorción del GLY en el sitio activo



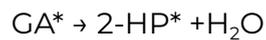
Paso 2: Activación de GLY con HO⁻ formando ion GLY e hidrógeno



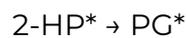
Paso 3: Conversión del GLY⁻ a GA en la superficie del catalizador



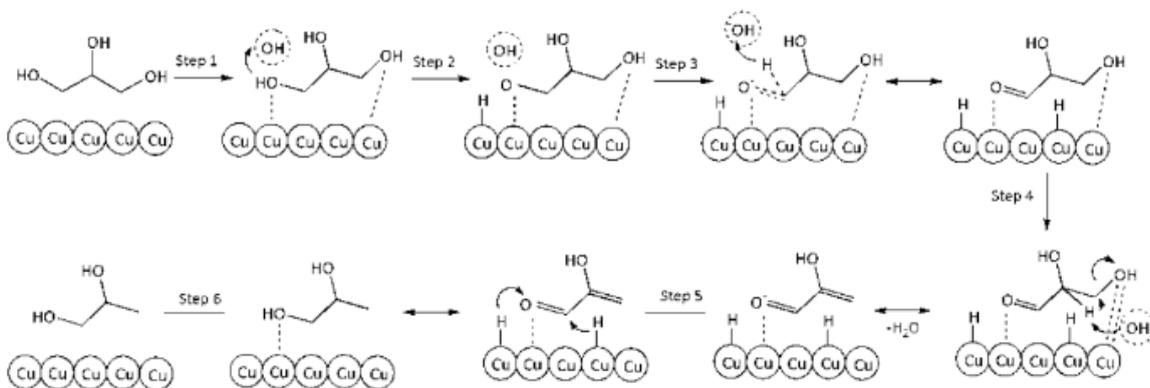
Paso 4: Eliminación de agua de la molécula de GA e la superficie formando 2-HP



Paso 5: Hidrogenación del 2-HP en la superficie



Paso 6: Desorción de PG hacia la fase líquida.



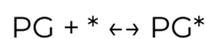
Luego la expresión resulta:

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

r6: Formación de ácido láctico mediante 1,2-propanodiol

La reacción sucede en la superficie mediante el mecanismo de Langmuir-Hinshelwood.

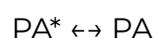
Paso 1: Adsorción de PG en el sitio activo del catalizador de cobre



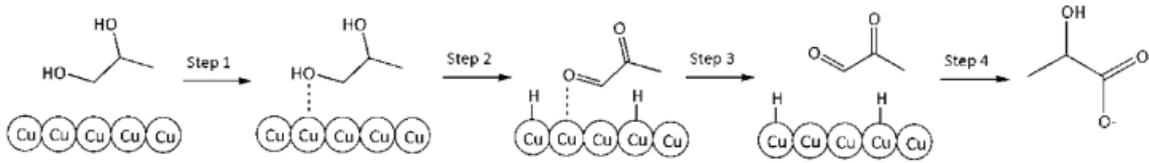
Paso 2: Deshidrogenación de PG a PA



Paso 3: Desorción de PA hacia la fase líquida



Paso 4: Transposición del ácido bencílico de PA a LA



Entonces la expresión resulta:

$$r_6 = \frac{m_{cat} \cdot k_{s3} \cdot b_{PG} \cdot C_{PG} \cdot C_{HO^-}}{1 + b_{GLY} \cdot C_{GLY} + b_{PG} \cdot C_{PG}}$$

r7: Reacción de 1,2-propanodiol hacia otros productos

Ocurre en la fase líquida. La expresión sigue la siguiente forma:

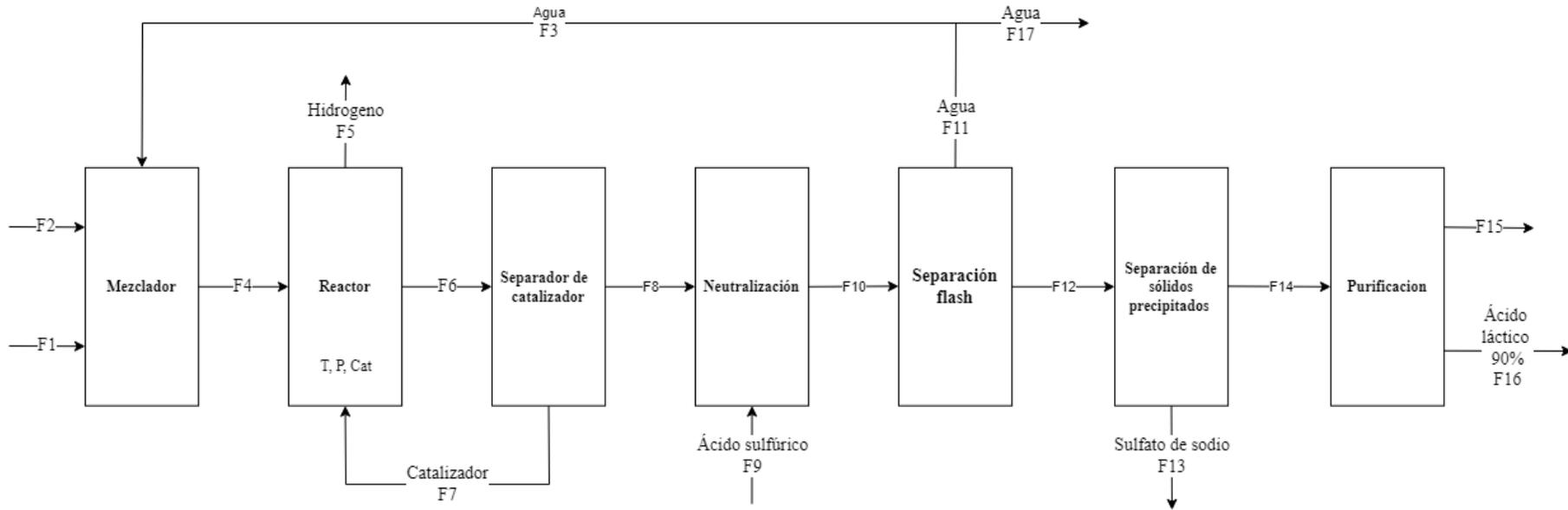
$$r_7 = k_6 \cdot C_{PG} \cdot C_{HO^-}$$

r8: Reacción de glicerol hacia otros productos

Ocurre en la fase líquida. La expresión sigue la siguiente forma:

$$r_8 = k_7 \cdot C_{GLY} \cdot C_{HO^-}$$

ANEXO C: Diagrama de bloques, caudales y composiciones



Corrientes	Composiciones en ton/año														Flujo Total en ton/año
	Glicerina	NaOH	Diglicerol	Lactato de sodio	Acido lactico	1,2-propanodiol	Acetato de sodio	Acido acetico	Agua	H2SO4	Na2SO4	Hidrogeno	Otros	Catalizador	
F1	47059,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	47059,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	94118
F2	0,0	28573,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	28573,5
F3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	45611,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	45611,7
F4	47059,1	28573,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	92670,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	166303
F5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	765,1	0,0	0,0	765,07
F6	7824,3	10694,7	12,1	42866,8	0,0	2644,5	593,2	0,0	99820,8	0,0	0,0	0,0	1082,0	56293,5	221832
F7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	56293,5	56294
F8	7824,3	10694,7	12,1	42866,8	0,0	2644,5	593,2	0,0	99820,8	0,0	0,0	0,0	1082,0	0,0	165538
F9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	32226,5	0,0	0,0	0,0	0,0	32226,48
F10	7824,3	0,0	12,1	0,0	34458,7	2644,5	0,0	434,2	104636,4	0,0	46671,0	0,0	1082,0	0,0	197763
F11	147,2	0,0	12,1	0,0	876,0	277,7	0,0	222,5	53125,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	54660
F12	7581,8	0,0	12,1	0,0	32764,2	1992,9	0,0	37,7	10599,6	0,0	46671,0	0,0	1082,0	0,0	100741
F13	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	46673,3	0,0	0,0	0,0	46673,3
F14	7581,8	0,0	12,1	0,0	32764,2	1992,9	0,0	37,7	10599,6	0,0	0,0	0,0	1082,0	0,0	54070
F15	4545,9	0,0	12,1	0,0	36,3	1392,6	0,0	37,5	10600,5	0,0	0,0	0,0	1082,0	0,0	17706,8
F16	3036,2	0,0	0,0	0,0	32728,2	600,3	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	36364,8
F17	240,9	0,0	24,1	0,0	1688,9	643,9	0,0	398,6	48426,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	51422,3

Entradas (kg/min) 152918,1

Salidas (kg/min) 152932,3

ANEXO D: Propiedades termodinámicas utilizadas

Todas las propiedades presentadas cuyos valores no fueron encontrados en bibliografía fueron calculadas utilizando el paquete termodinámico NRTL del simulador Unisim Design.

En la Tabla D.1 se pueden observar los parámetros que ajustan a la siguiente ecuación que describe la relación entre capacidad calorífica y la temperatura para cada componente a una presión de 28 bar:

$$C_p(T) = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^{-2} \text{ en unidades de [J/mol.K]}$$

En la Tabla D.2 se encuentran los datos de volumen molar utilizados. Fueron calculados realizando un promedio entre el volumen molar de cada componente a 1 bar y 298 K y el volumen molar a 28 bar y 298 K.

Los datos de entalpía de formación de cada compuesto a 298 K y 1 bar se muestran en la Tabla D.3.

Tabla D.1

Parámetros de ajuste capacidad calorífica

Componente	A	B	C	D
Ácido láctico	716,48	-1,981	$2,415 \times 10^{-3}$	$-1,028 \times 10^{+7}$
1,2 Propanodiol	635,11	-1,701	$2,141 \times 10^{-3}$	$-9,026 \times 10^{+6}$
Glicerina	309,85	-0,339	$6,074 \times 10^{-4}$	$-2,365 \times 10^{+6}$
Agua	178,68	-0,448	$5,418 \times 10^{-4}$	$-1,578 \times 10^{+6}$
Hidrógeno	27.012	$3,509 \times 10^{-3}$	0	$6,901 \times 10^{+4}$

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos del simulador Unisim Design con paquete termodinámico NRTL.

Tabla D.2

Volúmenes molares en $m^3/kmol$

Componente	Ácido láctico	1,2 Propanodiol	Glicerina	Agua
Volumen molar	0,068	0,074	0,071	0,018

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos del simulador Unisim Design con paquete termodinámico NRTL.

Tabla D.3

Entalpías de formación estándar en KJ/mol

Componente	Ácido láctico	1,2 Propanodiol	Glicerina	Agua	NaOH
ΔH_f°	-686	-500,3	-676,6	-285,86	-416,88

Nota: Elaboración propia mediante datos obtenidos del NIST Chemistry Webbook y el libro *Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics* por Smith y Van Ness.

