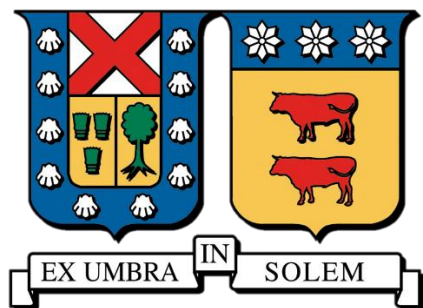


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE MINAS, METALURGIA Y MATERIALES
VALPARAÍSO – CHILE



“EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA
RECUPERACIÓN Y REUTILIZACIÓN DE UNA SOLUCIÓN ÁCIDA DESDE EL PROCESO
T-PHITE “

MÓNICA JAVIERA VARGAS MANSILLA
MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERA CIVIL METALÚRGICA

PROFESOR GUÍA:
DR. JUAN PATRICIO IBAÑEZ



CONSTANCIA DE VALIDACIÓN Y CONFIDENCIALIDAD DE MONOGRAFÍA A REPOSITORIO ACADÉMICO

1.- IDENTIFICACIÓN DEL TRABAJO ACADÉMICO

Tipo de monografía (marcar una opción): ☒ Memoria o trabajo de título; ☐ Tesis de Postgrado;

Título del trabajo: Evaluación de la factibilidad técnica y económica de la recuperación y reutilización de una solución ácida desde el proceso T-PHITE®

Nombre del candidato(a): Mónica Javiera Vargas Mansilla

Carrera / Grado: Ingeniería Civil Metalúrgica

Campus: Casa Central Valparaíso ; **Departamento:** Departamento de ingeniería de Minas, Metalurgia y Materiales

2.- VALIDACIÓN DEL PROFESOR GUÍA/DIRECTOR DE TESIS

Yo, Juan Patricio Ibáñez Rivera, en mi calidad de profesor(a) guía/director(a) del trabajo académico mencionado anteriormente **DEJO CONSTANCIA** que:

- He revisado esta versión del documento y corresponde a la versión final aprobada del trabajo.
- El trabajo cumple con los requisitos académicos y de formato establecidos por la institución

3.- EVALUACIÓN DE CONFIDENCIALIDAD POR PROPIEDAD INDUSTRIAL

☒ El trabajo **NO contiene información que amerite confidencialidad** y puede ser publicado de inmediato en repositorio con acceso abierto.

☐ El trabajo **CONTIENE** información con potenciales implicancias de propiedad industrial o intelectual y requiere un periodo de confidencialidad (embargo) por:

☐ 6 meses; ☐ 12 meses; ☐ 2 años; ☐ 3 años; ☐ 5 años; ☐ 10 años

Fundamentación de la necesidad de confidencialidad (obligatorio si se solicita embargo):

4.- FIRMAS

Profesor(a) guía o director(a) de memoria o tesis:

Fecha: 22-08-25

; Firma:



Estudiante o Candidato(a):

Fecha: 14-08-2025

; Firma:

Este formulario debe ser insertado como página 2 de la memoria o tesis, completado y firmado por estudiante y profesor(a) antes de la entrega en portal PRISMA de Biblioteca USM.

Resumen ejecutivo

En términos económicos, se elaboraron flujos de caja proyectados y análisis de sensibilidad ante fluctuaciones de insumos críticos, con el fin de caracterizar la estabilidad financiera del proyecto. Ambos casos presentaron viabilidad económica, destacando el Caso 2 por su mayor estabilidad y mejor aprovechamiento del recurso ácido y, por otro lado, el Caso 1 se posicionó como una opción de menor inversión y operación más simple.

El presente estudio evaluó la factibilidad técnica y económica de implementar un sistema de electrodiálisis (ED) para la recuperación y reutilización de una solución ácida utilizada en el proceso T-PHITE, específicamente en la etapa de lavado de carbón activado (CA). Se analizaron dos estrategias operacionales: el Caso 1, basado en la reutilización directa sin prelavado, y el Caso 2, que incorpora una etapa de prelavado previo al contacto con el ácido.

Desde el punto de vista técnico, ambos casos demostraron ser viables, logrando remover el Zn^{+2} presente en la solución ácida y permitiendo su reutilización sin comprometer la calidad del CA final, manteniéndose por debajo del umbral de 1 ppm de Zn. La implementación del prelavado en el Caso 2 permitió extender la vida útil de la solución reutilizada hasta cuatro ciclos antes de requerir tratamiento por ED. Se identificaron como condiciones óptimas de operación una temperatura de 40 °C y una densidad de corriente de 250 A/m², las cuales permitieron un balance adecuado entre eficiencia de transporte iónico, consumo energético y estabilidad operativa. Las soluciones tratadas mediante ED mostraron un comportamiento comparable al de una solución ácida fresca, alcanzando porcentajes de remoción de Zn cercanos al 91 %.

