



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**FACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICA DE LA RECUPERACIÓN
DE METALES PESADOS UTILIZANDO COMO BIOSORBENTE
SUSTANCIA POLIMÉRICAS EXTRACELULARES OBTENIDAS
DESDE LODO SANITARIO**

POR

Luz Constanza Espinoza de Vera

Memoria de Título para ser presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de
Concepción para optar al título profesional de Ingeniera Civil Química

Profesora Guía:

Marlene Roeckel von B.

Profesor comisión

Tatiana Bustamante

Septiembre 2023

Concepción (Chile)

© 2023, Luz Constanza Espinoza de Vera

© 2023, Luz Constanza Espinoza de Vera

Ninguna parte de esta tesis puede reproducirse o transmitirse bajo ninguna forma o por ningún medio o procedimiento, sin permiso por escrito del autor.

“-...Nuestra mayor debilidad radica en renunciar. La forma más segura de siempre tener éxito es intentarlo una vez más...”

Mark Twain

Quiero desear mis más sinceros agradecimientos a todas las personas que me crucé en mi camino al realizar el presente trabajo y además a todas aquellas que me han apoyado a lo largo de mi carrera. Gracias.

Resumen

Debido a los altos costos asociados a la gestión de lodos sanitarios provenientes de las plantas de tratamiento de aguas servidas, se propuso una nueva alternativa de valorización de los lodos, consistente en la extracción de sustancias poliméricas extracelulares (EPS) para ser utilizadas como material biosorbente de metales pesados en el tratamiento de efluentes industriales.

El objetivo de este trabajo fue estudiar el escalamiento y la factibilidad económica del proceso de extracción de EPS desde lodos sanitarios provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas, y su aplicación como biosorbente de metales pesados, para su validación industrial.

Para lo anterior, se abordó el diseño de una planta de extracción de EPS, considerando el dimensionamiento de los equipos mediante correlaciones ortodoxas y cotizaciones directas con proveedores. Además, se evaluó la aplicación del calor en el proceso, que maximiza la extracción de EPS, añadiendo dos intercambiadores a la planta propuesta. Para finalizar, se comparó el valor de adsorbentes comerciales para establecer un valor de venta del producto, que a su vez haga rentable el proceso, utilizando como referencia la adsorción de cobre.

Se obtuvo un costo de compra e instalación de los equipos de la planta de 1.249.718 USD para los costos calculados mediante correlaciones y 269.926 USD para los costos cotizados mediante proveedores. Se construyó un flujo de caja donde, para el valor de $9,1 \frac{USD}{kg\ EPS}$ para los datos de correlaciones y $4,0 \frac{USD}{kg\ EPS}$ para los datos obtenidos desde cotizaciones con proveedores, se obtuvo una factibilidad económica favorable con un tiempo de retorno de inversión de 1 año para el proceso en estudio. Se concluyó, además, que para tiempos de retribución de hasta 3 años el valor del EPS varía desde $8,5 \frac{USD}{kg\ EPS}$ hasta $2,4 \frac{USD}{kg\ EPS}$. El impacto de aplicar calor provocó un aumento significativo en los costos; por ejemplo, para llevar la temperatura de la corriente de proceso hasta 40°C, los costos ascienden hasta 2.159.342 USD para los cálculos mediante correlaciones, y 287.219 USD mediante cotización con proveedores. Estos costos se equipararon al momento de calcular los ingresos por conceptos de venta, obteniéndose un flujo de caja favorable al primer año para precio de venta de EPS de $8,1 \frac{USD}{kg\ EPS}$ (correlaciones) y $2,7 \frac{USD}{kg\ EPS}$ (proveedores). También se investigó la capacidad de adsorción de sorbentes comerciales y se obtuvo un precio mínimo para el EPS de $3,4 \frac{USD}{kg\ EPS}$ en base a su capacidad de adsorción. Se combinó la capacidad de adsorción y el precio de venta de los sorbentes para definir un “índice de adsorción” resultando valores entre 2,26 y $5,04 \frac{mg\ Cu^{2+}}{g\ adsorbente} / \frac{USD}{USD}$. Con lo anterior, el proceso en estudio es rentable en su desarrollo técnico-económico y la utilización de la EPS es viable en su uso como biosorbente. La implementación de calor en el proceso para maximizar la extracción resulta atractiva. Además, el valor de venta de la EPS está dentro del rango de los precios de los adsorbentes comerciales comunes, por lo que es factible su competencia con ellos.

Abstract

Due to the high costs associated with the management of sanitary sludge from sewage treatment plants, a new valorization alternative for the sludge was proposed, consisting of the extraction of extracellular polymeric substances (EPS) to be used as a biosorbent material for heavy metal treatment in industrial effluents. The objective of this work was to study the scaling and economic feasibility of the EPS extraction process from sanitary sludge from sewage treatment plants and its application as a biosorbent for heavy metals, for industrial validation.

To achieve this, the design of an EPS extraction plant was addressed, considering the sizing of equipment through orthodox correlations and direct quotations from suppliers. In addition, the application of heat in the process was evaluated, which maximizes the extraction of EPS, with the addition of two heat exchangers to the proposed plant. Finally, the value of commercial adsorbents was compared to establish a selling price for the product, which would also be profitable with the process, using copper adsorption as a reference.

The cost of purchasing and installing the equipment for the plant was 1.249.718 USD for costs calculated through correlations and 269.926 USD for costs quoted by suppliers. A cash flow was constructed, where for a value of $9,1 \frac{USD}{kg\ EPS}$ for correlation data and $4,0 \frac{USD}{kg\ EPS}$ for data obtained from the Alibaba platform, there was a favorable economic feasibility with a one-year return on investment for the studied process. It was also concluded that for payback periods of up to 3 years, the value of EPS ranged from $8,5$ to $2,4 \frac{USD}{kg\ EPS}$. The impact of applying heat resulted in a significant increase in costs. For instance, to raise the process stream temperature to $40^{\circ}C$, costs increased to 2.159.342 USD for calculations based on correlations and 287.219 USD for quotations from suppliers. These costs were balanced when calculating revenue from sales, resulting in a favorable cash flow in the first year for an EPS selling price of $8,1 \frac{USD}{kg\ EPS}$ (correlations) and $2,7 \frac{USD}{kg\ EPS}$ (suppliers). The adsorption capacity of commercial sorbents was also investigated, and a minimum price for EPS of $3,4 \frac{USD}{kg\ EPS}$ was obtained based on its adsorption capacity. The adsorption capacity and the selling price of the sorbents were combined to define an "adsorption index," resulting in values between 2,26 and 5,04 $\frac{mg\ Cu^{2+}}{g\ adsorbente\ USD}$. With the above, the process under study is profitable in its technical-economic development, and the use of EPS as a biosorbent is feasible. The implementation of heat in the process to maximize extraction is attractive. Furthermore, the selling price of EPS falls within the range of common commercial adsorbent prices, making it competitive with them.

Contenidos

Resumen	1
Abstract.....	2
Listado de tablas	6
Listado de figuras	8
Abreviaturas y símbolos	9
1. Introducción.....	10
2. Objetivos.....	11
2.1 Objetivo general.....	11
2.2 Objetivos específicos	11
3. Marco teórico.....	12
3.1 Producción de lodos en plantas de tratamiento de aguas residuales	12
3.2 Extracción de sustancias poliméricas extracelulares	13
3.3 Sustancias poliméricas extracelulares para extraer metales pesados	15
3.4 Ingeniería económica	16
4. Metodología.....	17
4.1 Producción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodos generados en plantas de tratamiento de aguas residuales	17
4.1.1 Funcionamiento del proyecto	17
4.1.2 Dimensionamiento de equipos	19
4.1.3 Suministros necesarios para la operación del proceso.....	20
4.1.4 Evaluación económica del proceso.....	20
4.2 Extracción de metales pesados utilizando biosorción con sustancias poliméricas extracelulares como biosorbente, y posterior comercialización del mineral.....	28
4.2.1 Extracción de un material estándar.....	28
4.2.2 Condiciones de extracción con sustancias poliméricas extracelulares	29
4.3 Incorporación de calor en el proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares	29
4.3.1 Dimensionamiento del intercambiador de calor	30
4.3.2 Teoría de cálculo para intercambiadores de calor	32
4.3.3 Suministros necesarios para la operación del intercambiador de calor	34
4.4 Planta piloto y planta industrial	35

5.	Resultados y discusión	36
5.1	Rendimiento de la extracción de sustancias poliméricas extracelulares en las plantas de tratamiento de aguas residuales	36
5.1.1	Balance de materia.....	36
5.1.2	Cantidad de sustancias poliméricas extracelulares producidas	36
5.2	Equipos requeridos por el proyecto y costos asociados.....	36
5.2.1	Inversión de equipos instalados requeridos en el proyecto	37
5.2.2	Inversión de suministros requeridos para la operación del proyecto.....	39
5.2.3	Costos asociados a la electricidad	39
5.2.4	Ahorro asociado al transporte.....	40
5.2.5	Ahorro asociado a la disposición final	40
5.3	Escalamiento a planta piloto del proyecto	40
5.4	Factibilidad del complejo industrial	40
5.4.1	Flujo de caja	41
5.4.2	Análisis de sensibilidad de costos asociados al proyecto	42
5.5	Adsorción de metales con adsorbentes	43
5.5.1	Rendimiento de la adsorción de metales con sustancias poliméricas extracelulares	44
5.5.2	Rendimiento de la adsorción de metales con otros adsorbentes.....	44
5.6	Implementación de calor en el proceso.....	45
5.6.1	Inversión en los intercambiadores de calor instalados	45
5.6.3	Flujo de caja para el proceso con implementación de calor	48
6.	Conclusiones.....	52
7.	Referencias	53
8.	Anexos.....	57
8.1	Metales pesados en suelos receptores	57
8.2	Datos de tubos para intercambiadores de calor	59
8.3	Diámetro de carcasa de intercambiadores de calor.....	60
8.4	Flujo de caja positivo para los años 2 y 3 mediante el método de correlaciones ..	61
8.4.1	Flujo de caja positivo para el año 2 mediante el método de correlaciones	61
8.4.2	Flujo de caja positivo para el año 3 mediante el método de correlaciones	61
8.5	Flujo de caja positivo para los años 2 y 3 mediante cotización directa con proveedores.....	62

8.5.1	Flujo de caja positivo para el año 2 mediante cotización directa con proveedores.....	62
8.5.2	Flujo de caja positivo para el año 3 mediante cotización directa con proveedores.....	62
	62

Listado de tablas

Tabla 1: Cantidad de lodos dispuestos a predio forestal en la VIII región por la empresa Biodiversa S.A. el año 2021 (Biodiversa, 2021)	13
Tabla 2: Composición general y propiedades de las sustancias poliméricas extracelulares (Navarro, 2021)	13
Tabla 3: Corrientes de proceso	14
Tabla 4: Materiales biosorbentes usados para la adsorción de metales pesados (Tejada-Tovar, Villabona-Ortiz, & Garcés-Jaraba, 2014).....	15
Tabla 5: Valores adsorbentes comerciales (Químicos, Productos Químicos, 2018).....	15
Tabla 6: Equipos del proceso de separación de sustancias poliméricas extracelulares	18
Tabla 7: Índice de Marshall & Swift (Remer & Mattos, 2003).....	21
Tabla 8: Factores de material para recipientes y estanques (Riquelme, 2023).....	22
Tabla 9: Factores de presión para recipientes y estanques (Riquelme, 2023)	22
Tabla 10: Factores de operación para bombas centrífugas (UNICEN, 2013)	22
Tabla 11: Factores de material para bombas centrífugas (UNICEN, 2013).....	23
Tabla 12: Factores de instalación de recipientes, estanques y bombas centrífugas según Guthrie (Riquelme, 2023).....	24
Tabla 13: Parámetro de corrección de Towler (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016)	24
Tabla 14: Factores de instalación de equipos según Towler (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016)	25
Tabla 15: Proveedores cotizados para los equipos de proceso	25
Tabla 16: Equipos de proceso que se añaden al proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodos sanitarios	29
Tabla 17: Factor de diseño para intercambiadores de calor	33
Tabla 18: Factor de presión para intercambiadores de calor	33
Tabla 19: Factor de material para intercambiadores de calor.....	33
Tabla 20: Dimensionamiento de recipientes y estanques de proceso.....	37
Tabla 21: Valor equipos de proceso mediante correlaciones (Guthrie y Towler).....	37
Tabla 22: Valor equipos de proceso mediante cotización directa con proveedores	38
Tabla 23: Valor de suministros para el funcionamiento del proyecto (químicos, 2023).....	39
Tabla 24: Valor de electricidad para el funcionamiento de la planta de procesos (Sasipa, 2023).....	39
Tabla 25: Resumen de costos de equipos de proceso	41
Tabla 26: Flujo de caja con método estimativo de correlaciones	41
Tabla 27: Flujo de caja con valores cotizados mediante cotización con proveedores	42
Tabla 28: Capacidad de adsorción de los distintos adsorbentes comerciales (Carbonel, 2018)	44
Tabla 29: Índice de adsorción de los adsorbentes comerciales	44
Tabla 30: : Dimensiones intercambiadores de calor mediante correlaciones de Guthrie para elevar la temperatura hasta 40°C	46

Tabla 31: Dimensiones intercambiadores de calor mediante correlaciones de Guthrie para elevar la temperatura hasta 80°C	46
Tabla 32: Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 40°C a través de correlaciones	46
Tabla 33:Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 80°C a través de correlaciones	46
Tabla 34:Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 40°C a través de cotización mediante proveedores	47
Tabla 35:Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 80°C a través de cotización mediante proveedores	47
Tabla 36: Inversión de capital total para proceso con intercambiadores de calor	47
Tabla 37: Valor de suministros para el funcionamiento del intercambiador de calor con temperatura final de 40°C.....	48
Tabla 38: Valor de suministros para el funcionamiento del intercambiador de calor con temperatura final de 80°C.....	48
Tabla 39: Flujo de caja con método de correlaciones para llevar la temperatura a 40°C	48
Tabla 40: Flujo de caja con método de correlaciones para llevar la temperatura a 80°C	49
Tabla 41: Flujo de caja con precios cotizados con proveedores para llevar la temperatura a 40°C	49
Tabla 42: Flujo de caja con precios cotizados con proveedores para llevar la temperatura hasta 80°C.....	50
Tabla 43: Resumen de costo de equipos calculado mediante correlaciones para llevar la temperatura del proceso hasta 40°C	50
Tabla 44: Resumen de costos de equipos cotizados mediante proveedores para llevar la temperatura del proceso hasta 40°C	50
Tabla 45: Concentraciones máximas permisibles (CMP) por Decreto (D.) 148/2004 de la norma Chilena ((MinSal), 2004)	57
Tabla 46: Concentraciones máximas de metales en lodos para aplicación a suelo según D.S. 4/2010 de la norma Chilena ((MinSeGPres), 2010)	58
Tabla 47: Concentraciones máximas de metales en suelo receptor ((MinSeGPres), 2010).	58
Tabla 48: Frecuencia de análisis a efectuar a los lodos ((MinSeGPres), 2010)	59