ANEXO E: Cálculos de entalpía de reacción

Reacción 1 $\text{GLY} + \text{OH}^- \rightarrow \text{LA} + \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2$

- 1) Para el cálculo del $\Delta H1$ se debe pasar la glicerina de 503 K a 298 K a presión constante 28 bar. El NaOH se encuentra en solución acuosa por lo que se toman las propiedades del agua como propiedades del hidróxido.

$$\Delta H1 = \int_{503K}^{298K} Cp(T)_{GLY} dT + \int_{503K}^{298K} Cp(T)_{AGUA} dT$$

- 2) Para el cálculo de $\Delta H2$ se debe pasar la glicerina y el NaOH de 28 bar a 1 bar a 298 K.

$$\Delta H2 = (28 \text{ bar} - 1 \text{ bar}) \times V_{GLY} + (28 \text{ bar} - 1 \text{ bar}) \times V_{AGUA}$$

- 3) Se calcula la entalpía de reacción estándar a 1 bar y 298 K. El hidrógeno no es tenido en cuenta ya que su entalpía de formación es 0.

$$\Delta Hrx0 = \Delta Hf_{AGUA}^0 + \Delta Hf_{LA}^0 - \Delta Hf_{GLY}^0 - \Delta Hf_{NaOH}^0$$

- 4) Para el cálculo de $\Delta H3$ se debe pasar el ácido láctico, el agua y el hidrógeno de 28 bar a 1 bar a 298 K. Al asumir el gas ideal el hidrógeno no aparece en éste cálculo ya que ésta en estado gaseoso en estas condiciones de presión y temperatura.

$$\Delta H3 = (1 \text{ bar} - 28 \text{ bar}) \times V_{LA} + (1 \text{ bar} - 28 \text{ bar}) \times V_{AGUA}$$

- 5) Para el cálculo del $\Delta H4$ se debe pasar el agua, el ácido láctico y el hidrógeno de 298 K a 503 K a presión constante 28 bar.

$$\Delta H4 = \int_{298K}^{503K} Cp(T)_{LA} dT + \int_{298K}^{503K} Cp(T)_{AGUA} dT + \int_{298K}^{503K} Cp(T)_{H2} dT$$

Luego se calcula la entalpía de reacción:

$$\Delta Hrx1 = \Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 + \Delta Hrx0$$

Reacción 5 $\text{GLY} + \text{H}_2 \rightarrow \text{PG} + \text{H}_2\text{O}$

- 1) Para el cálculo del $\Delta H1$ se debe pasar la glicerina de 503 K a 298 K a presión constante 28 bar.

$$\Delta H1 = \int_{503K}^{298K} Cp(T)_{GLY} dT + \int_{503K}^{298K} Cp(T)_{H2} dT$$

- 2) Para el cálculo de ΔH_2 se debe pasar la glicerina de 28 bar a 1 bar a 298 K. Al asumir el gas ideal el hidrógeno no aparece en éste cálculo ya que ésta en estado gaseoso en estas condiciones de presión y temperatura.

$$\Delta H_2 = (28 \text{ bar} - 1 \text{ bar}) \times V_{GLY}$$

- 3) Se calcula la entalpía de reacción estándar a 1 bar y 298 K. El hidrógeno no es tenido en cuenta ya que su entalpía de formación es 0.

$$\Delta H_{rx0} = \Delta H_{f_{AGUA}}^0 + \Delta H_{f_{PG}}^0 - \Delta H_{f_{GLY}}^0$$

- 4) Para el cálculo de ΔH_3 se debe pasar el 1,2 propanodiol y el agua 28 bar a 1 bar a 298 K.

$$\Delta H_3 = (1 \text{ bar} - 28 \text{ bar}) \times V_{PG} + (1 \text{ bar} - 28 \text{ bar}) \times V_{AGUA}$$

- 5) Para el cálculo del ΔH_4 se debe pasar el agua y el 1,2 propanodiol de 298 K a 503 K a presión constante 28 bar.

$$\Delta H_4 = \int_{298K}^{503K} C_p(T)_{PG} dT + \int_{298K}^{503K} C_p(T)_{AGUA} dT$$

Luego se calcula la entalpía de reacción:

$$\Delta H_{rx2} = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_{rx0}$$

ANEXO F: Balances de masa y energía detallados

Nomenclatura utilizada

- A= Concentración de glicerina
- B= Concentración de hidróxido
- C= Concentración de diglicerol
- D= Concentración de lactato
- E= Concentración de 1,2 propanodiol
- F= Concentración de ácido Láctico
- A0= Concentración inicial de glicerina
- B0= Concentración inicial de hidróxido
- C0= Concentración inicial de diglicerol
- D0= Concentración inicial de lactato
- E0= Concentración inicial de 1,2 propanodiol
- F0= Concentración de ácido Láctico
- VR = volumen de reactor
- fL= fracción de fase líquida
- W= carga de catalizador soportado
- ki(T)= constantes de reacción
- b(T)= constantes de adsorción
- FT= flujo total
- Top= la temperatura óptima en el ingreso al reactor
- DH1 y DH5 = entalpías de reacción de 1 y 5

Balances de masa

- Glicerina

$$Q \cdot (A_0 - A) = k_1(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L + \frac{W \cdot k_{s1}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} + k_2(T) \cdot A^2 \cdot B \cdot VR \cdot f_L - k_3(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L + k_5(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L + \frac{W \cdot k_{s2}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} + k_7(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L$$

- Hidróxido

$$Q \cdot (B_0 - B) = k_1(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L + \frac{W \cdot k_{s1}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} + k_4(T) \cdot D^m \cdot B^n \cdot VR \cdot f_L + \frac{W \cdot k_{s3}(T) \cdot b_{pg}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E}$$

- Diglicerol

$$Q \cdot (C_0 - C) = -k_2(T) \cdot A^2 \cdot B \cdot VR \cdot f_L + k_3(T) \cdot C \cdot B \cdot VR \cdot f_L$$

- Lactato

$$Q \cdot (D_0 - D) = -k_1(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L - \frac{W \cdot k_{s1}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} - \frac{W \cdot k_{s3}(T) \cdot b_{pg}(T) \cdot E \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} + k_4(T) \cdot D^m \cdot B^n \cdot VR \cdot f_L$$

- 1,2 propanodiol

$$Q \cdot (E_0 - E) = -k_5(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L - \frac{W \cdot k_{s2}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} + \frac{W \cdot k_{s3}(T) \cdot b_{pg}(T) \cdot E \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} + k_6(T) \cdot E \cdot B \cdot VR \cdot f_L$$

- Ácido acético

$$Q \cdot (F_0 - F) = (-k_4(T) \cdot D^m \cdot B^n) \cdot VR \cdot f_L$$

Balance de energía

$$FT \cdot c_{ph2o}(T) \cdot (T - Top) = -DH_1 \cdot \left(k_1(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L + \frac{W \cdot \varphi \cdot 1000 \cdot k_{s1}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} \right) - DH_5 \cdot \left(k_5(T) \cdot A \cdot B \cdot VR \cdot f_L + \frac{W \cdot \varphi \cdot 1000 \cdot k_{s2}(T) \cdot b_{gly}(T) \cdot A \cdot B}{1 + b_{gly}(T) \cdot A + b_{pg}(T) \cdot E} \right)$$

ANEXO G: Entalpías de formación estandar

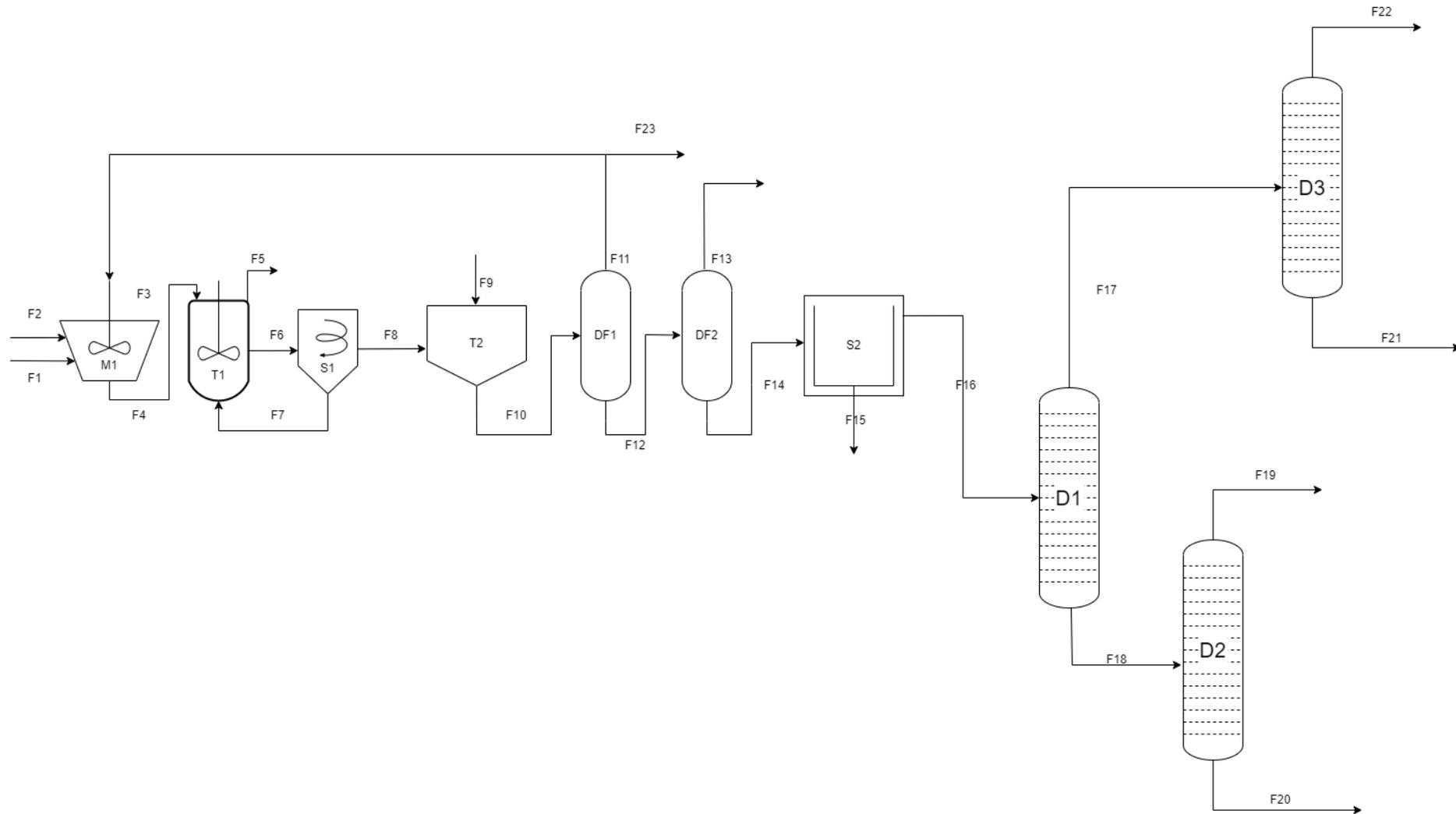
Tabla G1

Entalpías de formación estándar en kJ/mol

Hidróxido de sodio	Lactato de sodio	Acetato de sodio	Ácido sulfúrico
-416,88	-873,05	-708,8	-907,5
Agua	Ácido láctico	Ácido Acético	Sulfato de sodio
-285,83	-686	-484,5	-1.384,5