En términos económicos, ambos escenarios resultaron rentables, con indicadores positivos de VAN y TIR bajo distintas proyecciones de mercado. El Caso 2 destacó por su mayor estabilidad financiera frente a fluctuaciones en el precio del ácido sulfúrico y una menor frecuencia de reemplazo de membranas, lo que se tradujo en un mayor VAN y menor costo anual equivalente. Por su parte, el Caso 1 se posicionó como una alternativa de menor inversión inicial y operación más simple, adecuada para contextos de implementación progresiva.

En conjunto, los resultados obtenidos validan la hipótesis planteada, confirmando que la tecnología de electrodiálisis, en conjunto con un adecuado pretratamiento, permite recuperar y reutilizar solución ácida de manera eficiente, sustentable y económicamente viable. El estudio sienta las bases para una futura implementación a escala piloto e industrial, orientada hacia un modelo de producción más circular y con menor impacto ambiental.

Abstract

This study evaluated the technical and economic feasibility of implementing an electrodialysis (ED) system for the recovery and reuse of an acidic solution used in the T-PHITE process, specifically during the washing stage of activated carbon (AC). Two operational strategies were analyzed: Case 1, based on direct reuse without prewashing, and Case 2, which incorporates a prewashing step prior to acid contact.

From a technical perspective, both cases proved viable, achieving effective removal of Zn^{+2} from the acidic solution and allowing its reuse without compromising the quality of the final AC product, maintaining zinc concentrations below the 1 ppm threshold. The implementation of prewashing in Case 2 extended the useful life of the reused solution up to four cycles before requiring ED treatment. Optimal operating conditions were identified at 40 °C and a current density of 250 A/m², offering a balanced performance in terms of ionic transport efficiency, energy consumption, and system stability. The ED-treated solutions performed comparably to fresh acid, achieving zinc removal rates close to 91%.

Economically, both scenarios were profitable, showing positive Net Present Value (NPV) and Internal Rate of Return (IRR) under various market projections. Case 2 stood out for its greater financial resilience against sulfuric acid price fluctuations and lower membrane replacement frequency, resulting in higher NPV and lower annual equivalent cost. Meanwhile, Case 1 emerged as a lower-cost and simpler alternative suitable for gradual implementation.

Overall, the results validate the initial hypothesis, confirming that electrodialysis technology, combined with appropriate pre-treatment, enables efficient, sustainable, and economically viable acid recovery and reuse. The findings lay the groundwork for future pilot- or industrial-scale implementation aligned with circular production models and reduced environmental impact.

Agradecimientos

A lo largo de este camino, muchas personas han sido fundamentales para que hoy pueda cerrar esta etapa tan significativa de mi vida. A todas ellas, gracias desde lo más profundo de mi corazón.

En primer lugar, quiero agradecer a mi familia por ser un apoyo incondicional a lo largo de mi vida, alentándome a seguir adelante incluso en los momentos más difíciles. Gracias por confiar en mí y por ayudar a formar la persona y la profesional que soy hoy. En especial, a mi hermana, quien ha estado conmigo de cerca durante todo este proceso universitario. Gracias por entenderme en cada momento de felicidad y tristeza, por acompañarme en el esfuerzo, y por recordarme que todo valía la pena. Además, de mis gatos que cada uno cumplió con ayudarme en cada proceso, Tomi en mi adolescencia, Balto durante mis primeros años de universidad y por último, Benito, el gatito que llegó a mi vida en mis últimos años y ha sido el mejor compañero de vida que podría pedir, muchas gracias a todos mis peludos que siempre me apoyan a su manera.

A mi pareja, que llegó a mi vida en un momento crítico de mi carrera, gracias por brindarme tu apoyo y amor. Tu compañía me ayudó a sobrellevar esta etapa de manera más liviana y con más esperanza.

A mis amigas y amigos, quienes hicieron de esta experiencia algo único: gracias por los chistes, los juegos, las fiestas y el apoyo en los momentos importantes. Gracias por estar ahí, en las buenas y en las no tan buenas.

Gracias también a SustrendLab, por ser la primera entidad profesional que valoró mi esfuerzo y me ayudó a confiar en mis capacidades dentro del ámbito laboral. Encontrar un espacio así fue clave para reafirmar mi camino profesional.