Listado de figuras

Figura 1: Operaciones unitarias asociadas al proceso de separación de EPS (Lastra, 2023)	14
Figura 2: Operaciones unitarias, con sus respectivos equipos, asociadas al proceso de extracción de EPS mediante decantación básica (Lastra, 2023)	17
Figura 3: Costos base para bombas centrífugas según el método de Guthrie (UNICEN, 2013)	23
Figura 4: Proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodo sanitario con implementación de calor	29
Figura 5: Diagrama de temperaturas en la carcasa y tubos de un intercambiador de calor (González-Mendizabal, 2002)	30
Figura 7: Gráfica de sensibilidad porcentual con respecto al flujo de caja del proceso	43
Figura 8: Datos de tubos para intercambiadores de calor (González-Mendizabal, 2002)	59
Figura 9: Diámetro de carcasa para intercambiadores de calor con respecto al número de pasadas y cantidad de tubos (González-Mendizabal, 2002)	60

Abreviaturas y símbolos

EPS	:	Sustancias poliméricas extracelulares (del inglés: Extracellular polymeric substance)
PTAR	:	Planta(s) de tratamiento de aguas residuales
SiSS	:	Superintendencia de Servicios Sanitarios
SBR	:	Reactores biológicos secuenciales (del inglés: Sequencing batch reactors)
D.S.	:	Decreto Supremo
MOP	:	Ministerio de Obras Públicas
MinSeGPRES	:	Ministerio Secretaría General de la Presidencia
MinSal	:	Ministerio de Salud
D.	:	Decreto
τ	:	Tiempo de residencia
USD	:	Dólares
VAN	:	Valor actual neto
AIU	:	Universidad internacional Atlántica (del inglés: Atlantic internacional university)
°C	:	Grados Celsius
M&S	:	Índice de Marshall y Swift
Cu^{2+}	:	Ion cobre
FCh	:	Fundación Chile
$\frac{USD}{kg}$:	Dólares por kilogramo de sustancia
kg	:	Kilogramo de sustancia
NaOH	:	Soda cáustica, Hidróxido de Sodio
T_{ml}	:	Temperatura media logarítmica
ft	:	Pie
S.A.	:	Sociedad anónima
$\frac{ton}{año}$:	Toneladas de sustancia en un periodo de tiempo de un año
$\frac{horas}{año}$:	Horas por año
$\frac{USD}{kW}$:	Dólares por kilowatt de energía consumida
$\frac{USD}{año}$:	Dólares en un periodo de tiempo de un año
$\frac{m^3}{h}$:	Metros cúbicos de sustancia en una hora
ICT	:	Inversión de capital total
$\frac{mg}{L}$:	Miligramos de sustancia por litro de solución
$\frac{mg Cu^{2+}}{g EPS}$:	Miligramos del ion cobre 2+ en un gramo de sustancia polimérica extracelular
$\frac{USD}{kg EPS}$:	Dólares en un kilogramo de sustancia polimérica extracelular
<1%	:	Menor al uno por ciento

1. Introducción

La producción y gestión de lodos y biosólidos de aguas residuales son esenciales en la ingeniería de agua y saneamiento. El enfoque histórico para resolver problemas de tratamiento ha convertido a los lodos en una carga económica y social. Se necesita un cambio hacia la recuperación de recursos, protegiendo el medio ambiente y la salud. Esto requerirá investigación, nuevas tecnologías y principios de ingeniería verde para lograr sostenibilidad económica, social y ambiental.

La gestión y disposición de lodos sanitarios plantea desafíos significativos, caracterizados por los altos costos de transporte y tratamiento, así como las limitaciones impuestas por la capacidad de carga de los suelos agrícolas utilizados para la disposición (Espinoza, 2021). En este contexto, se presenta en esta tesis una solución innovadora que no solo aborda estos desafíos, sino que también contribuye a la valorización de residuos y la recuperación de metales pesados.

Este enfoque implica la extracción de un biomaterial altamente eficiente y de bajo costo, utilizando lodos sanitarios generados en plantas de tratamiento de aguas residuales. Este biomaterial se deriva de las sustancias poliméricas extracelulares presentes en el lodo sanitario, las cuales han demostrado una sorprendente capacidad de adsorción de metales como cobre, cromo, cadmio, zinc, entre otros (Espinoza, 2021). Esto no sólo ofrece una solución para la gestión de lodos sanitarios, sino que también presenta la oportunidad de tratar efluentes industriales ricos en metales pesados, cerrando así el ciclo de valorización de recursos.

Un aspecto destacado de esta innovación es que, al extraer estas sustancias poliméricas extracelulares del lodo sanitario, se mejora significativamente su calidad, permitiendo su disposición segura en suelos forestales. Este proceso no solo elimina residuos, sino que también representa un enfoque más rentable y sostenible para las empresas involucradas.

Por ende, esta propuesta no sólo aborda los costos y riesgos asociados con la gestión de lodos sanitarios, sino que también promueve un modelo de economía circular al recuperar metales pesados y mejorar la calidad de los suelos, lo que beneficia tanto a las empresas como al medio ambiente.

2. Objetivos

2.1 Objetivo general

Estudiar el escalamiento y la factibilidad económica del proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodos sanitarios provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas, y su aplicación como biosorbente de metales pesados, para su validación industrial.

2.2 Objetivos específicos

- Estudiar el funcionamiento del proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodo sanitario.
- Estudiar el escalamiento del proceso a partir de datos experimentales y balances de materia.
- Determinar los costos de compra, instalación y operación de los equipos pertenecientes al complejo industrial y comparar diversas opciones de proveedores con estimaciones.
- Evaluar la factibilidad económica del proceso.
- Analizar la sensibilidad de las variables del proyecto e indagar como esta repercute en la factibilidad económica del mismo.
- Estudiar la implementación de calor en el proceso y proyectar como este afectará en la factibilidad económica del mismo.
- Investigar sobre la capacidad de adsorción de los adsorbentes comerciales que se utilizan en la industria.
- Evaluar el alcance de las correlaciones utilizadas en comparación a los valores extraídos de proveedores contactados a través de la plataforma Alibaba.

3. Marco teórico

En este capítulo se definen, en base a revisión bibliográfica, los principales aspectos teóricos abordados en este trabajo. Entre los temas abarcados, se encuentran el concepto de sustancia polimérica extracelular (EPS), la adsorción de metales, la extracción de EPS, entre otros.

3.1 Producción de lodos en plantas de tratamiento de aguas residuales

De acuerdo con la Ley 21.075, las aguas residuales son aquellas que se descargan luego de haber sido utilizadas en un proceso. En particular, las aguas servidas domésticas se definen como efluentes que tienen desechos de una edificación, provenientes del uso para aseo doméstico, aseo personal y aguas con excretas (MOP, 2018).

Posteriormente, deben ser derivadas, por normativa, a las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR), las que se encargan del control de materia orgánica, patógenos y microorganismos presentes en sus afluentes.

Los lodos son el subproducto generado en las PTAR, que se definen por el Decreto Supremo (D.S.) 4/2010 como residuos semisólidos que han sido generados en plantas de tratamiento de aguas servidas ((MinSeGPres), 2010). Estos residuos se clasifican de acuerdo a:

<u>Color</u>	: Los lodos primarios son de color café a gris y los activos, o parcialmente estabilizados, son color café amarillento
<u>Composición química</u>	: Cantidad de nutrientes, contenido orgánico, concentración de patógenos, compuestos orgánicos tóxicos y concentración de metales
<u>Clase</u>	: Reducción del potencial de atracción de vectores y la presencia de patógenos. Se clasifican como estabilizados, clase A y clase B. ((MinSeGPres), 2010)
<u>Metales pesados</u>	: Puede provocar intoxicaciones, daños ambientales, erosión etc. (Anexo 2). (Aconsa, 2021)

Los lodos, luego de pasar por la PTAR, se encuentran clasificados como clase B, lo que indica que pueden ser dispuestos en predios forestales.

De acuerdo con los datos presentados por la empresa Biodiversa S.A., en la actualidad el 100% de los lodos tratados se llevan a predio forestal como disposición final. Esto se encuentra registrado para el año 2021, por lo que se considera equivalente para el presente año.

Tabla 1: Cantidad de lodos dispuestos a predio forestal en la VIII región por la empresa Biodiversa S.A. el año 2021 (Biodiversa, 2021)

Mes	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	Total
Ton. Clase B	7.268	8.026	8.595	8.657	8.611	7.952	7.466	8.560	7.651	8.114	9.128	7.693	97.721
% Clase B	97%	98%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

El transporte de los lodos al recinto de disposición involucra grandes gastos para la empresa, por lo que se propone extraer desde los mismos sustancias poliméricas extracelulares (EPS). Esto sugiere una mejora en el proceso actual al plantear una disminución de las toneladas que deben ser dispuestas.

3.2 Extracción de sustancias poliméricas extracelulares

Las sustancias poliméricas extracelulares (EPS) son productos metabólicos de microorganismos que se acumulan en la superficie celular, que en los sistemas de biopelículas son frecuentemente responsables de unir células y otros materiales particulados (J. Morgan, 1990). Éstos se encuentran en aglomerados microbianos diversos, pero para este estudio, el enfoque es obtenerlo a partir de los microorganismos presentes en los lodos de PTAR (Navarro, 2021).

Los componentes de la EPS se detallan en la tabla que sigue. La proporción de éstos varían en función al aglomerado microbiano que esté en estudio y le proporciona propiedades diversas asociadas a su composición.

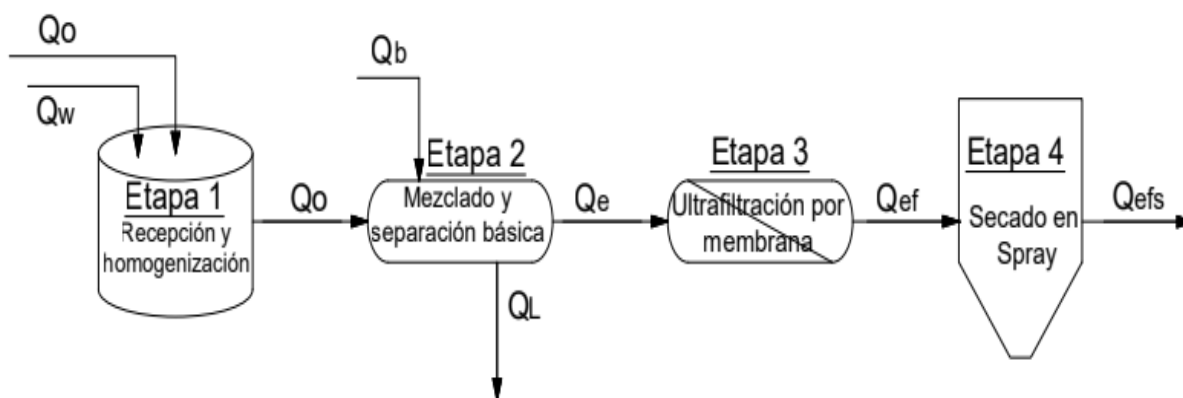
Tabla 2: Composición general y propiedades de las sustancias poliméricas extracelulares (Navarro, 2021)

Componente	Porcentaje de composición	Propiedades asociadas	Observación
Proteínas	20% - 90%	Las proteínas favorecen la adhesión, retención, agregación, unión, etc. de sustancias al EPS	Principales responsables de la floculación y biosorción. Influye en biodegradabilidad
Polisacáridos	10% - 60%	Los polisacáridos favorecen la adhesión, retención, agregación, unión, etc. de sustancias al EPS. Además, proporciona nutrientes	Responsables de floculación y biosorción. Influye directamente en propiedades de la EPS
Ácidos nucleicos	0% - 20%	Adhesión y agregación de células bacterianas. Proporciona nutrientes, intercambia información genética y exporta componentes celulares	Responsables de floculación y biosorción de la EPS
Lípidos	0% - 15%	Exportación de componentes celulares	Influye en floculación y biosorción utilizando EPS
Sustancias húmicas	0% - 20%	Exportación de componentes celulares	Influye en floculación y biosorción utilizando EPS

Dentro de sus características, la EPS presenta una buena capacidad de biosorción; es decir, la competencia de capturar partículas de la estructura celular a través de un proceso fisicoquímico (Cañizares-Villanueva, 2000). Por ende, se puede utilizar para formar trampas ambientales; inmovilizando y favoreciendo la extracción de elementos como por ejemplo, metales y/o cationes metálicos. Esto resulta relevante al considerarla una alternativa como adsorbente para extraer metales de efluentes mineros, corrientes contaminadas, etc.

Para realizar la extracción de la EPS desde los lodos producidos en las PTAR se consideran serie de operaciones unitarias para separar estas desde los lodos sanitarios, y purificar y secar el mismo posteriormente. Se muestra, a continuación, un diagrama con las etapas claves del proceso:

Figura 1: Operaciones unitarias asociadas al proceso de separación de EPS (Lastra, 2023)



Donde las corrientes que se presentan son detalladas en la tabla 3:

Tabla 3: Corrientes de proceso

Corriente	Descripción	Procedencia	Destino
Q_0	Corriente de lodo seco (84% humedad)	Camiones	Etapa 1
Q_w	Corriente de agua	Suministros	Etapa 1
Q_b	Corriente de soda cáustica (NaOH)	Suministros	Etapa 2
Q_L	Corriente de lodo de descarte	Etapa 2	Disposición
Q_e	Corriente de EPS	Etapa 2	Etapa 3
Q_{ef}	Corriente de EPS filtrado	Etapa 3	Etapa 4
Q_{efs}	Corriente de EPS filtrado y secado	Etapa 4	Envasado

3.3 Sustancias poliméricas extracelulares para extraer metales pesados

Dentro de los diferentes adsorbentes que se utilizan para la extracción de metales en la industria se detallan en la tabla 4:

Tabla 4: Materiales biosorbentes usados para la adsorción de metales pesados (Tejada-Tovar, Villabona-Ortiz, & Garcés-Jaraba, 2014)

Tipo de adsorbente	Biosorbente
Organismos vivos	Penicillium Aspergillus Rizopus Áecilomyces
Biomásas	Cáscara de tamarindo Cáscara de naranja Cáscara y semillas de manzana Cebada
Biopolímeros	Bentonita-Quitosano Quitosano Epiclorhidrinatrifosfato
Carbones activados	A partir de Escherichia coli A partir de Arthrobacter viscous A partir de cáscara de naranja A partir de cáscara de coco
Modificaciones químicas	Biomasa reticulada con glutaraldehído Biomasa reticulada con cloruro de calcio Biomasa modificada con ácido cítrico
Otros materiales	Arena Zeolita Cenizas volantes

El valor comercial de los adsorbentes varía dependiendo el tipo de adsorbente, procedencia, entre otros; siendo los más utilizados aquellos que siguen a continuación (tabla 5):

Tabla 5: Valores adsorbentes comerciales (Químicos, Productos Químicos, 2018)

Producto	Valor	Formato
Zeolita	1,43 $[USD/kg]$	25 kg
Sílica gel	10,6 $[USD/kg]$	25 kg
Carbón activado	6,04 $[USD/kg]$	25 kg
Alúmina	8,72 $[USD/kg]$	25 kg

USD/kg: Dólares por kilogramo de producto. kg: kilogramo

Si bien los adsorbentes no tienen la misma capacidad de remoción para los diversos metales a extraer, es posible fijar una comparativa en base a características para un mismo material

con la finalidad de llegar a una relación precio/capacidad de este. A este indicador se le llamará índice de adsorción”.