Nota: De elaboración propia con datos obtenidos del NIST Chemistry Webbook

ANEXO H: Diagrama de proceso y corrientes

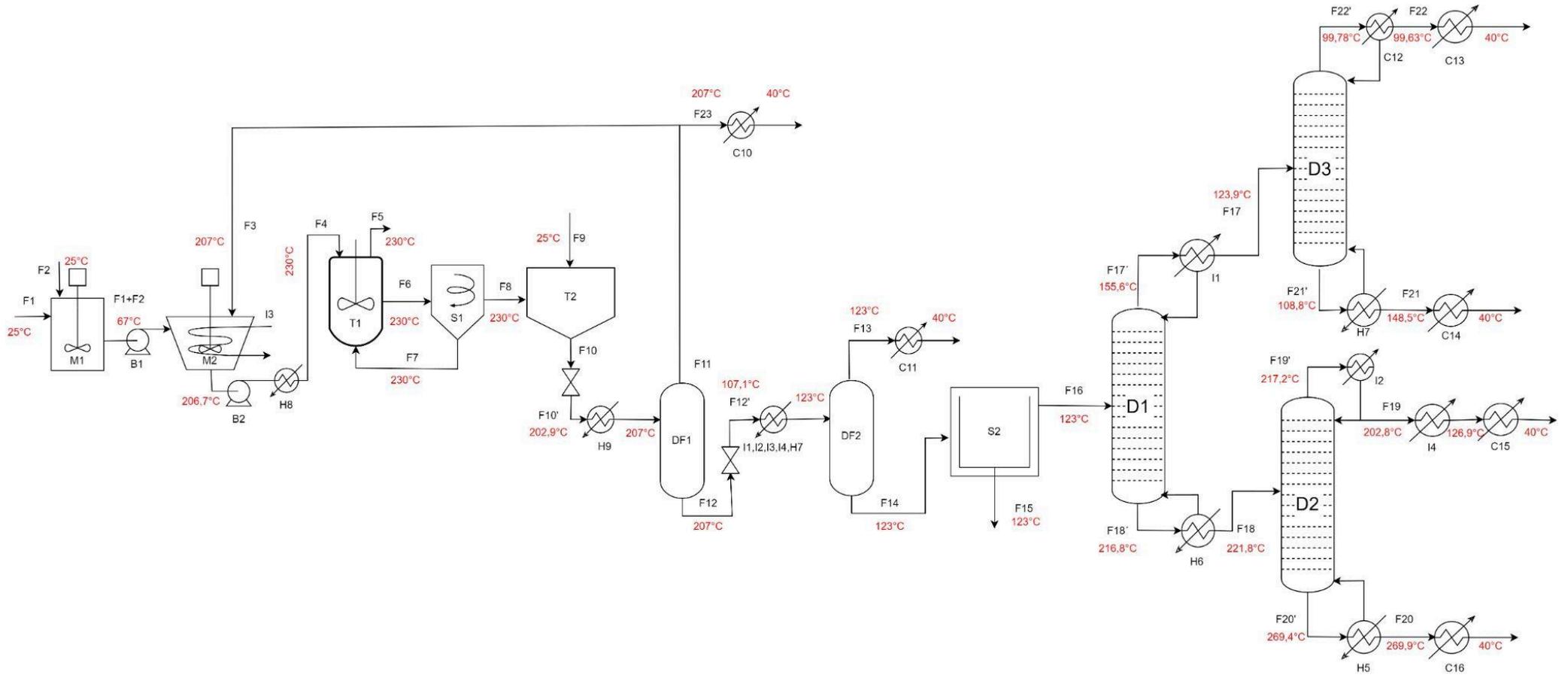


Corrientes	Composiciones en kg/min														Flujo Total en kg/min	Temperatura (°C)	Presion (bar)
	Glicerina	NaOH	Diglicerol	Lactato de sodio	Acido lactico	1,2-propanodiol	Acetato de sodio	Acido acetico	Agua	H2SO4	Na2SO4	Hidrogeno	Otros	Catalizador			
F1	89,534	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	89,534	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	179,1	25,0	1
F2	0,000	50,558	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	50,6	25,0	1
F3	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	86,780	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	86,8	207,0	15
F4	89,534	50,558	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	176,314	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	316,4	230,0	28
F5	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,456	0,000	0,000	0,000	1,5	230,0	28
F6	14,886	20,348	0,023	81,558	0,000	5,031	1,129	0,000	189,918	0,000	0,000	0,000	2,059	107,103	422,1	230,0	28
F7	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	107,103	107,1	230,0	28
F8	14,886	20,348	0,023	81,558	0,000	5,031	1,129	0,000	189,918	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	315,0	230,0	28
F9	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	61,314	0,000	0,000	0,000	0,000	61,3	25,0	28
F10	14,886	0,000	0,023	0,000	65,561	5,031	0,000	0,826	199,080	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	376,3	207,0	15
F11	0,280	0,000	0,023	0,000	1,667	0,528	0,000	0,423	101,075	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	104,0	207,0	15
F12	14,603	0,000	0,023	0,000	63,883	4,488	0,000	0,407	98,008	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	272,3	123,0	1
F13	0,178	0,000	0,023	0,000	1,547	0,897	0,000	0,335	77,840	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	80,6	123,0	1
F14	14,425	0,000	0,023	0,000	62,337	3,792	0,000	0,072	20,167	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	191,7	123,0	1
F15	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	88,800	0,000	0,000	0,000	88,8	123,0	1
F16	14,425	0,000	0,023	0,000	62,337	3,792	0,000	0,072	20,167	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	102,9	123,0	1
F17	0,000	0,000	0,000	0,000	0,066	2,650	0,000	0,071	20,168	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	23,0	123,9	1
F18	14,425	0,000	0,023	0,000	62,272	1,142	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	79,9	221,8	1
F19	5,777	0,000	0,000	0,000	62,268	1,142	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	69,2	202,8	0,61
F20	8,649	0,000	0,023	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	10,7	269,9	0,61
F21	0,000	0,000	0,000	0,000	0,066	2,650	0,000	0,001	0,168	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,9	148,5	1
F22	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,071	20,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	20,1	99,6	1
F23	0,280	0,000	0,023	0,000	1,667	0,528	0,000	0,423	14,295	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	17,2	207,0	15

Entradas (kg/min) 290,9

Salidas (kg/min) 291,0

ANEXO I: Diagrama de proceso (incluyendo equipos auxiliares y accesorios) y corrientes



Corrientes	Composiciones en kg/min														Flujo Total en kg/min	Temperatura (°C)	Presion (bar)
	Glicerina	NaOH	Diglicerol	Lactato de sodio	Acido lactico	1,2-propanodiol	Acetato de sodio	Acido acetico	Agua	H2O4	Na2O4	Hidrogeno	Otros	Catalizador			
F1	89,534	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	89,534	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	179,1	25,0	1
F2	0,000	50,558	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	50,6	25,0	1
F3	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	86,780	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	86,8	207,0	15
F4	89,534	50,558	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	176,314	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	316,4	230,0	28
F5	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,456	0,000	0,000	1,5	230,0	28
F6	14,886	20,348	0,023	81,558	0,000	5,031	1,129	0,000	189,918	0,000	0,000	0,000	2,059	107,103	422,1	230,0	28
F7	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	107,103	107,1	230,0	28
F8	14,886	20,348	0,023	81,558	0,000	5,031	1,129	0,000	189,918	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	315,0	230,0	28
F9	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	61,314	0,000	0,000	0,000	0,000	61,3	25,0	28
F10	14,886	0,000	0,023	0,000	65,561	5,031	0,000	0,826	199,080	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	376,3	202,9	28
F10'	14,886	0,000	0,023	0,000	65,561	5,031	0,000	0,826	199,080	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	376,3	207,0	15
F11	0,280	0,000	0,023	0,000	1,667	0,528	0,000	0,423	101,075	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	104,0	207,0	15
F12	14,603	0,000	0,023	0,000	63,883	4,488	0,000	0,407	98,008	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	272,3	207,0	15
F12'	14,603	0,000	0,023	0,000	63,883	4,488	0,000	0,407	98,008	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	272,3	123,0	1
F13	0,178	0,000	0,023	0,000	1,547	0,697	0,000	0,335	77,840	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	80,6	123 - 40	1
F14	14,425	0,000	0,023	0,000	62,337	3,792	0,000	0,072	20,167	0,000	88,796	0,000	2,059	0,000	191,7	123,0	1
F15	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	88,800	0,000	0,000	0,000	88,8	123,0	1
F16	14,425	0,000	0,023	0,000	62,337	3,792	0,000	0,072	20,167	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	102,9	123,0	1
F17	0,000	0,000	0,000	0,000	0,066	2,650	0,000	0,071	20,168	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	23,0	123,9	1
F18	14,425	0,000	0,023	0,000	62,272	1,142	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	79,9	221,8	1
F19	5,777	0,000	0,000	0,000	62,268	1,142	0,000	0,000	0,000	0,000	69,2	0,000	0,000	0,000	69,2	202,8 - 40	0,61
F20	8,649	0,000	0,023	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	10,7	269,9 - 40	0,61
F21	0,000	0,000	0,000	0,000	0,066	2,650	0,000	0,001	0,168	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,9	148,5 - 40	1
F22	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,071	20,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	20,1	99,63 - 40	1
F23	0,280	0,000	0,023	0,000	1,667	0,528	0,000	0,423	14,295	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	17,2	207 - 40	15

Entradas (kg/min) 290,9

Salidas (kg/min) 291,0

ANEXO J: Análisis diferencia de temperaturas para integración energética

En la tabla se muestran las diferencias de temperatura de entrada de columna y temperatura de salida de fila. Las celdas verdes son aquellas que cumplen el criterio de signo de ΔT y además el criterio del ΔT mínimo. Las celdas azules representan corrientes frías y las rosadas corrientes calientes.