Finalmente, a mi profesor guía, Dr. Juan Patricio Ibáñez, quien hasta el último momento me entregó su apoyo, guiándome con dedicación y exigencia para que pudiera superar mis metas. Gracias por creer en mí y por ayudarme a llevar esta memoria a buen término.

Índice

1	Introducción.....	11
1.1	Antecedentes Generales.....	11
1.2	Descripción del problema.....	11
1.3	Hipótesis.....	13
1.4	Objetivo General.....	13
1.5	Objetivos Específicos.....	13
1.6	Alcance.....	13
2	Marco teórico.....	13
2.1	Procesamiento de Carbon Black.....	13
2.2	Electrodialisis.....	15
2.2.1	Membranas de intercambio iónico.....	16
2.2.2	Consumo específico de energía.....	17
2.2.3	Transporte iónico.....	19
2.3	Evaluación económica.....	20
2.3.1	Valor Actual Neto (VAN).....	20
2.3.2	Tasa Interna de Retorno (TIR).....	21
2.3.3	Flujo de caja.....	21
2.3.4	Costos de inversión (CAPEX).....	21
2.3.5	Costos operacionales (OPEX).....	22
2.3.6	Depreciación.....	22
2.3.7	Análisis de sensibilidad.....	23
3	Metodología experimental.....	23
3.1	Caso 1: Reutilización de Solución ácida recuperada sin prelavado.....	24
3.2	Caso 2: Reutilización de Solución ácida recuperada con prelavado.....	25
4	Procedimiento experimental.....	26
4.1	Caso 1.....	26
4.1.1	Celda electrodialisis (ED).....	26
4.1.2	Caracterización de especies de interés.....	29
4.2	Caso 2.....	29
4.2.1	Prelavado.....	29
4.2.2	Registro de ciclos.....	29
5	Análisis y Discusión de Resultados.....	30

5.1	Definición de parámetros experimentales	30
5.1.1	Caso 1	30
5.1.2	Caso 2	37
5.2	Pruebas finales	44
5.2.1	Caso 1	44
5.2.2	Caso 2	45
5.2.3	Comparación.....	46
5.3	Análisis técnico.....	46
5.3.1	Caso 1	47
5.3.2	Caso 2	48
5.3.3	Comparación.....	48
5.4	Escalamiento	49
5.4.1	Diagrama de la planta de producción	49
5.4.2	Ubicación de la planta	50
5.4.3	CAPEX.....	51
5.4.4	Depreciación.....	54
5.4.5	OPEX.....	55
5.5	Análisis económico.....	55
5.5.1	Flujo de caja.....	55
5.5.2	Análisis de sensibilidad	56
5.5.3	Comparación casos	58
6	Conclusiones y Recomendaciones	59
7	Referencias	60
8	Anexo	62
8.1	Anexo N°1: Consideraciones técnicas	62
8.2	Anexo N°2: Consideraciones económicas	66

Índice de Tablas

Tabla 1. Comparación de propiedades típicas entre CB comercial y CB pirolítico.	15
Tabla 2. Propiedades de membranas iónicas deseadas para el estudio.	16
Tabla 3. Factores que influyen en el CEE [14].	17
Tabla 4. Variables para el análisis de sensibilidad del estudio.	23
Tabla 5. Parámetros de las membranas de intercambio iónico utilizadas.	28
Tabla 6. Resultados mediciones de conductividad solución ácida en caso 1.	30
Tabla 7. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes temperaturas en solución de trabajo a $250 A/m^2$ en Caso 1.	31
Tabla 8. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes temperaturas en solución concentrada en Zn a $250 A/m^2$ en Caso 1.	33
Tabla 9. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes densidades de corriente en solución de trabajo a $40^\circ C$ en Caso 1.	34
Tabla 10. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes densidades de corriente en solución concentrada en Zn a $40^\circ C$ en Caso 1.	36
Tabla 11. Voltaje, energía consumida y CEE para diferentes densidades de corriente en Caso 1.	37
Tabla 12. Resultados preliminares reutilización solución ácida en caso 2.	37
Tabla 13. Resultados preliminares reutilización CA en caso 2.	37
Tabla 14. Resultados prelavado de CA con agua desionizada.	38
Tabla 15. Resultados preliminares reutilización solución ácida con prelavado en caso 2.	38
Tabla 16. Resultados preliminares reutilización CA con prelavado en caso 2.	38
Tabla 17. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes temperaturas en solución de trabajo a $250 A/m^2$ en Caso 2.	40
Tabla 18. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes temperaturas en solución concentrada en Zn a $250 A/m^2$ en Caso 2.	41
Tabla 19. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes densidades de corriente en solución de trabajo a $40^\circ C$ en Caso 2.	42
Tabla 20. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes densidades de corriente en solución concentrada en Zn a $40^\circ C$ en Caso 2.	43
Tabla 21. Voltaje, energía consumida y CEE para diferentes densidades de corriente en Caso 2.	44
Tabla 22. Resultados obtenidos del lavado ácido con solución tratada en caso 1.	45
Tabla 23. Resultados obtenidos del lavado ácido con solución tratada en caso 2.	46
Tabla 24. Resumen comparativo de diferentes condiciones de lavado ácido.	46
Tabla 25. Resumen de comparación técnica para cada caso de estudio.	48