3.4 Ingeniería económica

La ingeniería económica se utiliza para evaluar si una propuesta es rentable. En este caso, se evaluó la factibilidad económica de la extracción de EPS, considerando los lodos que se trataron el año 2021 en la región del Biobío por la planta Biodiversa S.A.

De acuerdo con lo planteado, se realizó una estimación de la inversión total de capital, la cual incluye:

- Capital fijo : Construcción del proceso, costo material y de mano de obra requerida para construir la planta, además de edificios, arreglo de áreas, terreno, supervisión e inspección.
- Capital de trabajo : Costo asociado a la operación de la planta; materias primas, impuestos, dinero a recibir, dinero en efectivo y productos terminados y semi terminados en stock.
- Puesta en marcha : Modificaciones del proceso, mano de obra de partida y pérdidas en la producción.

Es con estos indicadores se realizó el flujo de caja, el cual permite analizar la factibilidad preliminar del proceso. Si éste es positivo, indica la existencia de ganancias a corto plazo luego de realizar la inversión. En esta etapa se resuelve si el proyecto es viable en su desarrollo.

Estos valores pueden verse afectados por fluctuaciones de parámetros que intervienen en el proceso en estudio, por lo que luego de realizar la ingeniería económica debe estudiarse las variables que podrían influir en el proceso y el análisis de sensibilidad.

4. Metodología

Los pasos generales que se llevaron a cabo para la elaboración del estudio de evaluación técnico-económica para extracción de EPS desde lodos sanitarios fueron:

- a) Estudio de antecedentes
- b) Recopilación de información
- c) Análisis de datos
- d) Estudio de los costos de la gestión
- e) Investigación del proceso de extracción de EPS
- f) Incorporación de calor
- g) Indagación de los adsorbentes comerciales

4.1 Producción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodos generados en plantas de tratamiento de aguas residuales

La producción de EPS desde lodos generados en las PTAR es un proceso innovador, el cual, en la actualidad, no ha sido implementado. Este se expone como una alternativa atractiva para su desarrollo, ya que actualmente todo el lodo que se produce es desechado, invirtiendo en gastos de traslado y disposición final muy elevados, sin retribución económica para la empresa.

4.1.1 Funcionamiento del proyecto

El método de extracción consiste en la solubilización de EPS. Para esto se utiliza lodo deshumidificado, al cual se le añade agua y posteriormente se somete a un tratamiento alcalino, para proceder con una etapa de separación. En esta tesis se agregó como etapa de separación una centrifugación la que arroja una corriente de lodo y el extracto de EPS. Posteriormente, el extracto de EPS ingresa a una filtración por membrana y secado en aerosol con la finalidad de obtener el producto listo para su almacenamiento y comercialización. Ilustrativamente, este se representa como sigue (figura2):

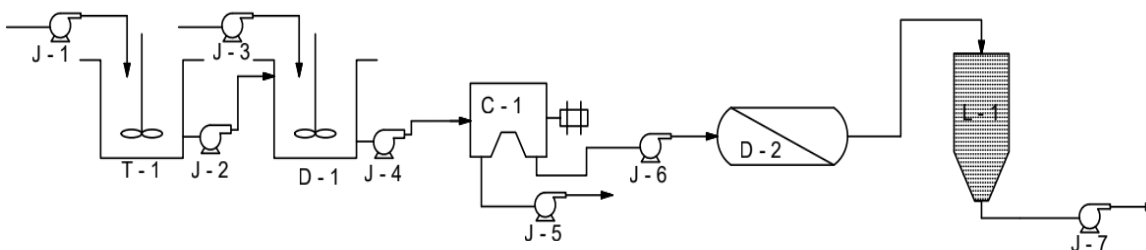


Figura 2: Operaciones unitarias, con sus respectivos equipos, asociadas al proceso de extracción de EPS mediante decantación básica (Lastra, 2023)

Los equipos presentados y sus funciones siguen a continuación:

Tabla 6: Equipos del proceso de separación de sustancias poliméricas extracelulares

Equipo	TAG	Corriente de entrada	Corriente de salida	Descripción
Estanque	T-1	J-1	J-2	Recepción de lodos procedente de plantas de aguas servidas
Reactor CSTR	D-1	J-2 J-3	J-4	Mezclado de lodo con soda cáustica
Centrífuga	C-1	J-4	J-5 J-6	Separación lodo de las sustancias poliméricas extracelulares
Ultrafiltración	D-2	J-6	L-1	Eliminación metabolitos de bajo peso molecular y purificar las sustancias poliméricas extracelulares
Secado en espray	L-1	D-2	J-7	Deshumidificación la corriente con sustancias poliméricas extracelulares para su envasado
Bomba	J-1	Camiones	T-1	Desplazar fluidos de camiones con desechos no estabilizados al estanque de recepción
Bomba	J-2	T-1	D-1	Desplazar el fluido desde el primer estanque hasta mezclado alcalino
Bomba	J-3	Área de suministros	D-1	Desplazar soda cáustica desde área de suministros hacia reactor CSTR
Bomba	J-4	D-1	C-1	Desplazar el flujo de proceso desde la etapa de mezclado a la separación mediante centrífuga
Bomba	J-5	C-1	Lodo clase B	Desplazar el lodo separado del proceso de centrifugado
Bomba	J-6	C-1	D-2	Desplazar las sustancias poliméricas extracelulares desde la centrifugación a la separación por membrana
Bomba	J-7	L-1	Envasado	Llevar las sustancias poliméricas extracelulares seco a embazado para su posterior comercialización

El rendimiento de extracción derivado del proceso es de $35,9 \frac{mg\ EPS}{g\ de\ lodo}$ (Lastra, 2023), con ello, y a través de la cantidad anual de lodos que debe procesar la PTAR, se obtuvo la cantidad de EPS que podría producir la misma, a partir de la ecuación que sigue:

$$C_{EPS,y} = R_{EPS,L} \cdot C_{L,y} \quad (1)$$

En donde:

$C_{EPS,y}$: Cantidad de EPS producida anualmente en el proceso	$\left[\frac{kg\ EPS}{ton\ lodo\ a\ tratar} \right]$
$R_{EPS,L}$: Rendimiento de extracción de EPS	$\left[\frac{mg\ EPS}{g\ de\ lodo} \right]$
$C_{L,y}$: Cantidad de lodo a tratar anualmente por la empresa	$\left[\frac{ton\ lodo\ a\ tratar}{año} \right]$

4.1.2 Dimensionamiento de equipos

Para el dimensionamiento de estanques y recipientes se utilizaron las correlaciones de Guthrie (Riquelme, 2023), ya que este método proporciona una confianza aceptable y fórmulas para el dimensionamiento de equipos variados utilizados en las plantas de procesos químicos. Esto es:

$$V = Q \cdot \tau \quad (2)$$

En donde:

V	: Volumen	$[m^3]$
Q	: Caudal volumétrico	$\left[\frac{m^3}{día} \right]$
τ	: Tiempo de residencia	$[día]$

El tiempo de residencia se consideró medio día ($\tau = 0.5 [día]$), lo cual resulta un periodo razonable teniendo en consideración que el fluido fluye constantemente a través de los equipos de proceso.

$$V_{real} = \frac{V}{0,9} \quad (3)$$

En donde:

V_{real}	: Volumen real	$[m^3]$
V	: Volumen	$[m^3]$

(*) Siendo 0,9 el factor de seguridad para el cálculo del volumen real (Riquelme, 2023)

Luego:

$$D = \frac{4}{9 \cdot \pi} \cdot V_{real}^{1/3} \quad (4)$$

En donde:

D	: Diámetro del estanque o recipiente	[m]
V_{real}	: Volumen real	[m ³]

Y para la altura

$$H = \frac{D}{3} \quad (5)$$

En donde:

H	: Altura del estanque o recipiente	[m]
D	: Diámetro del estanque o recipiente	[m]

Para los otros equipos se calculó el costo de estos sin necesidad de dimensionamiento, ya que existen correlaciones directas. Para la filtración con membrana, se dimensionó el equipo como un recipiente horizontal (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016).

4.1.3 Suministros necesarios para la operación del proceso

Los insumos necesarios para la operación del proceso son: el reactivo soda caustica (NaOH); requerida para la extracción básica del EPS, y la membrana purificadora que forma parte del proceso de ultrafiltración.

4.1.4 Evaluación económica del proceso

a) Teoría de cálculo para valorizar equipos instalados

Para realizar los cálculos del costo de compra e instalación de los equipos se utilizaron dos fuentes distintas, las correlaciones de Guthrie y Towler, y la cotización de equipos a través de la proveedores directos; con la finalidad de comparar los resultados obtenidos y con ello tener una mejor aproximación del capital requerido. Ambos se detallan a continuación:

Correlaciones (Riquelme, 2023)

El índice de Marshall y Swift (M&S) es uno de los métodos más populares para realizar escalas de tiempo en los costos de inversión, actualizando los valores a presente a través de coeficientes tabulados (Riquelme, 2023). Estas fórmulas ayudaron a llevar las correlaciones utilizadas para el dimensionamiento y costo a su valor presente. Estos índices se encuentran en la tabla 7:

Tabla 7: Índice de Marshall & Swift (Remer & Mattos, 2003)

Año	Valor	Año	Valor	Año	Valor
1987	806,9	1998	1061,8	2009	1487,2
1988	841,4	1999	1062,3	2010	1446,5
1989	886,5	2000	1069,9	2011	1476,7
1990	910,2	2001	1094,5	2012	1536,5
1991	928,5	2002	1096,4	2013	1552,8
1992	939,8	2003	1113,1	2014	1566,9
1993	958,0	2004	1133,2	2015	1598,1
1994	985,0	2005	1218,0	2016	1582,3
1995	1020,4	2006	1274,8	2017	1593,7
1996	1036,0	2007	1353,8	2018	1638,2

Para actualizar el índice al presente año se tiene:

$$Costo \text{ año } 2 = Costo \text{ año } 1 \cdot \frac{\text{Índice M\&S año } 2}{\text{Índice M\&S año } 1} \quad (6)$$

Estos valores se pueden extrapolar en la ecuación (7):

$$Costo_2 = 0.409 \cdot Costo_1^2 + 17.44 \cdot Costo_1 + 809.74 \quad (7)$$

- Para los recipientes y estanques:

$$C_c = \frac{M\&S}{280} \cdot 101.9 \cdot D^{1.066} \cdot H^{0.82} \cdot F_c \quad (8)$$

En donde:

C_c	: Costo de compra del equipo	[USD]
$M\&S$: Índice de Marshall y Swift	[adimensional]
D	: Diámetro del equipo	[ft]
H	: Altura del equipo	[ft]
F_c	: Factor de corrección	[adimensional]

El factor de corrección depende de:

$$F_c = F_m \cdot F_p \quad (9)$$

En donde:

F_c	: Factor de corrección	[adimensional]
F_m	: Factor de material	[adimensional]
F_p	: Factor de presión	[adimensional]

Los factores antes mencionados se encuentran en las figuras que siguen a continuación (tabla 8 y 9):

Tabla 8: Factores de material para recipientes y estanques (Riquelme, 2023)

Material	CS	SS	MONEL	TI
Fm/Soldado	1,00	2,25	3,89	4,25
Fm/Sólido	1,00	3,67	6,34	7,89

CS: Acero carbono. SS: Acero inoxidable. MONEL: Níquel. TI: Titanio.

Tabla 9: Factores de presión para recipientes y estanques (Riquelme, 2023)

Presión máxima [psi]	50	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
Fp	1,00	1,25	1,55	2,00	2,40	2,80	3,00	3,25	3,80	4,00	4,20

Fp: Factor de presión.

- Para las bombas se utilizó la correlación:

$$C_c = C_b \cdot F_m \cdot F_o \quad (10)$$

En donde:

C_c	: Costo de compra	[USD]
C_b	: Costo base	[USD]
F_m	: Factor de material	[adimensional]
F_o	: Factor de operación	[adimensional]

Estos valores se extraen de factores (ver tablas 10 y 11):

Tabla 10: Factores de operación para bombas centrífugas (UNICEN, 2013)

Límite de operación	Valor máximo		
Presión de succión [psig]	150	500	1000
Temperatura del sistema [°F]	250	550	850
Factor Fo	1,0	1,5	1,9

Tabla 11: Factores de material para bombas centrífugas (UNICEN, 2013)

Material	Fm	Material	Fm
Hierro moldeado	1,00	Worthite	2,44
Bronce	1,28	Hastelloy C	2,89
Acero colado	1,32	Monel	3,23
Acero inoxidable	1,93	Níquel	3,48
Carpenter 20	2,10	Titanio	8,98

Fm: Factor del material.

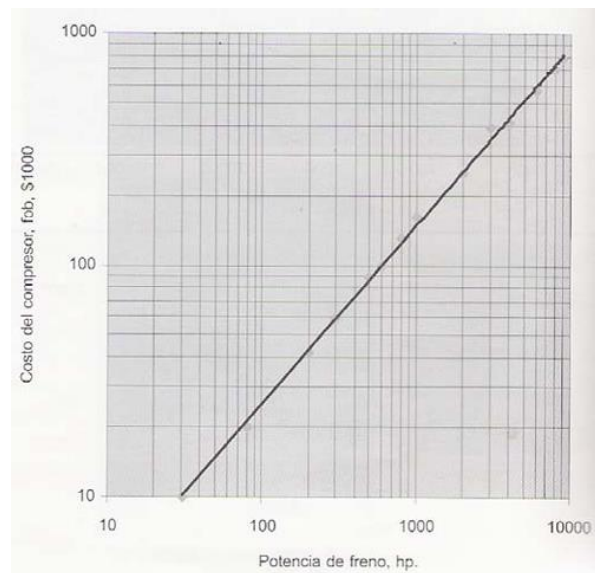


Figura 3: Costos base para bombas centrífugas según el método de Guthrie (UNICEN, 2013)

Para pasar del costo de compra al costo instalado, el parámetro anterior debe multiplicarse por factores de instalación, los cuales están tabulados para los distintos equipos.

$$C_i = C_c \cdot F_i \quad (11)$$

En donde:

- C_i : Costo de instalación [USD]
- C_c : Costo de compra [USD]
- F_i : Factor de instalación [adimensional]

En el caso de los equipos requeridos estos se encuentran a continuación:

Tabla 12: Factores de instalación de recipientes, estanques y bombas centrífugas según Guthrie (Riquelme, 2023)

Equipo	Factor de instalación (F_i)
Estanques	3,18
Recipientes	2,18
Bombas	4

- Para el costo de compra de la centrífuga y el secador en espray se utiliza la correlación de Towler (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016):

$$C_c = a + b \cdot S^n \quad (12)$$

En donde:

C_c	: Costo de compra	[USD]
a	: Constante	[USD]
b	: Constante	[USD]
S	: Parámetro de magnitud del equipo	[adimensional]
n	: Exponente del equipo	[adimensional]

En donde sus parámetros son (tabla 13):

Tabla 13: Parámetro de corrección de Towler (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016)

Equipo	Unidad	S mínimo	S máximo	a	b	N
Centrífuga	L/s	0.2	126	8000	240	0.9
Evaporadores	kW	50	1500	24000	3500	0.9

L/s: Litros por segundo. kW: kilowatt.