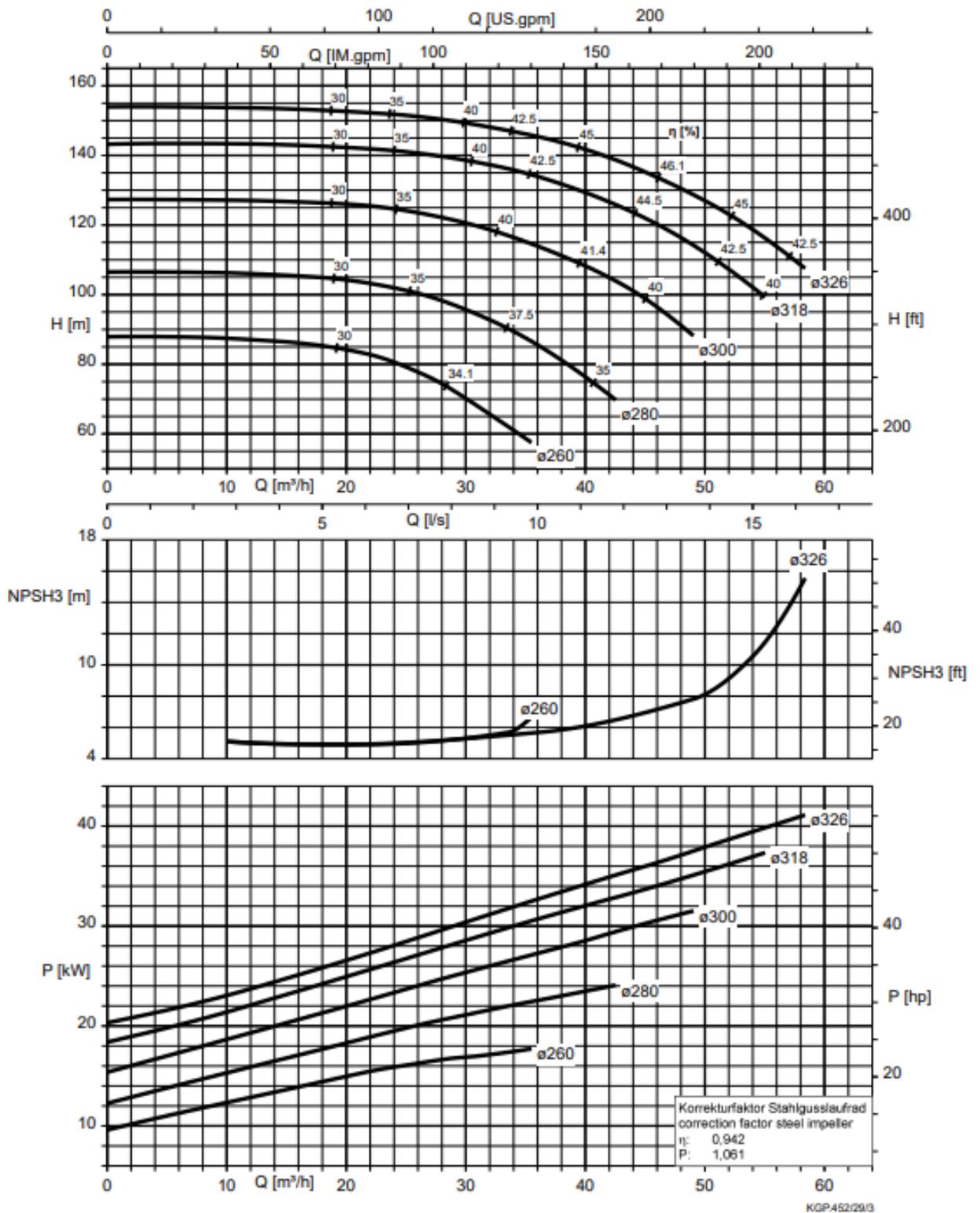
	FR	F4	F10'	F12'	F23	F13	F17	F18	F22	F21	F22'	F21'	F19	F20	F19'	F20'
FR	-	0	-3,8	-99,6	-	-	-	10,1	-	-97,9	-	-	-	62,7	-	-
F4	-22,9	-	-	-	-23	-107	-74,4	-	-130,22	-	-130,37	-81,5	-12,8	-	-27,2	39,9
F10'	0,1	-	-	-	0	-84	-51,4	-	-107,22	-	-107,37	-58,5	10,2	-	-4,2	62,9
F12'	84,1	-	-	-	84	0	32,6	-	-23,22	-	-23,37	25,5	94,2	-	79,8	146,9
F23	-	166,7	162,9	67,1	-	-	-	176,8	-	68,8	-	-	-	229,4	-	-
F13	-	166,7	162,9	67,1	-	-	-	176,8	-	68,8	-	-	-	229,4	-	-
F17	-	82,8	79	-16,8	-	-	-	92,9	-	-15,1	-	-	-	145,5	-	-
F18	-14,7	-	-	-	-14,8	-98,8	-66,2	-	-122,02	-	-122,17	-73,3	-4,6	-	-19	48,1
F22	-	107,07	103,27	7,47	-	-	-	117,17	-	9,17	-	-	-	169,77	-	-
F21	58,6	-	-	-	58,5	-25,5	7,1	-	-48,72	-	-48,87	0	68,7	-	54,3	121,4
F22'	-	166,7	162,9	67,1	-	-	-	176,8	-	68,8	-	-	-	229,4	-	-
F21'	-	166,7	162,9	67,1	-	-	-	176,8	-	68,8	-	-	-	229,4	-	-
F19	-	3,9	0,1	-95,7	-	-	-	14	-	-94	-	-	-	66,6	-	-
F20	-62,8	-	-	-	-62,9	-146,9	-114,3	-	-170,12	-	-170,27	-121,4	-52,7	-	-67,1	0
F19'		166,7	162,9	67,1	-	-	-	176,8	-	68,8	-	-	-	229,4	-	-
F20'		166,7	162,9	67,1	-	-	-	176,8	-	68,8	-	-	-	229,4	-	-

TABLA DE PRESIONES DE TRABAJO ADMISIBLE SEGUN ANSI / ASME B31.1																			
Sin sobreespesor para corrosión ni esfuerzo mecánico (C=0)																			
				AISI 304L								AISI 316L							
				TEMPERATURAS DE TRABAJO QUE NO EXCEDAN DE:															
Diámetro Nominal	Diámetro Nominal (mm)	SCH.S. Nº	Espesor de Pared (mm)	38 °C	93 °C	204 °C	316 °C	343 °C	371 °C	399 °C	427 °C	38 °C	93 °C	204 °C	316 °C	343 °C	371 °C	399 °C	427 °C
				100 ƒ	200 ƒ	400 ƒ	600 ƒ	650 ƒ	700 ƒ	750 ƒ	800 ƒ	100 ƒ	200 ƒ	400 ƒ	600 ƒ	650 ƒ	700 ƒ	750 ƒ	800 ƒ
PRESIONES DE TRABAJO ADMISIBLES (kg / cm2)																			
1/8"	10,29	10	1,24	215	211	151	124	120	117	114	111	215	215	165	140	135	130	125	121
		40	1,73	311	305	219	179	174	169	165	161	311	311	239	202	195	188	181	175
		80	2,41	538	527	379	310	302	293	286	279	538	538	414	350	338	326	314	303
1/4"	13,72	10	1,65	214	210	151	124	120	117	114	111	214	214	165	139	135	130	125	121
		40	2,24	301	295	212	173	169	164	160	156	301	301	231	196	189	182	175	170
		80	3,02	499	490	352	288	280	272	266	259	499	499	384	325	314	303	291	282
3/8"	17,15	10	1,65	168	165	119	97	94	92	90	87	168	168	129	110	106	102	98	95
		40	2,31	243	238	171	140	136	132	129	126	243	243	187	158	152	147	142	137
		80	3,2	412	404	290	238	231	224	219	214	412	412	317	268	259	250	240	232
1/2"	21,30	5	1,65	134	131	94	77	75	73	71	69	134	134	103	87	84	81	78	75
		10	2,11	174	170	122	100	97	95	92	90	174	174	134	113	109	105	101	98
		40	2,77	233	229	165	135	131	127	124	121	233	233	180	152	147	141	136	132
		80	3,75	385	378	272	222	216	210	205	200	385	385	296	251	242	233	225	217
3/4"	26,67	5	1,65	106	103	74	61	59	57	56	55	106	106	81	69	66	64	62	60
		10	2,11	137	134	96	79	77	74	73	71	137	137	105	89	86	83	80	77
		40	2,87	190	186	134	110	106	103	101	99	190	190	146	124	119	115	111	107
		80	3,9	313	307	220	180	175	170	166	162	313	313	241	203	196	189	182	176
1"	33,40	5	1,65	83	82	59	48	47	45	44	43	83	83	64	54	52	51	49	47
		10	2,77	144	141	101	83	81	78	76	75	144	144	110	93	90	87	84	81
		40	3,38	178	174	125	103	100	97	95	92	178	178	137	116	112	108	104	100
		80	4,55	289	283	204	167	162	157	154	150	289	289	222	188	182	175	169	163
1 1/4"	42,16	5	1,65	66	64	46	38	37	36	35	34	66	66	50	43	41	40	38	37
		10	2,77	112	110	79	65	63	61	60	58	112	112	86	73	71	68	66	63
		40	3,56	146	144	103	84	82	80	78	76	146	146	113	95	92	89	85	83
		80	4,85	240	236	169	139	135	131	128	125	240	240	185	156	151	145	140	135
1 1/2"	48,26	5	1,65	57	56	40	33	32	31	30	30	57	57	44	37	36	35	33	32
		10	2,77	98	96	69	56	55	53	52	51	98	98	75	63	61	59	57	55
		40	3,68	131	129	93	76	74	72	70	68	131	131	101	86	83	80	77	74
		80	5,08	218	214	154	126	122	119	116	113	218	218	168	142	137	132	127	123
2"	60,33	5	1,65	45	45	32	26	26	25	24	24	45	45	35	30	29	28	27	26
		10	2,77	77	76	55	45	43	42	41	40	77	77	60	50	49	47	45	44
		40	3,91	111	109	78	64	62	60	59	58	111	111	85	72	70	67	65	62
		80	5,54	188	185	133	109	106	103	100	98	188	188	145	123	118	114	110	106
2 1/2"	73,03	5	2,11	48	47	34	28	27	26	26	25	48	48	37	31	30	29	28	27
		10	3,05	70	69	49	40	39	38	37	36	70	70	54	46	44	43	41	40
		40	5,16	121	119	86	70	68	66	65	63	121	121	93	79	76	73	71	68
		80	7,01	198	194	139	114	111	108	105	103	198	198	152	129	124	120	115	111
3"	88,90	5	2,11	39	39	28	23	22	21	21	20	39	39	30	26	25	24	23	22
		10	3,05	57	56	40	33	32	31	31	30	57	57	44	37	36	35	33	32
		40	5,49	105	103	74	61	59	57	56	55	105	105	81	69	66	64	61	59
		80	7,62	175	172	123	101	98	95	93	91	175	175	135	114	110	106	102	99
3 1/2"	101,60	5	2,11	34	34	24	20	19	19	18	18	34	34	26	22	22	21	20	19
		10	3,05	50	49	35	29	28	27	27	26	50	50	38	33	31	30	29	28
		40	5,74	96	94	68	55	54	52	51	50	96	96	74	62	60	58	56	54
		80	8,08	162	159	114	93	91	88	86	84	162	162	124	105	102	98	94	91
4"	114,30	5	2,11	31	30	22	18	17	17	16	16	31	31	23	20	19	18	18	17
		10	3,05	44	44	31	26	25	24	24	23	44	44	34	29	28	27	26	25
		40	6,02	89	88	63	51	50	49	47	46	89	89	69	58	56	54	52	50
		80	8,56	152	149	107	88	85	83	81	79	152	152	117	99	95	92	88	86
5"	141,30	5	2,77	32	32	23	19	18	18	17	17	32	32	25	21	20	20	19	18
		10	3,4	40	39	28	23	22	22	21	21	40	40	31	26	25	24	23	23
		40	6,55	78	77	55	45	44	43	42	41	78	78	60	51	49	47	46	44
		80	9,52	136	133	96	78	76	74	72	70	136	136	104	88	85	82	79	77