A partir del costo de compra del equipo, puede obtenerse el costo instalado multiplicando el costo de compra por un factor de instalación:

$$C_i = C_c \cdot F_i \quad (13)$$

En donde:

C_i	: Costo de instalación	[USD]
C_c	: Costo de compra	[USD]
F_i	: Factor de instalación	[adimensional]

Tabla 14: Factores de instalación de equipos según Towler (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016)

Tipo de equipo	Factor de instalación (Fi)
Compresores	2,5
Columnas de destilación	4
Calentadores encendidos	2
Intercambiadores de calor	3,5
Instrumentos	4
Equipamiento misceláneo	2,5
Estanques a presión	4
Bombas	4

b) Cotización mediante proveedores

La plataforma Alibaba proporciona contacto directo con proveedores de todo el mundo para cotizar y concretar venta de equipos, insumos, indumentaria, etc. Para este caso, se utilizó el contacto directo con las empresas fabricantes de los productos requeridos y se cotiza su valor de compra, añadiendo el 40% (Aduanas, 2020) alusivo al impuesto de importación, seguros, transportes, entre otros costos; utilizándose este valor como el costo instalado del equipo. También se consideraron empresas chilenas para la cotización.

Los proveedores de los equipos se encuentran en la tabla 15:

Tabla 15: Proveedores cotizados para los equipos de proceso

Equipo	Proveedor
Estanque	Hebei Long Zhuo Trade C.O. Ltda. (Plataforma Alibaba, China)
Reactor CSTR	Hebei Long Zhuo Trade C.O. Ltda.
Centrífuga	Alfa Laval (Proveedor local, Chile)
Ultrafiltración	Cheero enviromental protection technology (Schenzhen) C.O. Ltda. (Plataforma Alibaba, China)
Secado en <i>espray</i>	Zhejiang leadtop pharmaceutical machinery C.O. Ltda. (Plataforma Alibaba, China)
Bombas	Dongguan Jiekai Industrial Equipament C.O. Ltda. (Plataforma Alibaba, China)

c) Teoría de cálculo para valorizar suministros

Para el reactivo soda cáustica, se tiene la referencia experimental la cual indica un requerimiento de 18 g de NaOH para una alimentación de 2 kg de lodo húmedo. Con ello, se escala utilizando una proporción directa con la alimentación real:

$$q_{NaOH} = q_{feed} \cdot \frac{0.018}{2} \quad (14)$$

En donde:

$$q_{NaOH} \quad : \quad \text{Caudal de soda cáustica} \quad \left[\frac{kg}{día} \right]$$

$$q_{feed} \quad : \quad \text{Caudal de alimentación} \quad \left[\frac{kg}{día} \right]$$

En cambio, para la membrana perteneciente al proceso de ultrafiltración, se informó por parte del proveedor del equipo que la duración de ésta fluctúa entre los 12 a 18 meses, por lo que se seleccionó, como referencia, un recambio cada un año. El valor de la membrana también es informado por el proveedor.

d) Teoría de cálculo para costos energéticos

Al tener en conocimiento la cantidad de equipos que permiten cumplir con los requerimientos del proceso, se obtiene el requerimiento energético para el funcionamiento de cada equipo, proporcionado, entre otras fuentes, por el proveedor.

A continuación, se deben considerar las horas de funcionamiento anuales de la planta, las que se pueden aproximar por la regla heurística que indica 340 días anuales (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016)

Para concluir, se obtiene el valor de la energía desde la empresa de energía eléctrica (Empresa Nacional de Electricidad S.A.) para el presente año.

Con los datos mencionados, el costo energético resulta al utilizar la ecuación que sigue:

$$V_e = c_e \cdot w_e \quad (15)$$

En donde:

$$V_e \quad : \quad \text{Valor de la electricidad para el periodo de tiempo que se requiera} \quad \left[\frac{pesos}{tiempo} \right]$$

$$c_e \quad : \quad \text{Costo de la electricidad según el mercado por unidad de energía} \quad \left[\frac{pesos}{energía} \right]$$

$$w_e \quad : \quad \text{Requerimiento de energía del proceso por unidad deseada de tiempo} \quad \left[\frac{energía}{tiempo} \right]$$

e) Método de cálculo para costos de transporte

El transporte a la planta de tratamiento y desde la misma a la disposición final se realizó mediante camiones. Éstos deben instalar y retirar contenedores con lodo y transportar el mismo en contenedores, en camiones de uno o dos ejes, o en bateas, en camiones *batea* y *amplirroll* (Jaramillo, 2021).

La elección del contenedor depende el destino al que se dirija, para el transporte a la PTAR y desde la planta al predio forestal. En este caso, el trayecto tiene como destino predios forestales, por lo que se utilizan *bateas* para el transporte del lodo.

El costo del transporte, por tanto, está determinado por:

- El tipo de camión que hace los traslados
- La distancia que el medio de transporte debe recorrer
- La masa que transporta el vehículo
- Otros menores (peajes, transportista, arriendo contenedor, etc.)

Este concepto ya es un gasto que desembolsa la empresa, por lo que se considera un ingreso por ahorro de traslado del EPS que se extrae. Para este cálculo se utiliza como referencia la información que se tiene con anterioridad (Jaramillo, 2021).

f) Método de cálculo para costos de disposición final

Actualmente, todo el lodo producido por la PTAR es derivado a predio forestal, siendo ya un costo que la empresa realiza, por lo que el mismo no se considera como egreso para el flujo de caja, si no que como ingreso por concepto de ahorro por disponer de menos tonelaje de lodo para predio forestal. El ingreso anual por concepto de extracción de EPS se calcula como (ec. 16):

$$C_{df} = q_{feed} \cdot \frac{365}{1000} \cdot C_u \quad (16)$$

En donde:

C_{df}	:	Ingreso por disposición final	$\left[\frac{USD}{año} \right]$
q_{feed}	:	Caudal másico de EPS	$\left[\frac{kg}{día} \right]$
C_u	:	Costo unitario	$\left[\frac{USD}{ton} \right]$

g) Teoría utilizada para realizar la evaluación económica del proyecto

Con la finalidad de estimar la rentabilidad del proyecto, se realiza un flujo de caja, el cual es un esquema que presenta sistemáticamente costos e ingresos proyectados periodo a periodo (Córdoba, 2020). Este indicador permite tener una vista rápida de las proyecciones financieras para el proyecto, señalando como será su rentabilidad a corto, mediano y largo plazo. En caso de ser positivas sus cifras, se clasifica como favorable y se da certeza a su continuidad.

Para su realización, se consideran los ingresos por concepto de ganancia en la extracción de EPS y la disminución en el material que se traslada y dispone, mientras que los egresos son la inversión de capital total, los suministros y la electricidad. Estos ítems se desglosan en una tabla y se les asigna la operación correspondiente, obteniendo el total y, con ello, se caracterizó el indicador en positivo o negativo.

h) Teoría utilizada para el análisis de sensibilidad

Al resultado del flujo de caja se le llama valor actual neto (VAN), el cual se observa como varía al modificar variables. Se puede, con esto, identificar la influencia de cada variable en el proceso, permitiendo medir el riesgo que cada una de estas representa. (Software DELSOL, 2021)

Este se calcula como:

$$S_{\%,n} = \frac{VAN_n - VAN}{VAN} \cdot 100\% \quad (17)$$

En donde:

- $S_{\%,n}$: Sensibilidad porcentual con respecto a la modificación de la variable n
- VAN : Valor actual neto del proyecto que se está evaluando
- VAN_n : Nuevo valor adquirido por el VAN luego de modificar una variable n

Dependiendo la magnitud de la sensibilidad obtenida, la influencia que ejerce la variable sobre el proceso es de mayor o menor relevancia. Si la sensibilidad cuenta con cifras positivas; la influencia de la variable modificada resulta beneficiosa para el proceso. En cambio, si se obtienen cifras negativas; podría resultar perjudicial la variación de determinado parámetro en el proceso.

4.2 Extracción de metales pesados utilizando biosorción con sustancias poliméricas extracelulares como biosorbente, y posterior comercialización del mineral

La EPS presenta una buena capacidad de biosorción, que tiene alto potencial para ser aplicado en efluentes industriales, para la recuperación de metales como un adsorbente de bajo costo, lo cual permitiría obtener utilidades desde un residuo que es altamente contaminante, debido a la alta cantidad de metales pesados perjudiciales para la salud pertenecientes la misma.

4.2.1 Extracción de un material estándar

Para poder establecer un rango de comparación del funcionamiento de distintos adsorbentes utilizados actualmente en la industria, se debe establecer una medida estándar. Por esto, se consideran factores iniciales como el pH, la temperatura, la concentración de metal y de adsorbente, y la razón entre ambos, como una comparativa prudente para establecer un índice de capacidad/precio.

Se definió un índice de adsorción dividiendo la capacidad de adsorción del adsorbente por el precio de éste, para comparar cómo ambos parámetros se relacionan entre los adsorbentes. A este índice se le llamó “índice de adsorción”.

4.2.2 Condiciones de extracción con sustancias poliméricas extracelulares

El método propuesto para extraer EPS es una separación alcalina en base a soda cáustica. El lodo diluido se utiliza en proporción 1:2 con respecto a la cantidad de agua que posee el mismo. Por lo tanto, en esta evaluación económica se consideraron estas condiciones por haberse considerado óptimas (Castro, 2023).

Para hacer el ensayo de adsorción, se utilizó como metal el cobre en condiciones ideales, en una solución mono metal sintética. La adsorción se realizó a pH 5, con una relación metal/EPS de 1:4. La concentración inicial de cobre fue 100 mg/L (Castro, 2023).

4.3 Incorporación de calor en el proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares

Resulta relevante analizar y evaluar el proceso de extracción de la EPS incorporando calor, ya que se ha reportado que la extracción de EPS en presencia de calor se duplica a 40°C, triplica a 60°C y cuadruplica a 80°C (Bou-Sarkis, y otros, 2022). Por lo tanto, en este trabajo se agregó al caso base analizado anteriormente dos intercambiadores de calor, uno para calentar la mezcla y otro para recuperar calor (ver figura 4 y tabla 15).

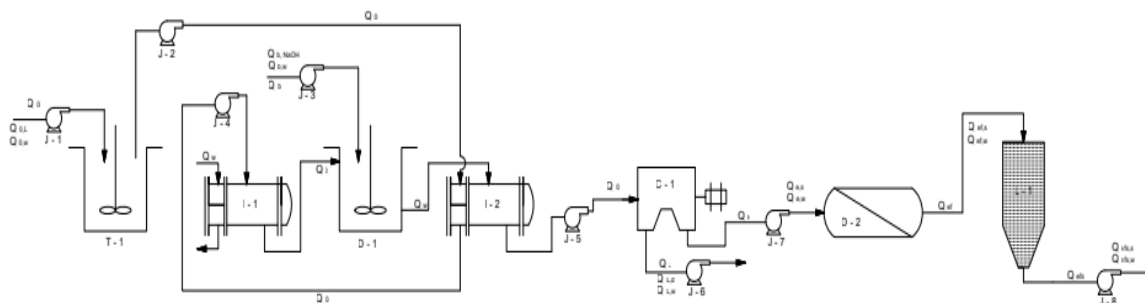


Figura 4: Proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodo sanitario con implementación de calor

Tabla 16: Equipos de proceso que se añaden al proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodos sanitarios

Equipo	TAG	Corriente de entrada	Corriente de salida	Descripción
Intercambiador de calor	I-1	I-2	D-1	Calentar la corriente de proceso previo mezclado alcalino
Intercambiador de calor	I-2	D-1	J-5	Pre calentamiento de corriente de proceso previo ingreso a intercambiador de calor

4.3.1 Dimensionamiento del intercambiador de calor

Una vez fijadas las temperaturas de entrada y salida de los afluentes que pasaran por tubos y carcasa, se calculó el calor transferido en el proceso. Para esto se utilizó la ecuación (18):

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (18)$$

En donde:

Q	: Calor transferido en el proceso	[kW]
m	: Caudal másico de fluido	$\left[\frac{kg}{h}\right]$
c_p	: Calor específico del fluido	$\left[\frac{J}{kg \cdot K}\right]$
ΔT	: Diferencia de temperatura del fluido	[K]

Luego, se debe calcular la temperatura media logarítmica, para lo cual se debe considerar (figura 5):

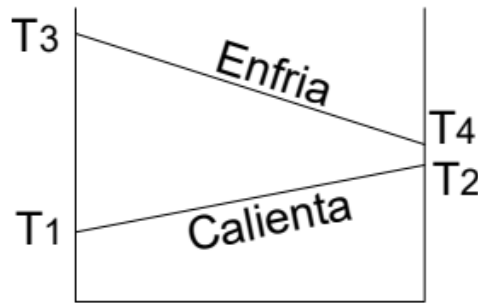


Figura 5: Diagrama de temperaturas en la carcasa y tubos de un intercambiador de calor (González-Mendizabal, 2002)

Con ello, se calcula como (ec. 19):

$$T_{ml} = \frac{(T_3 - T_1) - (T_4 - T_2)}{\ln\left(\frac{T_3 - T_1}{T_4 - T_2}\right)} \quad (19)$$

En donde:

T_{ml}	: Temperatura media logarítmica	[K]
T_i	: Temperaturas del proceso	[K]

Luego, se puede relacionar el calor transferido con el área de intercambio como (ec. 20):

$$Q = U \cdot A \cdot T_{ml} \quad (20)$$

En donde:

Q	: Calor transferido en el proceso	$\left[\frac{BTU}{h} \right]$
U	: Coeficiente de transferencia de calor	$\left[\frac{BTU}{K \cdot ft^2} \right]$
A	: Área de intercambio de calor	$[ft^2]$
T_{ml}	: Temperatura media logarítmica	$[K]$

Con este dato y extrayendo del Anexo 2 los datos de área superficial de tubos existentes, se pueden calcular los pies de tubos necesarios para el intercambio como (ec. 21):

$$t_t = \frac{A}{a} \quad (21)$$

En donde:

t_t	: Longitud total de tubo requerido	$[ft]$
A	: Área de intercambio de calor	$[ft^2]$
a	: Área superficial del tubo	$[ft^2]$

Con ello, la cantidad de tubos requeridos se extrae al conocer el largo de los tubos y la cantidad de pasadas que el fluido realiza a través del intercambiador, quedando como (ec. 22):

$$t_r = \frac{t_t}{p \cdot L} \quad (22)$$

En donde:

t_r	: Cantidad de tubos requeridos	$[adimensional]$
-------	--------------------------------	------------------

t_t	: Longitud total de tubo requerido	[ft]
p	: Número de pasadas a través del intercambiador de calor	[adimensional]
L	: Largo de los tubos	[ft]

Luego el largo de la carcasa se define mediante (ec. 23):

$$L_c = L + 2 \quad (23)$$

En donde:

L_c	: Largo de la carcasa	[ft]
L	: Largo de los tubos	[ft]

Y para definir el diámetro del intercambiador de calor, al fijar el ángulo del arreglo de tubos y la distancia de separación entre los mismos, se selecciona en la figura del Anexo 3 el diámetro de carcasa que resiste la cantidad de tubos que se requiere. Si este diámetro es menor que un metro, se trunca al valor por seguridad (González-Mendizabal, 2002). Para este caso, se utilizó el arreglo más común de tipo triangular con separación de 1,00 in.

4.3.2 Teoría de cálculo para intercambiadores de calor

a) Correlaciones

De acuerdo con el método de Guthrie se calculó el valor de compra de un intercambiador de calor como:

$$C_c = \frac{M\&S}{280} \cdot 101,3 \cdot A^{0,65} \cdot F_c \quad (24)$$

En donde:

C_c	: Costo de compra del intercambiador de calor	[USD]
$M\&S$: Índice de Marshall y Swift para el año 2023	[USD]
A	: Área de intercambio de calor	[ft ²]
F_c	: Factor de corrección para intercambiadores de calor	[adimensional]

De donde el factor de corrección se extrae de 3 factores que se detallan a continuación (González-Mendizabal, 2002):

- Factor de diseño (F_d):

Tabla 17: Factor de diseño para intercambiadores de calor

Presión (P) [psi]	Factor de diseño (F_d)
$P \leq 150$	1,35
$300 \geq P > 150$	1
$400 \geq P > 300$	0,85
$800 \geq P > 400$	0,8

- Factor de presión (F_p):

Tabla 18: Factor de presión para intercambiadores de calor

Presión (P) [psi]	Factor de presión (F_p)
$P \leq 150$	0
$300 \geq P > 150$	0,1
$400 \geq P > 300$	0,25
$800 \geq P > 400$	0,52
$1000 \geq P > 800$	0,25

- Factor de material (F_m):

Tabla 19: Factor de material para intercambiadores de calor

Material de carcasa	Material de tubos	Factor de material (F_m)
Acero carbono	Acero carbono	1
Acero carbono	Bromo	1,3
Acero carbono	MONEL	2,15
Acero carbono	Acero inoxidable	2,81
Acero inoxidable	Acero inoxidable	3,75
Acero inoxidable	MONEL	3,1
MONEL	MONEL	4,25
Titanio	Titanio	13,05

MONEL: Níquel.

Finalmente se utiliza la ecuación 25:

$$F_c = F_m \cdot (F_d + F_p) \quad (25)$$

En donde:

F_c : Factor de corrección para intercambiadores de calor [adimensional]

F_m	: Factor de material	[adimensional]
F_d	: Factor de diseño	[adimensional]
F_p	: Factor de presión	[adimensional]

Para calcular el costo instalado del equipo se utiliza la ecuación (13) con el resultado de la ecuación (24).

b) Cotización con proveedores

Mediante la plataforma de Alibaba se cotizó directamente con los proveedores un intercambiador de tubos y carcasa que cumpliera la capacidad requerida por el mismo según los cálculos de diseño y se comparó el valor con el obtenido mediante correlaciones.

Para la cotización de los intercambiadores de calor se consultó a la empresa Zhejiang Joston Machinery C.O. Ltda (Plataforma Alibaba, China).

4.3.3 Suministros necesarios para la operación del intercambiador de calor

Se requirió de una corriente de vapor de agua a 100°C para el calentamiento del afluente. Para ésta, se tiene que el valor del suministro es \$256.589 $\frac{\text{pesos}}{\text{ton}}$, correspondiendo a 313,7 $\frac{\text{USD}}{\text{ton}}$ (TLV, 2023).

Siendo el valor del suministro (ec.26):

$$C_s = q_s \cdot V \cdot h \quad (26)$$

En donde:

C_s	: Costo suministro	$\left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right]$
q_s	: Flujo másico	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right]$
V	: Valor del suministro	$\left[\frac{\text{USD}}{\text{ton}} \right]$
h	: Horas año de trabajo	$\left[\frac{\text{h}}{\text{año}} \right]$

4.4 Planta piloto y planta industrial

El complejo que se diseñó es a nivel industrial, y su escalamiento a planta piloto dependerá de la capacidad mínima de los equipos que se requieren en el proceso. Si el equipo más caro del proceso no discrepa su valor en gran medida con el equipo a nivel piloto, entonces será recomendado no realizar la planta a nivel piloto (Sías, 1998).

Por otra parte, si el dimensionamiento de los equipos es relativamente pequeño, es otra variable por considerar para no escalar la planta a nivel piloto.

5. Resultados y discusión

En este capítulo se muestran y analizan los resultados obtenidos de los cálculos realizados en este trabajo. El procedimiento de cada cálculo se encuentra detallado en el capítulo anterior.

5.1 Rendimiento de la extracción de sustancias poliméricas extracelulares en las plantas de tratamiento de aguas residuales

De acuerdo con los datos proporcionados por la empresa Biodiversa S.A. sobre la producción de lodos que actualmente realizan en las PTAR se estima la cantidad de EPS que se podría extraer de los mismos. Esto se hace en base a los ensayos de laboratorio en donde se calculó que por cada 2 kg de lodo húmedo se extraen 1,351 kg de EPS húmedo.

5.1.1 Balance de materia

La etapa donde cambian las corrientes de proceso corresponde al mezclado alcalino, en el reactor con agitación, por lo que el balance global de materia se realiza en la misma:

Corriente	Flujo másico $\left[\frac{kg}{día}\right]$	Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{día}\right]$
Q_0	83.461	69,78
Q_W	83.461	83,71
Q_b	1.502	0,72
Q_L	58.688	59,34
Q_e	109.737	100,03

Es importante destacar que la corriente de EPS (Q_e) corresponde en un 97,3% a agua.

Con este balance se realizaron los cálculos de los equipos requeridos para el proceso, al dimensionar los mismos con los flujos requeridos para la operación del proceso.

5.1.2 Cantidad de sustancias poliméricas extracelulares producidas

De los datos informados el año 2021 (Biodiversa, 2021), anualmente se tratan $30.046 \frac{ton}{año}$ de lodos, por lo que anualmente se producen $10.787 \frac{ton}{año}$ de EPS para el porcentaje de extracción registrado.

Al tener la cantidad de EPS que se produce, se puede calcular los ingresos que se retribuyen por venta del producto.

5.2 Equipos requeridos por el proyecto y costos asociados

Los equipos requeridos en el proceso son aquellos que se mostraron en la figura 3 en la sección de metodología, el costo de estos se calculó mediante 2 alternativas: correlaciones ortodoxas y cotización directa con proveedores.

Como resultado, se diseñó una planta de extracción que contiene una serie de etapas unitarias: estanque ecualización, reacción de extracción, separación, secado por aspersion e intercambio de calor.

El dimensionamiento de equipos fue realizado mediante correlaciones ortodoxas, y su costo de compra e instalación fue realizado mediante correlaciones y cotizaciones con proveedores, y se concluyó que los valores obtenidos por correlaciones son más elevados que los cotizados por proveedores.

5.2.1 Inversión de equipos instalados requeridos en el proyecto

El dimensionamiento de los recipientes y estanques se muestra en la tabla 20:

Tabla 20: Dimensionamiento de recipientes y estanques de proceso

Equipo	Volumen (V) [m^3]	Volumen real (V_R) [m^3]	Diámetro (D) [m]	Altura (H) [m]
D-1	63	70	5,44	3,00
T-1	63	70	5,44	3,00
T-2	35	39	5,3	1,8

Por otra parte, el índice de Marshall y Swift queda representado por la ecuación 28:

$$Costo_2 = 0,409 \cdot Costo_1^2 + 17,44 \cdot Costo_1 + 809,74 \quad (28)$$

Tomando como referencia el año 2019, se tiene que el índice para el año 2023 es:

$$M\&S (2023) \quad : \quad 1889,57$$

El costo de los equipos depende de la referencia de la cual se extrae:

a) Correlaciones:

Mediante las correlaciones de Guthrie y Towler se tiene que el valor de los equipos es (tabla 21):

Tabla 21: Valor equipos de proceso mediante correlaciones (Guthrie y Towler)

Equipo	TAG	Costo de compra (C_C) [USD]	Costo de instalación (C_i) [USD]
Estanque	T-1	10.298	32.749
Recipiente	D-1	96.809	211.043
Bombas	J-1	153	614
Bombas	J-2	153	614
Bombas	J-3	153	614

Bombas	J-4	153	614
Bombas	J-5	153	614
Bombas	J-6	153	614
Bombas	J-7	153	614
Bombas	J-8	153	614
Filtro	D-2	61.934	135.016
Centrífuga	C-1	298.581	746.453
Secador	L-1	29.887	119.547
Total		502.419	1.249.718

b) Proveedores:

De acuerdo con la plataforma antes mencionada, se tienen los siguientes valores (tabla 22):

Tabla 22: Valor equipos de proceso mediante cotización directa con proveedores

Equipo	TAG	Costo de compra (C_c) [USD]	Costo de instalación (C_i) [USD]
Estanque	T-1	1.615	2.261
Recipiente	D-1	3.167	4.433
Bombas	J-1	2.143	3.001
Bombas	J-2	2.143	3.001
Bombas	J-3	2.143	3.001
Bombas	J-4	2.143	3.001
Bombas	J-5	2.143	3.001
Bombas	J-6	2.143	3.001
Bombas	J-7	2.143	3.001
Bombas	J-8	2.143	3.001
Filtro	D-2	49.000	68.600
Centrífuga	C-1	75.500	90.600
Secador	L-1	57.160	80.024
Total		203.586	269.926

En resumen, estos equipos se valorizaron para estimar un costo de compra de éstos, lo cual permitió tener una vista preliminar del costo de compra e instalación de los equipos, que son requeridos para la puesta en marcha del complejo.

Luego de definir las etapas elementales del proceso, se dedujo la factibilidad de su implementación a escala industrial. Se determinó que los costos de inversión e instalación son equiparables con los ingresos obtenidos por la venta del producto.

5.2.2 Inversión de suministros requeridos para la operación del proyecto

Para el NaOH requerido basta con calcular la cantidad de soda cáustica requerida anualmente y multiplicar la misma por el precio, el cual es $2 \frac{USD}{kg}$ (Químicos, Soda cáustica en escamas, 2018).

Por otra parte, se requiere anualmente un cambio del filtro de membrana para la ultrafiltración con membrana, precio el cual se extrajo de la plataforma Alibaba (Cheero enviromental protection technology (Schenzhen) C.O. Ltda., China), detallado en la tabla 23.

Los valores de los suministros se exponen a continuación:

Tabla 23: Valor de suministros para el funcionamiento del proyecto (químicos, 2023)

Suministro	Cantidad requerida anualmente	Costo unitario	Costo total $\left[\frac{USD}{año}\right]$
Soda cáustica	$548 \frac{ton}{año}$	$2 \frac{USD}{kg}$	1.162.588
Filtro de membrana	$1 \frac{unidad}{año}$	$61 \frac{USD}{unidad}$	61
Costo total anual			1.162.649

Estos suministros son los requeridos para el funcionamiento del complejo. En conclusión, el costo de los suministros es similar al costo de compra e instalación de los equipos.

5.2.3 Costos asociados a la electricidad

Tomando en consideración la potencia requerida por cada uno de los equipos; para $8.400 \frac{hora}{año}$ de trabajo (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016), y con el valor de la electricidad (Sasipa, 2023) de $0,439 \frac{USD}{kW}$, se obtienen los siguientes costes:

Tabla 24: Valor de electricidad para el funcionamiento de la planta de procesos (Sasipa, 2023)

Equipo	TAG	Potencia [kW]	Costo energía total anual $\left[\frac{USD}{año}\right]$
Estanque	T-1	5,97	21.999
Reactor	D-1	5,97	21.999
Bomba	J-1	5,50	20.282
Bomba	J-2	5,50	20.282
Bomba	J-3	7,46	27.498
Bomba	J-4	5,50	20.282
Bomba	J-5	5,50	20.282
Bomba	J-6	7,46	27.498
Bomba	J-7	7,46	27.498
Bomba	J-8	7,46	27.498
Centrífuga	C-1	25,70	94.771
Secador en <i>espray</i>	L-1	35,0	129.065
Costo total anual			545.611

El costo energético no es distintivamente elevado, en comparación al costo de compra de equipos o suministros.

5.2.4 Ahorro asociado al transporte

Al extraer la EPS a partir de lodos, según lo evaluado por Jaramillo (2021), se observa un ahorro del 7.9% por concepto de despacho de toneladas de lodo a disposición final. Considerando el proceso de encalado realizado por Biodiversa S.A., deben disponerse $30.465 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$ de lodo a disposición final; en cambio, si se extrae el EPS deben disponerse solo $28.043 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$. Con ello, el gasto por concepto de transporte disminuye desde $636.765 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$ hasta $586.173 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$.

5.2.5 Ahorro asociado a la disposición final

Actualmente, teniendo en cuenta que todos los residuos son dispuestos en predios forestales, y que la cantidad de éstos que se disponen es la misma que se transporta, el ahorro se traduce en $38.719 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$.

5.3 Escalamiento a planta piloto del proyecto

Teniendo en cuenta que el equipo de mayor valor del complejo es la centrífuga, y que el valor de la más pequeña que se podría adquirir corresponde al 60,6% del precio de la requerida para tratar la totalidad de los lodos, para un flujo de $5,82 \frac{m^3}{h}$, se consideró que la planta industrial es suficiente para el proceso, ya que esta es bastante pequeña como para no requerir ser escalada a piloto (Pinkerton, Schmidt, Xamplas, & Kolbe, 2016).

Por ende, no será requerido escalar la planta a piloto, sino que basta con el dimensionamiento a complejo industrial.

5.4 Factibilidad del complejo industrial

El flujo de caja es una herramienta fundamental al desarrollar un proyecto para evaluar su rentabilidad en periodos de tiempo. Ésta se desarrolló en este trabajo para dilucidar si es factible la extracción de EPS desde lodos sanitarios. Para ello, se valoraron los distintos costos e ingresos presentes en el proyecto; esto nos indicó la viabilidad de la extracción.

Además, se observó como fluctúan los parámetros involucrados en el flujo de caja, y su repercusión en el valor neto del mismo, indicando mayor incidencia o, por el contrario, baja participación.

La presente tesis estudió la factibilidad técnica y económica del proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares (EPS) a partir de lodos desaguados de plantas de tratamiento de vertidos domésticos. Se demostró que esta iniciativa es rentable técnicamente factible y económicamente rentable.

5.4.1 Flujo de caja

La inversión de capital total (ICT) para ambos casos es (tabla 25):

Tabla 25: Resumen de costos de equipos de proceso

Forma de estimación	Correlaciones	Proveedores
Costo instalado (C_i)	1.249.718	269.924
Inversión de capital total (ICT)	5.724.197	1.236.356

Al efectuar un análisis de costo al variar el precio de venta, el flujo de caja resulta positivo al año 1 con el método de las correlaciones para un valor de EPS de $8,5 \frac{USD}{kg}$ (ver tabla 26):

Tabla 26: Flujo de caja con método estimativo de correlaciones

		[USD]			
		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
		2024	2025	2026	2027
Costos fijos	ICT	-5.724.197	0	0	0
Costos anuales	Reactivos	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588
	Insumos	0	-61	-61	-61
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	7.406.339	7.406.339	7.406.339	7.406.339
	Disposición final	38.719	38.719	38.719	38.719
	Traslado	25.296	25.296	25.296	25.296
Total		37.958	5.800.052	11.562.146	17.324.240

Para el flujo de caja con método estimativo de correlaciones (ver Anexo 4) resulta positivo el flujo de caja al año 2 para un valor de venta de EPS de $5,2 \frac{USD}{kg}$ y resulta positivo el flujo de caja para el año 3 para un valor de venta de EPS de $4,1 \frac{USD}{kg}$.