ANEXO L: Curvas características bombas

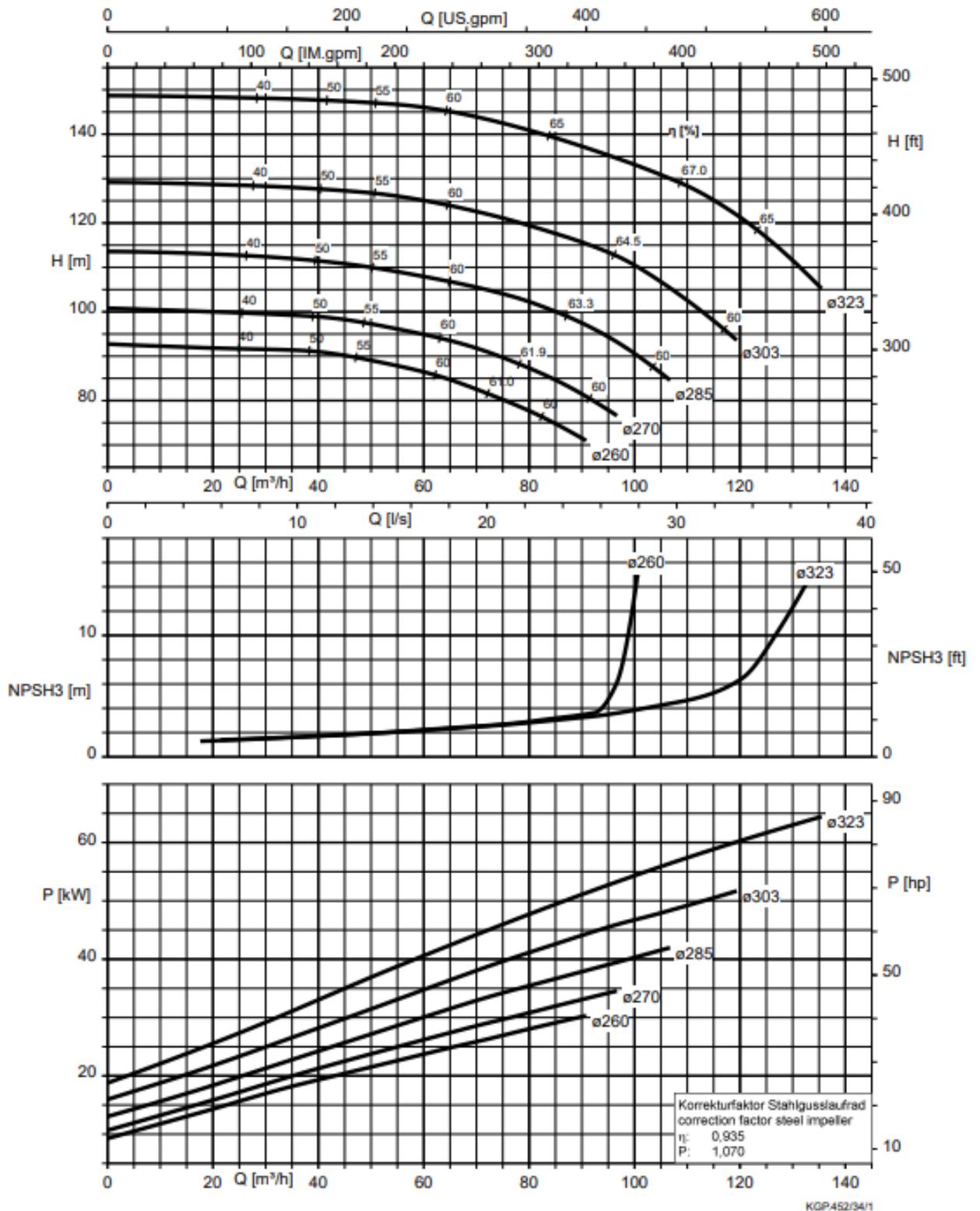
065-040-315, n = 2900 rpm

HPK-L, Magnochem, Magnochem-Bloc, MegaCPK, Meganorm



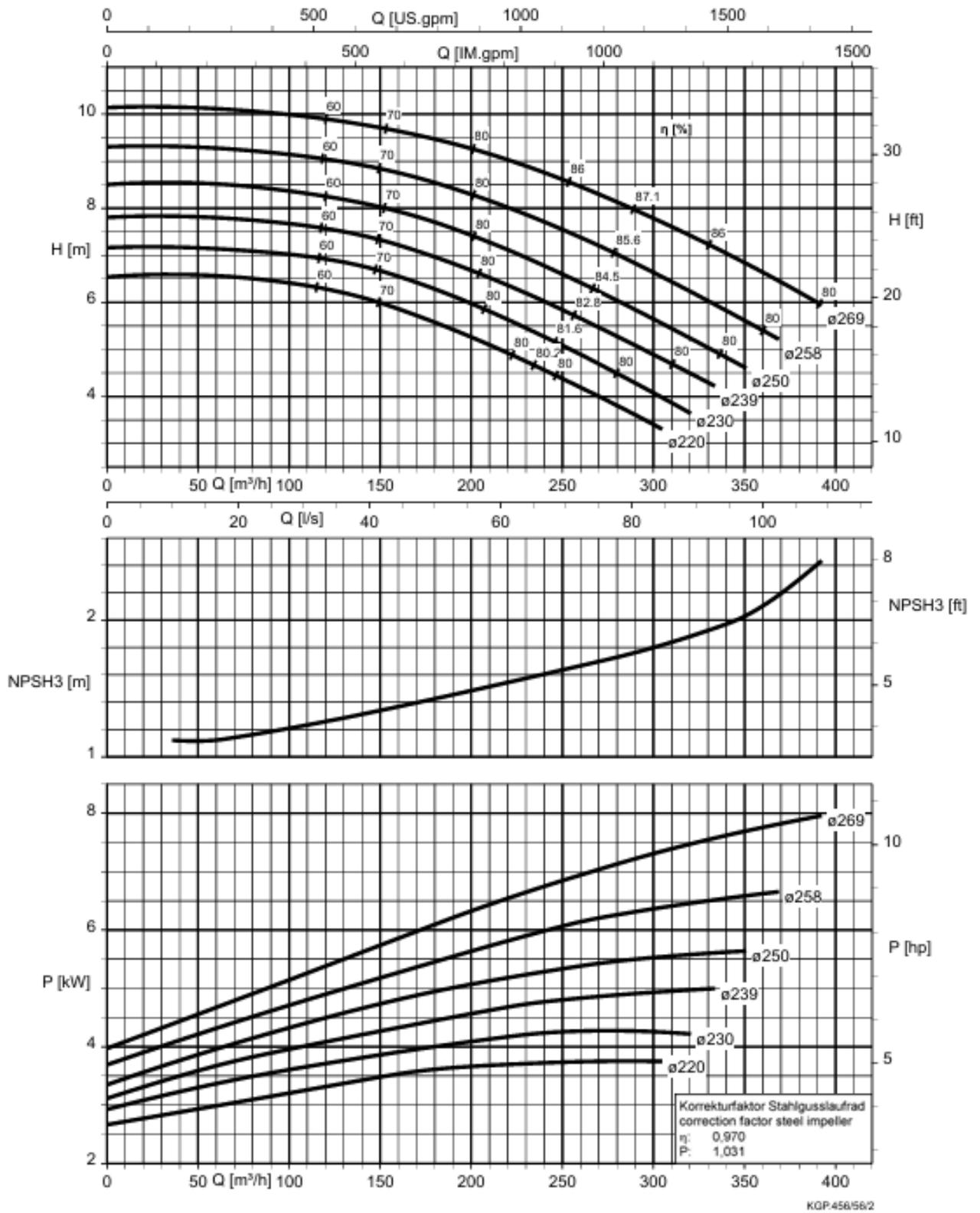
080-050-315, n = 2900 rpm

HPK-L, Magnochem, Magnochem-Bloc, MegaCPK, Meganorm



200-150-250, n = 960 rpm

HPK-L, Magnochem, Magnochem-Bloc, MegaCPK, Meganorm



ANEXO M: Potencias requeridas para distintos equipos

En la siguiente tabla se recopilan las potencias requeridas para distintos equipos.

Potencia requerida por equipo		
Nombre	Descripción de equipo	Potencia requerida (kW)
M1	Sistema de agitación tanque mezclador materias primas	3,01
B1	Bomba ingreso a mezclador 2	25
M2	Sistema de agitación tanque de burbujeo	3,33
B2	Ingreso al reactor	23
T1	Sistema de agitación tanque reactor	51,7
T2	Sistema de agitación tanque neutralización	163
TE1	Torre de enfriamiento de agua	37,3
B7	Bomba ingreso a torre de enfriamiento	3,75

ANEXO N: Estimación del costo de los equipos principales

Intercambiadores de calor

En el Capítulo 5 se discutió la integración energética del proceso y dimensionaron los intercambiadores de calor. Cabe destacar que no solo se consideraron los intercambiadores del sistema de acondicionamiento de la materia prima y los correspondientes a los destiladores flash, sino que además se analizaron los condensadores y reboilers de las torres de destilación.

En este caso, se decide estimar el costo de todos los intercambiadores, incluyendo reboilers y condensadores, puesto que en las estimaciones de costos de los torres de destilación no se incluyen parámetros de diseño relacionados a estos equipos.