Para los equipos cotizados mediante proveedores, el flujo de caja resulta positivo al año 1 para un valor de EPS de $3,4 \frac{USD}{kg}$ (ver tabla 23):

Tabla 27: Flujo de caja con valores cotizados mediante cotización con proveedores

		[USD]			
		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
		2024	2025	2026	2027
Costos fijos	ICT	-1.236.356	0	0	0
Costos anuales	Reactivos	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588
	Insumos	0	-61	-61	-61
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	2.962.536	2.962.536	2.962.536	2.962.536
	Disposición final	38.719	38.719	38.719	38.719
	Traslado	25.296	25.296	25.296	25.296
Total		81.995	1.400.286	2.718.576	4.036.867

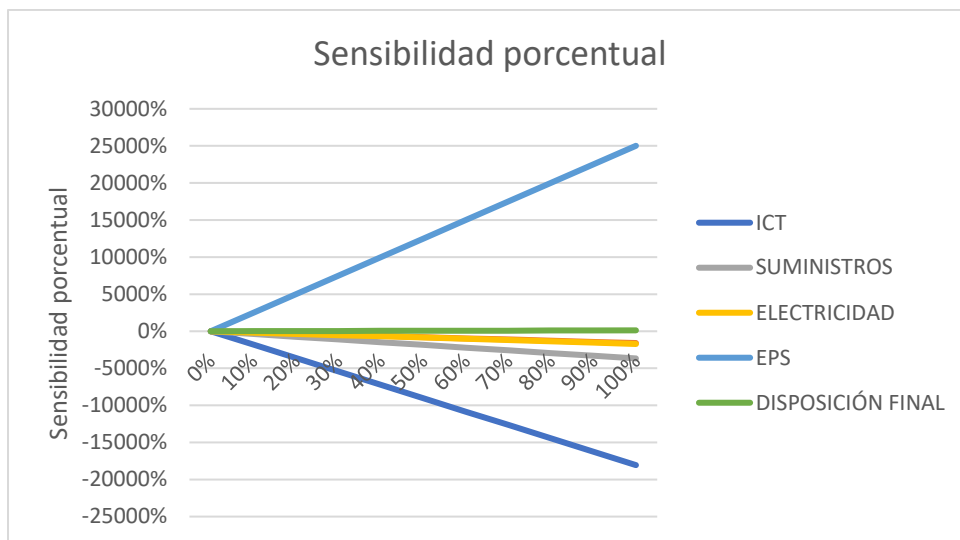
Por otra parte, resulta positivo el flujo de caja al año 2 para un valor de venta de EPS de $2,6 \frac{USD}{kg}$ y resulta positivo el flujo de caja para el año 3 para un valor de venta de EPS de $2,4 \frac{USD}{kg}$ (ver Anexo 5).

Se observa que el valor de venta de la EPS fluctúa entre 8,5 a $4,1 \frac{USD}{kg}$, para mantener flujos de caja positivos al primer año de funcionamiento.

5.4.2 Análisis de sensibilidad de costos asociados al proyecto

Tomando en consideración el VAN, definido en la metodología como el resultado del flujo de caja, se evaluó la repercusión de las variables de proceso en el mismo, variando en porcentajes de 10 en 10% los costos e ingresos del proceso y viendo cómo esto repercute en el nuevo valor del VAN obtenido. Los resultados se ilustran en la figura 7.

De la figura se puede concluir que el flujo de caja es más sensible a los gastos de inversión de capital total (ICT) y al ingreso por concepto de venta de EPS. Por ende, ambas variables, en caso de ser modificadas, tendrán una mayor incidencia en el proceso. Por ejemplo, añadir un equipo al proceso afectará de forma considerable en el flujo de caja.



(*) ICT: Inversión de capital total

Figura 6: Gráfica de sensibilidad porcentual con respecto al flujo de caja del proceso

Los métodos que se utilizaron para valorizar los equipos presentan diferencias importantes entre sus valores. El método de Guthrie es uno de los métodos que actualmente aún se utiliza para estimar de costos de equipos. Sin embargo, es un método creado en 1968 y los costos se ven afectados con el paso del tiempo, haciendo que las estimaciones pierdan exactitud (Sías, 1998). Además, utiliza factores por ajuste y los índices que se aplican a los costos bases del equipo, lo cual resulta cuestionable pues los factores afectan al costo del equipo. Es por ello, que se buscó otro método actual y comparable con las cifras preliminares que entregan las correlaciones.

Por ende, para esta investigación se consideró más realista el costo de la planta a través de cotizaciones directas con proveedores, la cual presenta un costo menor de equipos que las correlaciones, y que es más realista que las mismas, ya que se cotiza directamente mediante los requerimientos del proceso y con características propias de cada equipo.

Las correlaciones utilizadas para calcular el costo de compra e instalación de todos los equipos a utilizar en el proceso de extracción son poco eficaces en la estimación de costos, debido a su antigüedad. Por ello, se plantea como alternativa más real, una cotización mediante proveedores.

5.5 Adsorción de metales con adsorbentes

La adsorción de metales se destaca entre los métodos de tratamientos de residuos industriales líquidos que permiten remover metales presentes en solución, por su alta eficiencia y simplicidad (Castro, 2023). Actualmente, se busca reemplazar los adsorbentes convencionales por adsorbentes naturales. La biosorción se presenta como una alternativa que utiliza adsorbentes naturales, como la EPS.

5.5.1 Rendimiento de la adsorción de metales con sustancias poliméricas extracelulares

De los estudios precedentes (Castro, 2023), se tiene que para el ensayo de adsorción de cobre con EPS a un pH 5, con concentración inicial de cobre de $100 \frac{mg}{L}$ en una relación 1:4, se observa una capacidad de adsorción de $37,92 \frac{mg Cu^{2+}}{g EPS}$. La capacidad de adsorción se utilizó para estimar un precio de venta de la EPS, al comparar la misma con la capacidad de adsorción de los sorbentes comerciales y como se relaciona esta con el precio del producto.

Se validó que las EPS son viables de utilizar como biosorbentes, al comparar su capacidad de extracción con otros adsorbentes utilizados comercialmente.

5.5.2 Rendimiento de la adsorción de metales con otros adsorbentes

Dependiendo del adsorbente, y las condiciones de adsorción, varía la capacidad de adsorción de los distintos materiales. A continuación, en tabla 28, se muestran algunos de los más utilizados en el mercado.

Tabla 28: Capacidad de adsorción de los distintos adsorbentes comerciales (Carbonel, 2018)

Adsorbente	Temperatura de medición	pH	Concentración inicial $\left[\frac{mg Cu^{2+}}{L}\right]$	Capacidad de adsorción $\left[\frac{mg}{g}\right]$	Relación	Precio de venta del adsorbente $\left[\frac{USD}{kg}\right]$
Zeolita	20 °C	5	5000	24	1:2	1,43
Bentonita	20 °C	3	100	32,26	1:1	1,11
Carbón activado	20 °C	4,75	50	45,45	1:20	6,04

El índice de adsorción definido como la división entre la capacidad de adsorción del adsorbente por el precio de éste, resulta (ver tabla 29):

Tabla 29: Índice de adsorción de los adsorbentes comerciales

Adsorbente	Índice de adsorción $\left[\frac{mg/g}{USD}\right]$
Zeolita	16,78
Bentonita	29,06
Carbón activado	7,52

A mayor valor del índice, indica una mayor capacidad de adsorción en proporción al precio de venta de este, por ende, y con la capacidad de adsorción de la EPS, se puede fijar un margen de precio para el mismo adsorbente, siendo este desde 2,26 a $5,04 \frac{USD}{kg}$. El precio de venta calculado con los costos de la compra de equipos cotizados mediante proveedores se

encuentra entre los valores indicados. Y si se tomase el valor de $3,4 \frac{USD}{kg EPS}$, el índice de adsorción para el EPS sería 11,15, valor el cual se encuentra en la media de los datos de los índices.

El precio de venta mínimo de la EPS calculado mediante el flujo de caja se encuentra en el rango de valores comerciales de los adsorbentes industriales, por lo que es viable su competitividad.

5.6 Implementación de calor en el proceso

El objetivo de esta sección es analizar una eventual mejora en el rendimiento de extracción aplicando calor. Esto se realizó incorporando dos intercambiadores de calor tal como se muestra en la figura 4 de la metodología.

El primer intercambiador tuvo por objetivo calentar la corriente de proceso, mientras que el segundo permite recuperar calor del proceso en estudio. Como se dijo con anterioridad, ambos intercambiadores son necesarios para maximizar la extracción de la EPS, la cual duplica su rendimiento de extracción, si ésta se realiza a 40°C, se triplica para 60°C y se cuadruplica para 80°C (Bou-Sarkis, y otros, 2022).

Para este trabajo, evaluó cómo repercute la incorporación de intercambiadores de calor en el proceso de extracción en los costos, determinando su viabilidad económica.

Se evaluó la implementación de calor en la extracción, y resulta factible la implementación de calor en el proceso para maximizar la extracción de EPS; y los costos totales resultantes son equiparables con los ingresos por venta de EPS. Los costos de incorporar intercambiadores de calor en el proceso de extracción de EPS no son significativamente elevados, en comparación con los ingresos que se retribuyen por la venta del EPS.

Se concluye que se debiera ensayar la aplicación de calor en el proceso a 40 °C. Si bien el rendimiento de extracción aumenta a temperaturas más altas, y los ingresos por ventas son más atractivos, la obtención de EPS a altas temperaturas podría eventualmente desnaturalizar las proteínas con una pérdida de la capacidad de adsorción de metales, lo que no se ha ensayado.

5.6.1 Inversión en los intercambiadores de calor instalados

Los dos intercambiadores de calor requeridos en el proceso (figura 4) se calculan mediante correlaciones de Guthrie (Riquelme, 2023). Para la factibilidad económica se estudiarán dos casos: llevar el fluido de procesos a 40°C y a 80°C.

Las dimensiones de los intercambiadores de calor requeridos se encuentran en las tablas 30 y 31:

Tabla 30: : Dimensiones intercambiadores de calor mediante correlaciones de Guthrie para elevar la temperatura hasta 40°C

Equipo	Área de intercambio [m ²]	Calor transferido [kW]	Diámetro (D) [m]	Largo (L) [m]
I-1	40	82	1	3
I-2	156	98	1	3

Tabla 31: Dimensiones intercambiadores de calor mediante correlaciones de Guthrie para elevar la temperatura hasta 80°C

Equipo	Área de intercambio [m ²]	Calor transferido [kW]	Diámetro (D) [m]	Largo (L) [m]
I-1	122	163	1	3
I-2	347	343	1	3

Para el cálculo económico se utilizaron dos metodologías: mediante correlaciones (caso a) y a través de cotizaciones con proveedores (caso b):

a) Correlaciones:

Los valores para los intercambiadores de calores requeridos para llevar el fluido de proceso hasta 40°C mediante el método de estimación de correlaciones se encuentran en la tabla 32:

Tabla 32: Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 40°C a través de correlaciones

Equipo	TAG	Costo de compra (C _C) [USD]	Costo de instalación (C _i) [USD]
Intercambiador	I-1	222.138	598.949
Intercambiador	I-2	115.223	310.675
Total		337.361	909.624
Total acumulado		839.780	2.159.342

Por otro lado, los valores para los intercambiadores de calores requeridos para llevar el fluido de proceso hasta 80°C mediante el método de estimación de correlaciones se encuentran en la tabla 33:

Tabla 33: Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 80°C a través de correlaciones

Equipo	TAG	Costo de compra (C _C) [USD]	Costo de instalación (C _i) [USD]
Intercambiador	I-1	460.766	1.242.361
Intercambiador	I-2	193.805	522.557
Total		654.571	1.764.918
Total acumulado		1.156.990	3.014.636

b) Cotizaciones con proveedores:

Los valores para los intercambiadores de calores requeridos para llevar el fluido de proceso hasta 40°C mediante la cotización directa con proveedores se encuentran en la tabla 34:

Tabla 34: Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 40°C a través de cotización mediante proveedores

Equipo	TAG	Costo de compra (C_C) [USD]	Costo de instalación (C_i) [USD]
Intercambiador	I-1	7.646	10.706
Intercambiador	I-2	4.705	6.587
Total		12.352	17.293
Total acumulado		215.938	287.219

Los valores para los intercambiadores de calores requeridos para llevar el fluido de proceso hasta 80°C mediante la cotización directa con proveedores se encuentran en la tabla 35:

Tabla 35: Valores intercambiadores de calor para llegar hasta 80°C a través de cotización mediante proveedores

Equipo	TAG	Costo de compra (C_C) [USD]	Costo de instalación (C_i) [USD]
Intercambiador	I-1	10.588	14.823
Intercambiador	I-2	9.117	12.764
Total		19.705	27.587
Total acumulado		223.291	298.513

Con ello la inversión de capital total queda (tabla 36):

Tabla 36: Inversión de capital total para proceso con intercambiadores de calor

	40°C	80°C
ICT (correlaciones)	11.211.039	17.105.203
ICT (Proveedores)	1.792.356	1.830.080

Esta inversión, comparada con la del complejo industrial sin intercambiadores de calor, aumenta en más de 200% utilizando correlaciones, y en un 144% considerando cotizaciones mediante proveedores, costos que tienen una relevante significancia.

5.6.2 Inversión de suministro requerido para el intercambio de calor

El suministro que requieren los intercambiadores de calor es vapor de agua a 100°C, en la proporción que se indica a continuación. Para llevar la temperatura de la corriente de proceso hasta 40°C el costo del suministro se detalla en la tabla 37:

Tabla 37: Valor de suministros para el funcionamiento del intercambiador de calor con temperatura final de 40°C

Suministro	Cantidad requerida anualmente	Costo unitario	Costo total $\left[\frac{USD}{año}\right]$
Vapor de agua	44,06 $\frac{ton}{año}$	313,7 $\frac{USD}{ton}$	13.822
Costo total anual			13.822
Costo total acumulado			1.176.410

Para llevar la temperatura de la corriente de proceso hasta 80°C el costo del suministro se detalla en la tabla 38:

Tabla 38: Valor de suministros para el funcionamiento del intercambiador de calor con temperatura final de 80°C

Suministro	Cantidad requerida anualmente	Costo unitario	Costo total $\left[\frac{USD}{año}\right]$
Vapor de agua	100,36 $\frac{ton}{año}$	313,7 $\frac{USD}{ton}$	31.482
Costo total anual			31.482
Costo total acumulado			1.194.070

El precio de compra del vapor de agua no presentó una relevancia significativa para el costo de los suministros, aumentando estos últimos en un porcentaje del 2,7%.