A continuación, en la Tabla N.1 se resumen los costos de los intercambiadores de calor actualizados a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación. Se distinguen los condensadores con color celeste y los reboilers con color amarillo. Además, se informa la fuente de la estimación, el precio FOB resultante sin corregir y el año de la estimación.

Por otra parte, para áreas mayores a 15 m², se recomiendan intercambiadores del tipo Tubo y Coraza (TyC), mientras que para áreas menores intercambiadores de Doble Tubo (DT). En cuanto a los reboiler, debido a su diseño distintivo no se puede estimar como un intercambiador TyC o DT, por lo que se debe estimar el costo de los mismos.

Tabla N.1

Costos equipos - Intercambiadores de Calor

Nombre	Tipo	Área (m ²)	Material	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente de la estimación	Costo 2024 con instalación (u\$s)
I1	TyC	30,8	SS/SS	2006	31.003	Capcost 2017	83.984
I2	DT	7,4	SS/SS	2006	4.782	Capcost 2017	12.955
I3	DT	1,8	SS/SS	2006	3.436	Capcost 2017	9.307
I4	DT	7,2	SS/SS	2006	4.751	Capcost 2017	12.869
H5	Reboiler	43,1	SS/SS	2007	47.561	AssessCCUS	122.510
H6	Reboiler	24,6	SS/SS	2007	38.626	AssessCCUS	99.496
H7	Reboiler	2,3	SS/SS	2007	16.038	AssessCCUS	41.311
H8	DT	8,1	SS/SS	2006	4.881	Capcost 2017	13.222

H9	TyC	43,9	SS/SS	2006	35.090	Capcost 2017	95.054
C10	DT	9,5	SS/SS	2006	5.062	Capcost 2017	13.713
C11	TyC	93,4	SS/SS	2006	45.696	Capcost 2017	123.783
C12	DT	4,3	SS/SS	2006	4.214	Capcost 2017	11.414
C13	TyC	35,7	SS/SS	2006	32.645	Capcost 2017	88.432
C14	DT	0,5	SS/SS	2006	2.515	Capcost 2017	6.813
C15	DT	8,7	SS/SS	2006	4.962	Capcost 2017	13.442
C16	DT	1,9	SS/SS	2006	3.504	Capcost 2017	9.493

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

En el caso de los TyC se decide estimar sus costos a partir de la herramienta desarrollada por la Universidad de West Virginia, Capcost 2017, donde se utiliza como valor de escalado el área de intercambio de calor. Se decide construir los intercambiadores (tubos y coraza) de acero inoxidable (SS). Cabe destacar, que el rango de validez para la estimación de intercambiadores de tubo y coraza es entre 10 y 1000 m².

En cuanto a los intercambiadores de Doble Tubo, también se utiliza la estimación de Capcost 2017, cuyo rango de validez es entre 1 y 15 m². Se destaca que el intercambiador C14 se encuentra fuera del rango, por lo que se estima su costo como un intercambiador de 1 m². Se decide construir los intercambiadores de acero inoxidable (SS).

En cuanto a los reboilers se decide estimarlos como del tipo Kettle con tubos U. En este caso se extrae de la base de datos de AssessCCUS, cuyo rango de validez es de 10 a 500 m². Se destaca que el reboiler H7 se encuentra fuera de rango, por lo que se estima su costo con un área de 10 m². Se decide construir los intercambiadores de acero inoxidable (SS).

Sistema de bombeado

En el Capítulo 5 se dimensionaron las bombas principales, es decir, las de mayor consumo. Se decidió utilizar el modelo de bomba centrífuga Mega CPK elaborada por el Grupo KSB para todas las corrientes, ya que cumplen con todas las características requeridas, soportan condiciones de temperatura y presión elevadas, y se pueden construir de materiales resistentes a la corrosión.

Sin embargo, debido a que estas bombas se deben construir a medida del proceso, se desconoce su precio. Luego, se decide estimar sus costos a partir de la base de datos de AssessCCUS, donde se utiliza como valor de

escalado la variable S que se define en la Ecuación N.1. Además, como se mencionó en el Capítulo 5 se opta por fabricarlas de un material resistente a la corrosión como el acero inoxidable (SS).

Ecuación N.1

Variable de escalado bombas S

$$S = Q \cdot Hdes \cdot 5$$

Donde:

Q: caudal volumétrico

Hdes: altura desarrollada

Nota: elaboración propia

A continuación, en la Tabla N.2 se resumen los costos de las bombas principales actualizados a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.2

Costos equipos - bombas

Nombre	Caudal [gal/min]	Hdes [ft.c.a]	S	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente de la estimación	Costo 2024 con instalación (u\$s)
B1	66	469	155130	2013	38051	AssessCCUS	90.775
B2	117	436	255520	2013	45540	AssessCCUS	108.639
B7	1194	12	70515	2013	28648	AssessCCUS	68.343

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Torres de destilación

En el Capítulo 4 se diseñaron 3 columnas de destilación. Como se mencionó en el apartado anterior, se dimensionó el costo de los reboilers y condensadores por separado, por lo que resta estimar el costo de la torre (carcasa) y del relleno o platos que la componen.

A continuación, en la Tabla N.3 se resumen los costos de los intercambiadores de calor actualizados a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.3*Costos equipos - Torres de destilación*

Nom.	Presión (bar)	Nro. Etapas	Diametro interno Di (m)	Altura L (m)	Componente	Material	Peso (lb)	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$s)
D1	1	6	1	4	Torre	SS	6.855	2013	80.171	AssessC CUS	232.890
					Platos - Valve	SS	-	2016	16.665	AssessC CUS	
D2	0,61	5	1	3	Torre	SS	5.427	2013	68.235	AssessC CUS	168.854
					Relleno: Saddles	Ceramic 2 in	-	1998	1.747	US Energy Dept	
D3	1	4	0,75	2	Torre	SS	3.024	2013	45.578	AssessC CUS	111.224
					Relleno: Saddles	Ceramic 1.5 in	-	1998	718	US Energy Dept	

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Se decide estimar los costos de las carcasas a partir de la base de datos de AssessCCUS, donde se utiliza como valor de escalado el peso de la torre de destilación. Según Seider (2016), el peso se estima a partir de la Ecuación N.2. Se decide construir las torres de acero inoxidable (SS) y se asume que el espesor de las paredes es 1 pulgada.

Ecuación N.2

Peso de la torre (carcasa)

$$Peso = \pi \cdot (Di + ts) \cdot (L + 0.8 Di) \cdot ts \cdot p$$

Donde:

Di: diámetro interno de la torre

L: altura de la torre

ts: espesor de las paredes = 1 in

p: densidad acero inoxidable = 0.286 lb/in³

Nota: elaboración propia

Por otra parte, la torre D1 es de platos tipo Valve. Para la estimación del costo de los platos se decide utilizar la base de datos AssessCCUS, donde se

requiere el área transversal de la torre y el número de etapas. Además, se opta por diseñar los platos del mismo material que la torre.

Por otra parte, la torre D2 y D3 poseen un relleno aleatorio del tipo Intalox Saddles de material cerámico. En este caso, se dispone del precio por metro cúbico de torre informado por la U.S. Department of Energy (2002). Los valores se encuentran resumidos en la Tabla N.4.

Tabla N.4

Precio de relleno Ceramic Intalox Saddles 1998

Diámetro nominal	Precio FOB por m ³ (u\$/m ³)
1.5 in	812
2 in	742

Nota: extraído de U.S. Department of Energy (2002)

Destiladores Flash

En el Capítulo 4 se diseñó un *tren flash* constituido por dos destiladores flash en serie con el objetivo de separar grandes cantidades de agua de la corriente de proceso.

A continuación, en la Tabla N.5 se resumen los costos de los destiladores flash actualizados a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.5

Costos equipos - Flash

Nom.	Presión (bar)	Diametro interno Di (m)	Altura L (m)	Material	Peso (lb)	Año de la estimación	Estimación (u\$)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$)
DF1	15	0,9	5	SS	7372	2013	42.149	AssessCC US	100.549,82
DF2	1	1,8	6,4	SS	19931	2013	83.720	AssessCC US	199.721,97

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Se decide estimar los costos de los Flash a partir de la base de datos de AssessCCUS, donde se utiliza como valor de escalado el peso de los equipos. Según Seider (2016), el peso se estima a partir de la Ecuación N.4. Se decide construirlos de acero inoxidable (SS) y se asume que el espesor de las paredes es 1 pulgada.

Ecuación N.4

Peso de la torre (carcasa)

$$Peso = \pi \cdot (Di + ts) \cdot (L + 0.8 Di) \cdot ts \cdot p$$

Donde:

Di: diámetro interno del equipo

L: altura del equipo

ts: espesor de las paredes = 1 in

p: densidad acero inoxidable = 0.286 lb/in³

Nota: elaboración propia

Tanques agitados y reactores

En el Capítulo 3 se diseñó el reactor TAC para la conversión de glicerina en ácido láctico. Además, en el Capítulo 4 se diseñaron las etapas de purificación, entre ellas un tanque agitado de neutralización. Por último en el Capítulo 5 se diseñó el sistema de acondicionamiento de materia prima, constituido por dos tanques agitados.

A continuación, en la Tabla N.6 se resumen los costos de los tanques agitados y reactores actualizados a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.6

Costos equipos - tanques agitados y reactores

Nom.	Volumen (m ³)	Presión (bar)	Potencia (hp)	rpm	Componente	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$s)
M1	1,25	1	4	200	Tanque	2016	7.062	Capcot	39.297
					Sist. agitación	2013	9.076	Assess CCUS	
M2	2,14	15	8	200	Tanque	2016	10.179	Capcot	57.331
					Sist. agitación	2013	13.371	Assess CCUS	
T1	21,9	28	69	100	Tanque	2016	49.493	Capcot	233.360
					Sist. agitación	2013	45.988	Assess CCUS	
T2	5,3	28	40	200	Tanque	2016	18.860	Capcot	127.567
					Sist. agitación	2013	33.722	Assess CCUS	

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Se decide estimar los costos de los tanques a partir de la herramienta Capcost, donde se utiliza como valor de escalado el volumen de los equipos. Por otra parte, se dimensiona por separado el costo de los sistemas de agitación, a partir de la base de datos de AssessCCUS, donde se utiliza como valor de escalado la potencia de agitación requerida. No debe perderse de vista que todos los tanques estarán sometidos a presión, exceptuando al primer tanque de acondicionamiento de materia prima (M1) que operará en presión atmosférica. Además, como las condiciones de operación son extremadamente corrosivas se decide construir los tanques de acero inoxidable (SS).

Torre de enfriamiento

En la Capítulo 5 se dimensionó la torre de enfriamiento a partir de un software especializado para su elección. Sin embargo, no se dispone del costo del equipo elegido. Luego, se decide utilizar alguna estimación de las mencionadas anteriormente.