5.6.3 Flujo de caja para el proceso con implementación de calor

Para el proceso con intercambiador de calor, y mediante el método de las correlaciones, se calculó el flujo de caja favorable para el mismo, resultando un valor de EPS de 8,1 $\frac{USD}{kg\ EPS}$ (tabla 39):

Tabla 39: Flujo de caja con método de correlaciones para llevar la temperatura a 40°C

		[USD]			
		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
		2024	2025	2026	2027
Costos fijos	ICT	-11.211.039	0	0	0
Costos anuales	Reactivos	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861
	Insumos	-1.176.410	-1.176.471	-1.176.471	-1.176.471
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	14.110.200	14.110.200	14.110.200	14.110.200
	Disposición final	50.592	50.592	50.592	50.592
	Traslado	77.439	77.439	77.439	77.439
Total		142.309	11.495.597	22.848.885	34.202.172

Para llevar el flujo de proceso a una temperatura de 80°C se requiere un valor de EPS de 5,7 $\frac{USD}{kg\ EPS}$ para obtener un flujo de caja positivo al año 1, costo detallado en la tabla 40.

Tabla 40: Flujo de caja con método de correlaciones para llevar la temperatura a 80°C

		[USD]			
		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
		2024	2025	2026	2027
Costos fijos	ICT	-17.105.203	0	0	0
Costos anuales	Reactivos	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861
	Insumos	-1.194.070	-1.194.131	-1.194.131	-1.194.131
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	19.858.800	19.858.800	19.858.800	19.858.800
	Disposición final	101.185	101.185	101.185	101.185
	Traslado	154.877	154.877	154.877	154.877
Total		106.015	17.317.172	34.528.328	51.739.485

Ahora, mediante los valores de equipos extraídos desde proveedores se calcularon los siguientes flujos de caja. El primero es para llevar la temperatura del flujo de proceso hasta 40°C y considerando un valor de EPS de 2,7 $\frac{USD}{kg\ EPS}$ (tabla 41):

Tabla 41: Flujo de caja con precios cotizados con proveedores para llevar la temperatura a 40°C

		[USD]			
		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
		2024	2025	2026	2027
Costos fijos	ICT	-1.792.356	0	0	0
Costos anuales	Reactivos	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861
	Insumos	-1.176.410	-1.176.471	-1.176.471	-1.176.471
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	4.703.400	4.703.400	4.703.400	4.703.400
	Disposición final	50.592	50.592	50.592	50.592
	Traslado	77.439	77.439	77.439	77.439
Total		154.192	2.178.119	4.202.045	6.225.971

En cambio, para llevar la temperatura del flujo de proceso hasta 80°C se requiere un valor de EPS de 1,3 $\frac{USD}{kg\ EPS}$ para mantener un flujo de caja positivo al año 1, como se presenta en la tabla 42:

Tabla 42: Flujo de caja con precios cotizados con proveedores para llevar la temperatura hasta 80°C

		[USD]			
		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
		2024	2025	2026	2027
Costos fijos	ICT	-1.830.080	0	0	0
Costos anuales	Reactivos	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861	-1.162.861
	Insumos	-1.194.070	-1.194.131	-1.194.131	-1.194.131
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	4.529.200	4.529.200	4.529.200	4.529.200
	Disposición final	101.185	101.185	101.185	101.185
	Traslado	154.877	154.877	154.877	154.877
Total		52.639	1.935.298	3.817.956	5.700.615

Mediante la cotización proporcionada por proveedores, se comprobó la rentabilidad de la implementación de calor para el proceso. Se puede concluir que incluso implementar calor hasta 40°C es mucho más rentable que el proceso inicial en estudio.

En resumen, el costo instalado de equipos calculado mediante el método de las correlaciones, para llevar el fluido de proceso hasta 40°C se encuentra en la tabla 43:

Tabla 43: Resumen de costo de equipos calculado mediante correlaciones para llevar la temperatura del proceso hasta 40°C

	Proceso sin intercambiadores de calor	Proceso con calentamiento a 40°C	Proceso con calentamiento a 80°C
Costo instalado de equipos [USD]	1.249.718	2.159.342	3.014.636

Y para el caso cotizado mediante proveedores para llevar el fluido del proceso hasta 40°C, el costo instalado de los equipos se encuentra en la tabla 44:

Tabla 44: Resumen de costos de equipos cotizados mediante proveedores para llevar la temperatura del proceso hasta 40°C

	Proceso sin intercambiadores de calor	Proceso con calentamiento a 40°C	Proceso con calentamiento a 80°C
Costo instalado de equipos [USD]	269.924	287.219	298.513

En resumen, los costos de incorporar intercambiadores de calor en el proceso de extracción de EPS no son significativamente elevados, en comparación con los ingresos que se retribuyen por la venta del EPS. Por ende, se recomienda ensayar la aplicación de calor en el proceso. Si bien el rendimiento de extracción a 80°C es mayor, y los ingresos por venta, por

ende, son más atractivos, la obtención de EPS a temperaturas altas podría eventualmente desnaturalizar las proteínas (DelsaMax, 2023) con una pérdida de la capacidad de adsorción de metales, lo que no se ha ensayado.

6. Conclusiones

La presente tesis estudió la factibilidad técnica y económica del proceso de extracción de sustancias poliméricas extracelulares (EPS) a partir de lodos desaguados de plantas de tratamiento de vertidos domésticos. Se demostró que esta iniciativa es rentable técnicamente factible y económicamente rentable.

Se validó que las EPS son viables de utilizar como biosorbentes, al comparar su capacidad de extracción con otros adsorbentes utilizados comercialmente.

Como resultado, se diseñó una planta de extracción que contiene una serie de etapas unitarias: estanque ecualización, reacción de extracción, separación, secado por aspersion y intercambio de calor.

Luego de definir las etapas elementales del proceso, se dedujo la factibilidad de su implementación a escala industrial. Se determinó que los costos de inversión e instalación son equiparables con los ingresos obtenidos por la venta del producto.

El dimensionamiento de equipos fue realizado mediante correlaciones ortodoxas, y su costo de compra e instalación fue realizado mediante correlaciones y cotizaciones con proveedores, y se concluyó que los valores obtenidos por correlaciones son más elevados que los cotizados por proveedores.

Como resultado de un estudio de sensibilidad, se concluyó que los costos del proceso son sensibles a la inversión inicial del capital y al precio de venta de la EPS.

Se evaluó la implementación de calor en la extracción, y resulta factible la implementación de calor en el proceso para maximizar la extracción de EPS; y los costos totales resultantes son equiparables con los ingresos por venta de EPS. Los costos de incorporar intercambiadores de calor en el proceso de extracción de EPS no son significativamente elevados, en comparación con los ingresos que se retribuyen por la venta del EPS.

Se concluye que se debiera ensayar la aplicación de calor en el proceso a 40 °C. Si bien el rendimiento de extracción aumenta a temperaturas más altas, y los ingresos por ventas son más atractivos, la obtención de EPS a altas temperaturas podría eventualmente desnaturalizar las proteínas con una pérdida de la capacidad de adsorción de metales, lo que no se ha ensayado.

El precio de venta mínimo de la EPS calculado mediante el flujo de caja se encuentra en el rango de valores comerciales de los adsorbentes industriales, por lo que es viable su competitividad.

Las correlaciones utilizadas para calcular el costo de compra e instalación de todos los equipos a utilizar en el proceso de extracción son poco eficaces en la estimación de costos, debido a su antigüedad. Por ello, se plantea como alternativa más real, una cotización mediante proveedores.

7. Referencias

- (AIU), Universidad Internacional Atlántica. (10 de Agosto de 2019). *Recursos operacionales AIU*. Obtenido de Recursos formulacion y evaluación - Lección 3: [chrome-extension://efaindbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.aiu.edu/resources/formulacion%20y%20evaluacion/lecci%C3%B3n%203.pdf](https://www.aiu.edu/resources/formulacion%20y%20evaluacion/lecci%C3%B3n%203.pdf) (10.10.2023)
- (MinSal), M. d. (16 de Junio de 2004). *Biblioteca del Congreso Nacional de Chile /BCN*. Obtenido de Decreto 148: Aprueba reglamento sanitario sobre manejo de residuos peligrosos: <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=226458>(10.10.2023)
- (MinSeGPRES), M. S. (26 de Abril de 2010). *Biblioteca del Congreso Nacional de Chile / BCN*. Obtenido de Decreto 4: Reglamento para el manejo de lodos generados en plantas de tratamiento de aguas servidas: <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=1007456&idParte=>(10.10.2023)
- (SiSS), S. d. (30 de Julio de 2022). <https://www.siss.gob.cl/586/w3-propertyvalue-6372.html>. Obtenido de Resultados plantas de tratamiento aguas servidas: <https://www.siss.gob.cl/586/w3-propertyvalue-6372.html>(10.10.2023)
- Aconsa. (12 de Febrero de 2021). *Metales pesados en el agua potable: ¿deben preocuparnos? ¿se pueden minimizar?* Obtenido de Aconsa: <https://aconsa-lab.com/metales-pesados-en-el-agua-potable/>(10.10.2023)
- Aduanas. (16 de Noviembre de 2020). *¿Cuáles son los impuestos que debo pagar al importar?* Obtenido de Chile Aduanas CUSTOMS: <https://www.aduana.cl/cuales-son-los-impuestos-que-debo-pagar-al-importar/aduana/2020-11-16/110804.html>(10.10.2023)
- Biodiversa. (2021). *Informe de lodos - Producción de lodos*. Cabrero. (10.10.2023)
- Bou-Sarkis, A., Pagliaccia, B., Ric, A., Derlon, N., Paul, E., Bessiere, Y., & Girbal-Neuhausser, E. (Julio de 2022). *Effects of alkaline solvents and heating temperatures on the solubilization and degradation of gel-forming Extracellular Polymeric Substances (EPS) extracted from aerobic granular sludge*. Obtenido de Biochemical Engineering Journal: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1369703X22001693>(10.10.2023)
- Cañizares, R. (2000). Biosorción de metales pesados mediante el uso de biomasa microbiana. *Revista Latinoamericana de microbiología*, 131-143.
- Cañizares-Villanueva, R. (2000). Biosorción de metales pesados mediante el uso de biomasa microbiana. *Revista Latinoamericana de Microbiología*, 131-143. Obtenido de Wikipedia.
- Carbonel, D. (Diciembre de 2018). *Adsorción de Cadmio, Cobre y Plomo en Bentonita, Caolín y Zeolita Naturales y Modificadas: Una Revisión de los Parámetros de*

- Operación, Isotermas y Cinética*. Obtenido de SciELO: http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0121-750X2018000300252&lng=en&nrm=iso(10.10.2023)
- Castro, F. (2023). *Remoción de metales a través de sustancias poliméricas extracelulares obtenidas desde lodos sanitarios en distintos efluentes industriales*. Concepción: Universidad de Concepción .
- Córdoba, U. n. (12 de Julio de 2020). *Formulación y evaluación de proyectos técnicos*. Obtenido de Tecnicatura en gestión universitaria: <https://feptgu.eco.catedras.unc.edu.ar/unidad-3/flujo-de-caja/>(10.10.2023)
- Espinoza, C. (14 de Julio de 2021). Cómo valorizar los lodos sanitarios y hacer efectiva su reinserción. *Instituto de Investigaciones Tecnológicas de la Universidad de Concepción*, pág. 1.
- Fernández, C. (30 de Abril de 2016). *Comisión Europea CORDIS*. Obtenido de Descontaminación industrial mediante sorbentes: <https://cordis.europa.eu/article/id/159829-industrial-decontamination-with-sorbents/es>(10.10.2023)
- Fernando Betancourt, Raimundo Bürger, Yolanda Vásquez. (9 de Octubre de 2020). modelamiento matemático de operaciones unitarias en la minería y plantas de tratamiento de aguas servidas. Un aporte al uso eficiente del agua y la recuperación de recursos hídricos. *CRHIAM*.
- Fundación Chile (FCh). (18 de junio de 2019). *Escenarios Hídricos 2030 Chile*. Obtenido de Transición hídrica: El futuro de Chile: [chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://fch.cl/wp-content/uploads/2019/12/transicion-hidrica-completo.pdf](https://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://fch.cl/wp-content/uploads/2019/12/transicion-hidrica-completo.pdf)(10.10.2023)
- González-Mendizabal, D. (2002). *Guía de intercambiadores de calor: tipos generales y aplicaciones*. Sartenejas: Universidad Simón Bolívar.
- Group, E. (18 de diciembre de 2022). *Definiciona - Definición y etimología*. Obtenido de Definición y etimología de sorbato: <https://definiciona.com/sorbato/>(10.10.2023)
- Gutierrez, J. (2022). *Capacidad de adsorción de cationes de las sustancias poliméricas extracelulares obtenidas desde lodos sanitarios*. Concepción: Universidad de Concepción.
- J. Morgan, C. F. (6 de Junio de 1990). *Science Direct*. Obtenido de A comparative study of the nature of biopolymers extracted from anaerobic and activated sludges: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/004313549090030A?via%3Di>hub(10.10.2023)
- Jaramillo, C. (2021). *Evaluación económica de la gestión de lodos de una planta de tratamiento de aguas servidas*. Concepción: Universidad de Concepción.

- Lastra, S. (2023). *Extracción de sustancias poliméricas extracelulares desde lodos sanitarios y su aplicación como biosorbente de cationes de interés comercial*.
- Marquez, F. (2017). *Correlaciones de Guthrie para estimación de costos de equipos*. Concepción: Universidad de Concepción.
- MOP, M. d. (15 de Febrero de 2018). *Biblioteca del Congreso Nacional de Chile /BCN*. Obtenido de Ley 21.075: Regula la recolección, reutilización y disposición de aguas grises: <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=1115066>(10.10.2023)
- Navarro, Y. (2021). *Estudio de la extracción de sustancias extrapoliméricas obtenidas desde lodos sanitarios, para la recuperación de cationes*. Concepción: Universidad de Concepción.
- Nitin Raut, C. G.-A. (5 de Julio de 2012). *Conference Prodeedings of the world, Congress of engineering* . Obtenido de A critical review of removal of Zinc from wastewater: https://www.researchgate.net/publication/263094272_A_Critical_Review_of_Removal_of_Zinc_from_Wastewater(10.10.2023)
- Pinkerton, N., Schmidt, K., Xamplas, J., & Kolbe, R. (11 de Marzo de 2016). *Estimation of production cost and revenue*. Obtenido de Northwestern: https://processdesign.mccormick.northwestern.edu/index.php/Estimation_of_production_cost_and_revenue(10.10.2023)
- Qadir M., D. P. (4 de Septiembre de 2019). Global and regional potential of wastewater as a water, nutrient and energy source. *NRF Wiley*, 2-5. Obtenido de <https://drive.google.com/file/d/1gnbPh2tGFBPvvsnIN1KA6zAzZtgVFL0j/view>(10.10.2023)
- Químicos, P. (2018). *Productos Químicos*. Obtenido de Productos Químicos Online 24/7: <https://productosquimicos.cl/>(10.10.2023)
- Químicos, P. (18 de julio de 2018). *Soda cáustica en escamas*. Obtenido de Productos Químicos online 24/7: https://productosquimicos.cl/producto/soda-caustica-en-escamas/?attribute_presentacion=25+Kg&gclid=Cj0KCQjwi7GnBhDXARIsAFLvH4mekfAj6qu1gectv-Y9bCEiFvLVLbPEifhwIe61td-aSOK5XGgK_r0aAmWsEALw_wcB(10.10.2023)
- químicos, P. (10 de octubre de 2023). *Productos químicos*. Obtenido de Productos químicos : https://productosquimicos.cl/tienda/?gclid=Cj0KCQjwj5mpBhDJARIsAOVjBdrD7ksEK4i0GCnuRYMSPHd_pKeN_WcV5QIr6gHt6oPgTSPy8mO3vjEaAn0_EALw_wcB(10.10.2023)
- Remer, D., & Mattos, F. (2003). Cost and scale-up factors, international inflation indexes and location factors. *International Journal of Production Economics*, págs. 84(1), 1-16.