En primera instancia, se decide aplicar la estimación propuesta por la herramienta de Matches, donde el valor de escalado es el calor intercambiado en BTU/hr. Además, se debe fijar el tipo de tiro de la torre (forzado). Se obtiene un valor actualizado al 2024, incluyendo flete, seguro y transporte de 1.379.898 u\$s.

Se considera que el valor obtenido mediante la estimación de Matches fue excesivamente elevado, representando el 19% de la inversión en equipos. Luego, se estima el valor de la torre de enfriamiento a partir del reporte del departamento de energía de los estados unidos, donde el valor de escalado fue el caudal de agua de enfriamiento. El costo actualizado de la torre resulta en 69.492 u\$s.

Como la diferencia entre ambas estimaciones es excesiva, se decide estimar el costo de la torre a partir de datos del fabricante Delta Cooling Towers Inc. Para la estimación se define una unidad denominada Tower Ton, la cual se refiere a la capacidad nominal de enfriamiento de una corriente estándar de agua, con un caudal de 3 GPM, con una temperatura de bulbo húmedo de 25,6 C, una temperatura de entrada de 35 C y de salida de 29,4 C. En este caso se utiliza la calculadora de Tower Ton del proveedor de torres Cooling Tower Depot. Luego se calcula el costo de la torre a 2022, a partir del precio por Tower Ton informado por Delta Cooling, que se encuentra entre 120-200 u\$s/ton.

A continuación, en la Tabla N.7 se resume el costo de la torre de enfriamiento actualizado a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.7

Costos equipos - torre de enfriamiento

Tiro	Tower ton	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$s)
Forzado	519	2022	103.800	Delta Cooling	172.028

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Caldera de fluido térmico

En la Capítulo 5 se dimensionó la caldera de fluido térmico, donde se eligió un fluido térmico de la empresa Dow y se mencionó una caldera de la empresa Babcock Wanson que cumplía las necesidades de intercambio y caudal de fluido. Sin embargo, no se dispone del dato del costo de la caldera seleccionada.

Luego, se decide utilizar la estimación propuesta en la base de datos de AssessCCUS, donde el valor de escalado es el calor intercambiado en BTU/hr. Cabe destacar, que la estimación elegida considera la utilización de un fluido térmico de la empresa Dow del tipo Dowtherm A, mientras que el fluido térmico que se propuso utilizar era el Dowtherm RP. Sin embargo, se decide asumir que el costo estimado no diferirá por la elección de otro fluido.

A continuación, en la Tabla N.8 se resume el costo de la caldera actualizado a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.8

Costos equipos - caldera

Fluido	Calor Btu/hr	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$s)
Dowtherm RP	21.757.864	2013	849.800	AssessCCUS	2.027.284

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Tanques de almacenamiento

En capítulos anteriores se mencionó la necesidad de almacenamiento de materia prima y productos, aunque no se dimensionó su tamaño. En este caso se decide dimensionar los tanques de glicerina 50%, ácido sulfúrico, ácido láctico 90% y 1,2-propanodiol 90%.

A continuación, en la Tabla N.9 se resumen los costos de los tanques de almacenamiento actualizados a 2024, incluyendo el flete, seguro, impuestos e instalación.

Tabla N.9

Costos equipos - tanques de almacenamiento

Nom.	Caudal (gal/hr)	Capacidad nominal (gal)	Material	Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$s)
Tan - Gly	2166	407.000	SS	2013	196.390	AssessCC US	468.509
Tan - LA	1110	210.000	SS	2013	140.139	AssessCC US	334.316
Tan - PG	53	21.000	SS	2013	43.307	AssessCC US	103.313
Tan - H2SO4	523	102.000	SS	2013	96.965	AssessCC US	231.319

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPCI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

Para el dimensionamiento de los tanques se requiere fijar la capacidad de los mismos. Se decide considerar una semana de almacenamiento de reactivos y productos. Además, según la norma API 650 se debe considerar que los tanques se llenan al 90%. Luego, se calcula el volumen requerido de los tanques mediante la Ecuación N.5. Se decide utilizar dimensiones nominales de los tanques que cumplan con la capacidad calculada.

Ecuación N.5

Capacidad tanques almacenamiento

$$Capacidad = Q \cdot (1 \text{ semana}) / 0,9$$

Donde:

Q: caudal volumétrico de productos o reactivos

Nota: elaboración propia

Por otra parte, se decide utilizar la estimación propuesta en la base de datos de AssessCCUS, donde el valor de escalado es el volumen nominal de

los tanques. Además, se decide construir los tanques de acero inoxidable (SS) ya que deben contener sustancias corrosivas.

Otros equipos

En este apartado, se decide dimensionar los equipos faltantes, entre ellos, la centrífuga para separación de sólidos precipitados, el hidrociclón para separación de catalizador y el eyector para generar vacío en la torre de destilación D2. Estos equipos fueron previamente dimensionados en capítulos anteriores.

Tabla N.10

Costos equipos - otros

Equipo	Variable escalado			Año de la estimación	Estimación (u\$s)	Fuente	Costo 2024 con instalación (u\$s)
Eyector	Diámetro	8	in	2014	6.400	Matches	15.035
Centrífuga	Sólidos separados	5,328	ton/hr	2013	157.053	AssessCCUS	374.666
Hidrociclón	Diámetro cuerpo	30	cm	2007	7.289	AssessCCUS	18.774
Transporte de sólidos	Flujo sólidos	3036	kg/h	2024	50.000	Eversun Machinery	84.500

Nota: El costo se encuentra actualizado a 2024 utilizando Índice CEPICI, incluye fletes, seguro, impuestos e instalación

En el caso del eyector de una etapa, se decide dimensionar su costo a partir de la de Matches, donde el valor de escalado será el diámetro nominal del eyector. Se decide utilizar un diámetro medio en el rango de estimación, ya que no se dispone de su dimensión.

En cuanto a la centrífuga si bien en el capítulo si dimensionó un modelo de la marca Ferrum que se adapta a las condiciones de operación y requerimientos de separación, no se dispone de su precio. Luego, se decide dimensionar su costo a partir de la base de datos de AssessCCUS, donde el valor de escalado será el flujo de sólidos separados.

Por otra parte, en el Capítulo 5 se eligió un sistema de transporte de sólidos, constituido por un equipo de descarga de los bolsones de hidróxido de sodio y un sistema de tornillo para la carga continua del sólido al reactor. Para la estimación de los costos se recurre al fabricante Eversun Machinery, el cual informa el costo FOB de los componentes del sistema elegido.

Finalmente, al igual que en el caso de la centrifuga no se dispone del costo del hidrociclón dimensionado en el Capítulo 4. Luego se opta también por dimensionarlo con base de datos de AssessCCUS, donde el valor de escalado será el diámetro del cuerpo del equipo. No se debe perder de vista que este equipo estará sometido a presión por lo que los costos estimados podrían variar.

ANEXO O: Dimensiones de equipos y área total de proceso

Equipo	Ss [m2]	Caras	Sg [m2]	Se [m2]	Área total [m2]
M1	1,22	2,00	2,44	7,32	10,97
M2	1,74	2,00	3,48	10,45	15,67
T1	8,30	3,00	24,89	66,37	99,55
T2	3,22	3,00	9,65	25,73	38,59
B1	0,30	2,00	0,60	1,80	2,70
B2	0,50	2,00	1,00	3,00	4,50
B7	1,05	2,00	2,10	6,30	9,45
DF1	0,72	2,00	1,44	4,33	6,49
DF2	2,89	2,00	5,77	17,32	25,98
S1	0,08	2,00	0,16	0,48	0,72
S2	0,35	2,00	0,71	2,12	3,18
D1	0,84	2,00	1,68	5,03	7,54
D2	0,74	2,00	1,48	4,43	6,64
D3	0,51	2,00	1,03	3,09	4,63
I1	2,46	2,00	4,91	14,74	22,11
I2	6,24	2,00	12,49	37,46	56,19
I4	4,86	2,00	9,72	29,15	43,72
H5	3,75	2,00	7,51	22,53	33,79
H6	2,23	2,00	4,45	13,35	20,03
H7	1,48	2,00	2,97	8,90	13,35
H8	0,67	2,00	1,35	4,04	6,06
H9	3,20	2,00	6,40	19,19	28,79
C10	1,20	2,00	2,39	7,18	10,77
C11	3,57	2,00	7,14	21,42	32,12
C12	7,75	2,00	15,49	46,48	69,72
C13	2,46	2,00	4,91	14,74	22,11
C14	0,09	2,00	0,17	0,51	0,77
C15	0,43	2,00	0,87	2,61	3,91
C16	0,21	2,00	0,42	1,27	1,91
Caldera	10,79	4,00	43,16	107,91	161,87
Torre de enfriamiento	18,33	4,00	73,33	183,31	274,97
Sistema de transporte de sólidos	5,00	1,00	5,00	20,00	30,00
				TOTAL	1.068,81

ANEXO P: Flujos de caja

Tabla P.1

Cuadro Flujo de Fondos en dólares.

TASA IMPOSITIVA	0,35					
	Puesta en marcha		Ciclo de vida del proyecto			
	Año -1	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
Ingresos						
<i>Ventas netas del producto</i>			31.220.400	31.220.400	39.025.500	39.025.500
Egresos						
<i>Costos fijos</i>			-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912
<i>Costos variables</i>			-26.620.836	-26.620.836	-33.276.045	-33.276.045
<i>Costos de producción c/ depreciación</i>			-30.769.748	-30.769.748	-37.424.957	-37.424.957
BNAI			450.652	450.652	1.600.543	1.600.543
Impuestos a las ganancias			157.728	157.728	560.190	560.190
Beneficio Neto			292.924	292.924	1.040.353	1.040.353
Depreciación			873.214	873.214	873.214	873.214
Egresos Iniciales						
<i>Inversión fija</i>	-19.404.764					
<i>Terreno</i>	-320.000					
<i>Capital de trabajo</i>	-6.434.966					
Recuperación del capital						
Flujos de caja	-26.159.730		1.166.138	1.166.138	1.913.567	1.913.567

Nota: de elaboración propia

Tabla P.2

Cuadro Flujo de Fondos en dólares.

TASA IMPOSITIVA	0,35					
	Ciclo de vida del proyecto					
	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingresos						
<i>Ventas netas del producto</i>	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500
Egresos						
<i>Costos fijos</i>	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912
<i>Costos variables</i>	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045
<i>Costos de producción c/ depreciación</i>	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957

BNAI	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543
Impuestos a las ganancias	560.190	560.190	560.190	560.190	560.190	560.190
Beneficio Neto	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353
Depreciación	873.214	873.214	873.214	873.214	873.214	873.214
Egresos Iniciales						
<i>Inversión fija</i>						
<i>Terreno</i>						
<i>Capital de trabajo</i>						
Recuperación del capital						
Flujos de caja	1.913.567	1.913.567	1.913.567	1.913.567	1.913.567	1.913.567

Nota: de elaboración propia

Tabla P.3

Cuadro Flujo de Fondos en dólares.