- Riquelme, C. (13 de Junio de 2023). *Correlaciones de Guthrie actualizadas fórmulas*. Obtenido de Scribd: <https://es.scribd.com/document/502382628/CORRELACIONES-DE-GUTHRIE-ACTUALIZADAS-FORMULAS>(10.10.2023)
- Romeu, G. (02 de Diciembre de 2014). *España exportaciones e inversiones*. Obtenido de El mercado del tratamiento de aguas en Chile: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcgclefindmkaj/<https://www.camarazaragoza.com/external/BoletinNET/docs/DocumentoHerramienta341.pdf>(10.10.2023)
- Sasipa. (1 de Julio de 2023). *Tarifas de electricidad*. Obtenido de Sasipa: <https://www.sasipa.cl/tarifas-electricas/>(10.10.2023)
- Sías, J. (1998). *Estimación de inversiones de equipos principales de proceso*. Celaya: Instituto tecnológico de Celaya.
- Software DELSOL. (26 de Noviembre de 2021). *Software DELSOL S.A*. Obtenido de Análisis de sensibilidad: <https://www.sdelisol.com/glosario/analisis-de-sensibilidad/>(10.10.2023)
- Sullivan, W., Wicks, E., & Luxhoj, J. (2004). *Ingeniería económica de DeGarmo*. Mexico: Pearson.
- Tamblay, L. (02 de Noviembre de 2008). *Indicadores de evaluación de proyectos*. Obtenido de Tema 6: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcgclefindmkaj/https://www.ucursos.cl/ingenieria/2008/2/IN42A/4/material_docente/bajar?id=190177(10.10.2023)
- Tejada-Tovar, C., Villabona-Ortiz, A., & Garcés-Jaraba, L. (2014). *Adsorción de metales pesados en aguas residuales usando materiales de origen biológico*. Cartagena: Tecno Lógicas.
- TLV. (23 de Septiembre de 2023). *Calculador para Ingeniería*. Obtenido de TLV: <https://www.tlv.com/global/LA/calculator/steam-unit-cost.html>(10.10.2023)
- UNICEN. (2013). *Método de Guthrie*. Obtenido de UNICEN.edu: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcgclefindmkaj/<https://www.fio.unicen.edu.ar/usuario/cgely/q13-0/Transparencias/Transparencias%20MeTODO%20DE%20GUTHRIE.pdf>(10.10.2023)
- Zhang, L. P. (16 de Octubre de 2016). *Desorption of Hg(II) and Sb(V) on extracellular polymeric substances: Effects of pH, EDTA, Ca(II) and temperature shocks*. *Bioresour Technol.* Obtenido de Biortech: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.10.089>

8. Anexos

8.1 Metales pesados en suelos receptores

La existencia de metales pesados en algunos efluentes, principalmente derivados de la minería, genera una problemática considerable para los organismos vivos cercanos al emplazamiento de la industria, y una pérdida de producto importante para la misma en términos económicos.

De considerarse metales pesados, estos deben ser eliminados previamente a la disposición final para evitar contaminación. La concentración se define como la cantidad de metales o metaloides con densidad mayor a $5 \left[\frac{g}{cm^3}\right]$, número atómico sobre 20 y que presentan toxicidad o envenenamiento en bajas concentraciones (Nitin Raut, 2012).

Dentro de los metales pesados que se pueden encontrar en aguas residuales domiciliarias e industriales están: Arsénico (As), Bromo (Br), Manganeseo (Mn), Cromo (Cr), Magnesio (Mg), Calcio (Ca), Hierro (Fe), Zinc (Zn), Cobre (Cu), Plomo (Pb), Cadmio (Cd), Níquel (Ni) y Mercurio (Hg).

Para los lodos que no son desechados en rellenos sanitarios, la norma Chilena expone los límites permitidos de metales pesados contenidos:

Tabla 45: Concentraciones máximas permisibles (CMP) por Decreto (D.) 148/2004 de la norma Chilena ((MinSal), 2004)

Metal pesado		CMP [$\frac{mg}{L}$]
Nombre	Símbolo químico	
Arsénico	As	5
Cromo	Cr	5
Mercurio	Hg	0,2
Plomo	Pb	5
Selenio	Se	1
Bario	Ba	100
Cadmio	Cd	1
Plata	Ag	5

Adicionalmente, de acuerdo con el estado del suelo en el que se desecharán los lodos, se establecen límites de concentración máxima de metales contenidos:

Tabla 46: Concentraciones máximas de metales en lodos para aplicación a suelo según D.S. 4/2010 de la norma Chilena ((MinSeGPRES), 2010)

Metal	Concentración máxima en $\left[\frac{mg}{kg}\right]$ de sólidos totales en base de materia seca	
	Suelos que cumplen con los requisitos establecidos en la norma	Suelos degradados que cumplen con los requisitos establecidos en la norma
Arsénico	20	40
Cadmio*	8	40
Cobre	1000	1200
Mercurio*	10	20
Níquel	80	420
Plomo*	300	400
Selenio*	50	100
Zinc	2000	2800

*Los lodos que contengan estos metales deberán demostrar que no son peligrosos, de acuerdo con lo establecido en el D.S. 148/2004 del MinSal ((MinSal), 2004).

Entendiéndose por *suelos* como todos aquellos predios que contienen niveles de metales iguales o menores a lo que establece el D.S. 4/2010, y *suelos degradados* a todos aquellos terrenos que contienen niveles de metales mayores a lo establecido por el D.S.4/2010 ((MinSeGPRES), 2010). Estos niveles se detallan a continuación:

Tabla 47: Concentraciones máximas de metales en suelo receptor ((MinSeGPRES), 2010)

Metal	Concentración máxima $\left[\frac{mg}{kg}\right]$ suelo (base materia seca*)		
	Macrozona norte		Macrozona sur
	pH > 6,5	pH ≤ 6,5	pH > 5
Arsénico	20	12,5	10
Cadmio	2	1,25	2
Cobre	150	100	75
Mercurio	1,5	1	1
Níquel	112	50	30
Plomo	75	50	50
Selenio	4	3	4
Zinc	175	120	175

*: Concentraciones expresadas como contenidos totales.

Para fiscalizar el cumplimiento de la normativa, se exige una periodicidad de análisis de los lodos dispuestos en predios de acuerdo con la cantidad que se aplique en los mismos. Esto se detalla en la tabla que sigue:

Tabla 48: Frecuencia de análisis a efectuar a los lodos ((MinSeGPres), 2010)

Cantidad de lodos [$\frac{ton}{año}$] en base materia seca	Frecuencia mínima de análisis
[0, 300[Anual
[300, 1500[Trimestral
[1500, 15000[Bimensual
≥ 15000	Mensual

8.2 Datos de tubos para intercambiadores de calor

d_e , in	BWG	g , in	d_i , in	A_F , in ² /tubo	$A_{s,o}$, ft ² /ftlineal	$A_{s,i}$, ft ² /ftlineal	W , lbacero/ftlineal
1/2	12	0,109	0,282	0,0625	0,1309	0,0748	0,493
	14	0,083	0,334	0,0876		0,0874	0,403
	16	0,065	0,370	0,1076		0,0969	0,329
	18	0,049	0,402	0,127		0,1052	0,258
	20	0,035	0,430	0,145		0,1125	0,190
3/4	10	0,134	0,482	0,182	0,1963	0,1263	0,965
	11	0,120	0,510	0,204		0,1335	0,884
	12	0,109	0,532	0,223		0,1393	0,817
	13	0,095	0,560	0,247		0,1466	0,727
	14	0,083	0,584	0,268		0,1529	0,647
	15	0,072	0,606	0,289		0,1587	0,571
	16	0,065	0,620	0,302		0,1623	0,520
	17	0,058	0,634	0,314		0,1660	0,469
	18	0,049	0,652	0,344		0,1707	0,401
1	8	0,165	0,670	0,355	0,2618	0,1754	1,61
	9	0,148	0,704	0,389		0,1843	1,47
	10	0,134	0,732	0,421		0,1916	1,36
	11	0,120	0,760	0,455		0,1990	1,23
	12	0,109	0,782	0,479		0,2048	1,14
	13	0,095	0,810	0,515		0,2121	1,00
	14	0,083	0,834	0,546		0,2183	0,890
	15	0,072	0,856	0,576		0,2241	0,781
	16	0,065	0,870	0,594		0,2277	0,710
17	0,058	0,884	0,613	0,2314	0,639		
18	0,049	0,902	0,639	0,2361	0,545		
1 1/4	8	0,165	0,920	0,665	0,3271	0,2409	2,09
	9	0,148	0,954	0,714		0,2198	1,91
	10	0,134	0,982	0,757		0,2572	1,75
	11	0,120	1,01	0,800		0,2644	1,58
	12	0,109	1,03	0,836		0,2701	1,45
	13	0,095	1,06	0,884		0,2775	1,28
	14	0,083	1,08	0,923		0,2839	1,13
	15	0,072	1,11	0,960		0,2896	0,991
	16	0,065	1,12	0,985		0,2932	0,900
17	0,058	1,13	1,01	0,2969	0,808		
18	0,049	1,15	1,04	0,3015	0,688		
1 1/2	8	0,165	1,17	1,075	0,3925	0,3063	2,57
	9	0,148	1,10	1,14		0,3152	2,34
	10	0,134	1,23	1,19		0,3225	2,14
	11	0,120	1,26	1,25		0,3299	1,98
	12	0,109	1,28	1,29		0,3356	1,77
	13	0,095	1,31	1,35		0,3430	1,56
	14	0,083	1,33	1,40		0,3492	1,37
	15	0,072	1,36	1,44		0,3555	1,20
	16	0,065	1,37	1,47		0,3587	1,09

Figura 7: Datos de tubos para intercambiadores de calor (González-Mendizabal, 2002)

8.3 Diámetro de carcasa de intercambiadores de calor

Coraza D_C in	Cabezal Fijo				Cabezal flotante				Tubos en U		
	Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
	1	2	4	8	1	2	4	8	2	4	8
10,00	69	60	56	44	55	48	44	32	24	20	12
12,00	103	96	88	80	85	78	72	60	38	36	32
13,25	134	122	112	96	109	106	92	80	49	46	40
15,25	177	166	156	132	151	148	132	104	71	66	52
17,25	229	220	208	184	204	192	176	164	94	90	80
19,25	283	272	260	248	260	250	228	212	120	114	110
21,25	350	334	324	300	322	310	292	268	149	142	132
23,25	425	406	392	364	394	382	364	336	183	176	162
25,00	491	476	452	420	450	440	412	385	217	208	192
27,00	576	562	532	500	537	524	492	456	256	248	228
29,00	674	650	620	600	633	610	580	552	299	290	280
31,00	771	746	712	672	727	704	676	628	347	336	314
33,00	875	852	820	768	827	812	776	728	398	386	360
35,00	985	960	928	896	934	914	876	848	448	438	428
37,00	4409	1074	1044	1016	1052	1026	984	952	521	492	484
39,00	1234	1236	1192	1144	1179	1172	1128	1080	583	568	542
42,00	1457	1418	1376	1316	1391	1358	1316	1252	670	656	628
45,00	1657	1650	1604	1540	1589	1588	1540	1476	787	768	742
48,00	1910	1872	1824	1780	1854	1800	1752	1716	910	876	858
51,00	2176	2142	2088	2016	2094	2062	2004	1940	1026	1006	968
54,00	2427	2378	2332	2284	2341	2308	2248	2200	1162	1122	1106
60,00	2985	2996	2928	2844	2903	2894	2828	2744	1441	1420	1376
64,00	3467	3408	3340	3252	3357	3308	3240	3140	1646	1622	1576
68,00	3913	3858	2792	3680	3795	3738	3672	3572	1865	1842	1972
72,00	4383	4330	4256	4148	4268	4208	4144	4024	2104	2072	2014
76,00	4878	4876	4792	4664	4771	4756	4676	4576	2371	2338	2282
80,00	5419	5352	5260	5204	5289	5228	5152	5092	2633	2574	2538
84,00	6031	5972	5884	5760	5902	5832	5748	5620	2909	2876	2808

Figura 8: Diámetro de carcasa para intercambiadores de calor con respecto al número de pasadas y cantidad de tubos (González-Mendizabal, 2002)

8.4 Flujo de caja positivo para los años 2 y 3 mediante el método de correlaciones

8.4.1 Flujo de caja positivo para el año 2 mediante el método de correlaciones

		AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3
		2023	2024	2025
Costos fijos	ICT	-5.724.197	0	0
	Reactivos	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588
	Insumos	0	-61	-61
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	4.530.937	4.530.937	4.530.937
	Traslado	25.296	25.296	25.296
	Ahorro disp. Final	38.719	38.719	38.719
Total		-2.837.444	49.248	2.935.939

8.4.2 Flujo de caja positivo para el año 3 mediante el método de correlaciones

		AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3
		2023	2024	2025
Costos fijos	ICT	-5.724.197	0	0
	Reactivos	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588
	Insumos	0	-61	-61
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	3.572.469	3.572.469	3.572.469
	Traslado	25.296	25.296	25.296
	Ahorro disp. Final	38.719	38.719	38.719
Total		-3.795.912	-1.867.687	60.537

8.5 Flujo de caja positivo para los años 2 y 3 mediante cotización directa con proveedores

8.5.1 Flujo de caja positivo para el año 2 mediante cotización directa con proveedores

		AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3
		2023	2024	2025
Costos fijos	ICT	-1.236.356	0	0
	Reactivos	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588
	Insumos	0	-61	-61
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	2.265.468	2.265.468	2.265.468
	Traslado	25.296	25.296	25.296
	Ahorro disp. Final	38.719	38.719	38.719
Total		-615.072	6.151	627.375

8.5.2 Flujo de caja positivo para el año 3 mediante cotización directa con proveedores

		AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3
		2023	2024	2025
Costos fijos	ICT	-1.236.356	0	0
	Reactivos	-1.162.588	-1.162.588	-1.162.588
	Insumos	0	-61	-61
	Electricidad	-545.611	-545.611	-545.611
Ingresos anuales	EPS	2.091.202	2.091.202	2.091.202
	Traslado	25.296	25.296	25.296
	Ahorro disp. Final	38.719	38.719	38.719
Total		-789.339	-342.382	104.574