TASA IMPOSITIVA	0,35					
	Ciclo de vida del proyecto					
	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15	Año 16
Ingresos						
<i>Ventas netas del producto</i>	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500
Egresos						
<i>Costos fijos</i>	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912
<i>Costos variables</i>	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045
<i>Costos de producción c/ depreciación</i>	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957
BNAI	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543
Impuestos a las ganancias	560.190	560.190	560.190	560.190	560.190	560.190
Beneficio Neto	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353
Depreciación	873.214	873.214	873.214	873.214	873.214	873.214
Egresos Iniciales						
<i>Inversión fija</i>						
<i>Terreno</i>						
<i>Capital de trabajo</i>						
Recuperación del capital						
Flujos de caja	1.913.567	1.913.567	1.913.567	1.913.567	1.913.567	1.913.567

Nota: de elaboración propia

Tabla P.4*Cuadro Flujo de Fondos en dólares.*

TASA IMPOSITIVA	0,35			
	Ciclo de vida del proyecto			
	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20
Ingresos				
<i>Ventas netas del producto</i>	39.025.500	39.025.500	39.025.500	39.025.500
Egresos				
<i>Costos fijos</i>	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912	-4.148.912
<i>Costos variables</i>	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045	-33.276.045
<i>Costos de producción c/ depreciación</i>	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957	-37.424.957
BNAI	1.600.543	1.600.543	1.600.543	1.600.543
Impuestos a las ganancias	560.190	560.190	560.190	560.190
Beneficio Neto	1.040.353	1.040.353	1.040.353	1.040.353
Depreciación	873.214	873.214	873.214	873.214
Egresos Iniciales				
<i>Inversión fija</i>				
<i>Terreno</i>				
<i>Capital de trabajo</i>				
Recuperación del capital				8.695.443
Flujos de caja	1.913.567	1.913.567	1.913.567	10.609.010

Nota: de elaboración propia

ANEXO Q: Análisis Ntog y relación L/D

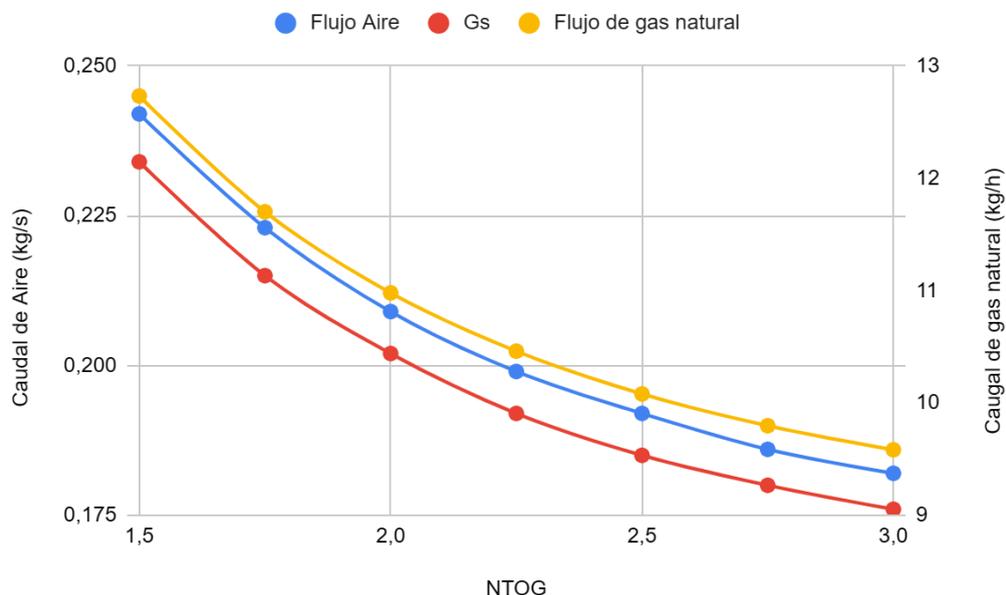
Para poder determinar el valor de NTOG y relación L/D se analizó la tendencia de distintas variables con estos valores.

Análisis para la determinación del NTOG

Según Mujumdar A. (2015) en su libro “Handbook of Industrial Drying”, el valor óptimo de NTOG está entre 1,5 y 3 por lo que se hace un análisis en estos valores.

Figura Q1

Variación de los caudales de Aire, Gas seco y Gas natural vs NTOG



Se observa una tendencia de baja de las tres variables con respecto a un aumento en el NTOG. Es más conveniente trabajar en una zona de NTOG alta.

Análisis para la determinación de relación L/D

Según Mujumdar la relación L/D puede variar entre 2 y 20, siendo más eficiente entre 5 y 11. Se decide hacer un barrido entre 2 y 20.

Se observa que a menor relación L/D es menor el largo (y por consiguiente el diámetro) y la potencia. Sin embargo se decide utilizar un valor de relación L/D=5 para estar dentro del rango óptimo de 5 y 11.

Los valores utilizados son NTOG=3 y L/D=5.

Figura Q2

Variación del largo con respecto al NTOG y a distintas relaciones

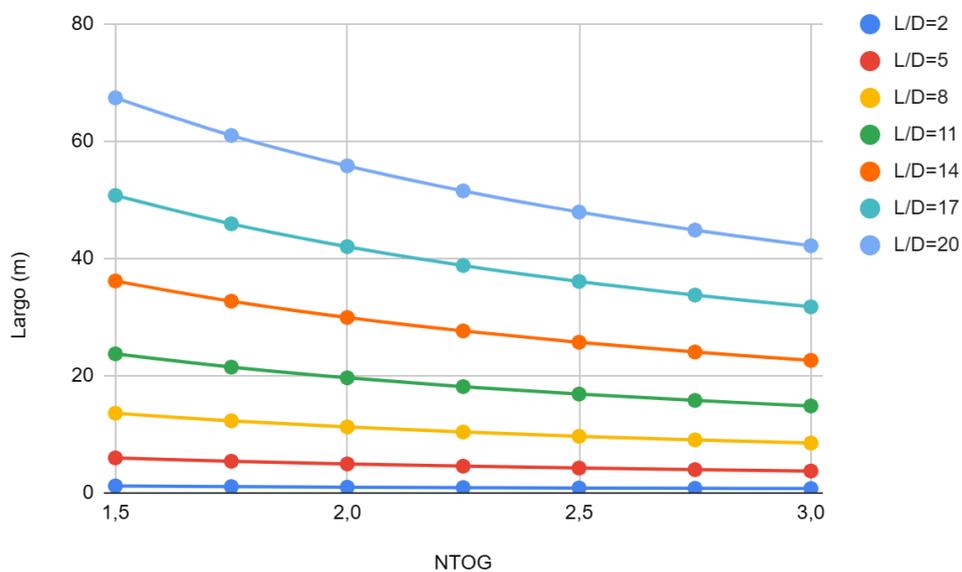
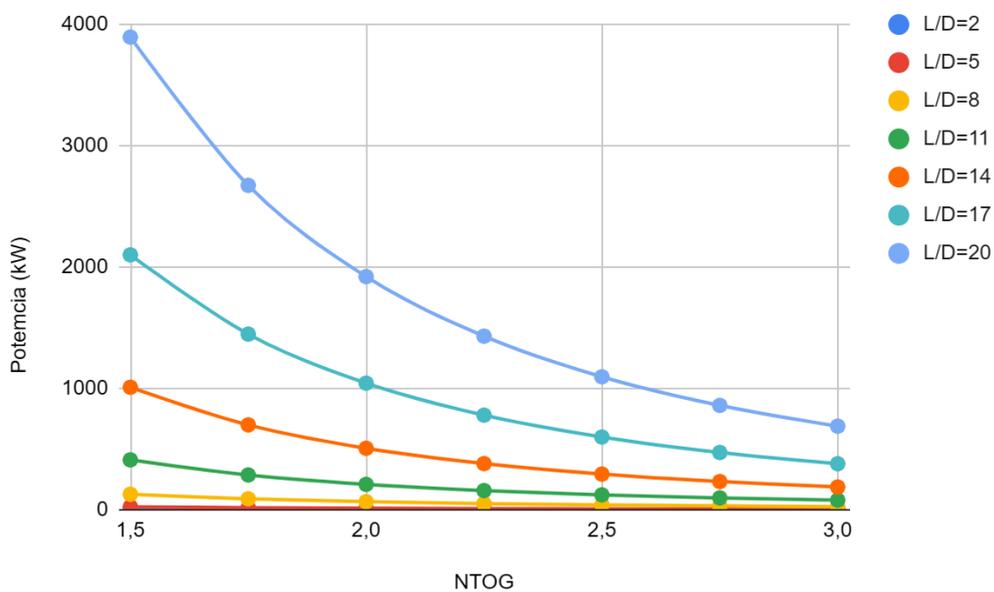


Figura Q3

Variación de la potencia con respecto al NTOG y a distintas relaciones



ANEXO R: Factores de Chilton (1949)

Valor del Equipo Instalado de Proceso	I_E
Factores experimentales como fracción de I_E	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f ₁
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f ₂
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f ₃
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f ₄
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f ₅
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	I_E (1+ Σf_i)

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f ₁₁
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f ₁₂
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f ₁₃
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	f_I = Σf_{1i} + 1
Inversión fija	I_F = I_E (1+ Σf_i) f_I

ANEXO S: Especificaciones bomba Roto Jet RO

Specifications	RO	High Speed Option
Maximum temperature	250° F 121° C	250° F 121° C
Maximum temperature (with Flush)	550° F 288° C	550° F 288° C
Maximum suction pressure	400 PSI 28 BAR	300 PSI 21 BAR
Maximum head	2600 Ft 792m	5200 Ft 1585m
Maximum speed	4380 RPM	6321 RPM
Maximum flow	450 GPM 102 m3/hr	600 GPM 136 m3/hr
Maximum horsepower	400 HP 300 KW	600 HP 447 KW
Weight	1200 lbs 544 kg	1200 lbs 544 kg

Materials of Construction		
Rotor*	Carbon steel 316 SS	CA 6NM CD4 MCu
Rotor cover	Carbon steel 316 SS	CA 6NM CD4 MCu
Manifold*	Carbon steel 316 SS	Carbon steel 316 SS
Endbell	Carbon steel Carbon steel	Carbon steel Carbon steel
Pick-up tube**	17-4 PH 17-4 PH	17-4 PH 17-4 PH
Shaft	AISI 4140 AISI 4140	AISI 4140 AISI 4140

* Also available in Ductile Iron and Hastelloy C

SS = Stainless Steel

** Also available in 718 Inconel