Tabla 26. Resumen equipo y complementos implementados para planta electrodiálisis escala piloto.	54
Tabla 27. Costos materia prima.	54
Tabla 28. Depreciación de equipos y complementos planta electrodiálisis escala piloto.	55
Tabla 29. Costos de operación planta electrodiálisis escala piloto.	55
Tabla 30. Comparación escenarios económicos en Caso 1.	56
Tabla 31. Comparación escenarios económicos en Caso 2.	56
Tabla 32. Comparación de sensibilidad en Caso 1.	57
Tabla 33. Comparación de sensibilidad en Caso 2.	57
Tabla 34. Ciclos de uso y costo mantención de membrana para ambos casos.	58
Tabla 35. Comparación trade-off para ambos casos de estudio.	58
Tabla 36. Resultados para solución concentrada en Zn con diversas condiciones operacionales en Caso 1.	62
Tabla 37. Resultados para solución de trabajo con diversas condiciones operacionales en Caso 1.	63
Tabla 38. Resultados para solución concentrada en Zn con diversas condiciones operacionales en Caso 2.	64
Tabla 39. Resultados para solución de trabajo con diversas condiciones operacionales en Caso 2.	65
Tabla 40. Capital considerado para planta piloto por parte de la empresa.	66
Tabla 41. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 1 (parte 1).	66
Tabla 42. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 1 (parte 2).	67
Tabla 43. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 1 (parte 1).	68
Tabla 44. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 1 (parte 2).	69
Tabla 45. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 1 (parte 1).	70
Tabla 46. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 1 (parte 2).	71
Tabla 47. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 1 (parte 1).	72
Tabla 48. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 1 (parte 2).	73
Tabla 49. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 2 (parte 1).	74
Tabla 50. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 2 (parte 2).	75
Tabla 51. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 2 (parte 1).	76
Tabla 52. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 2 (parte 2).	77

Tabla 53. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 2 (parte 1).	78
Tabla 54. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 2 (parte 2).	79
Tabla 55. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 2 (parte 1).	80
Tabla 56. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 2 (parte 2).	81

Índice de Figuras

Figura 1. Diagrama de flujo proceso T-PHITE.	12
Figura 2. Esquema de planta de pirólisis de neumáticos fuera de uso.	14
Figura 3. Secuencia de desarrollo de la estructura de carbon black.	14
Figura 4. Esquema representativo de los casos de estudio.	24
Figura 5. Esquema representativo de metodología caso 1.....	25
Figura 6. Esquema representativo de metodología caso 2.....	25
Figura 7. Esquema celda ED.	26
Figura 8. Celda de ED utilizada para estudio experimental teniendo el compartimiento catódico (CC), compartimiento de solución de trabajo (ST), compartimiento aniónico (CA) y compartimiento anódico (CAN) de izquierda a derecha.	27
Figura 9. Electrodo de grafito con desprendimiento de partículas tras operación a 55 °C.	47
Figura 10. Diagrama de proceso Caso 1.....	49
Figura 11. Diagrama de proceso Caso 2.....	50
Figura 12. Layout planta piloto proyecto T-PHITE.....	51
Figura 13. Módulo de electrodiálisis escala piloto.	53

1 Introducción

1.1 Antecedentes Generales

Existe una proyección de un incremento significativo en la cantidad de neumáticos fuera de uso en los próximos años debido a diferentes factores de globalización e industrialización. En primer lugar, la continua urbanización conlleva un aumento de demanda de movilización, tanto de los vehículos personales como de transporte público, lo que tiene como consecuencia inherente una mayor necesidad de neumáticos. Por otro lado, la expansión constante de las zonas mineras, impulsada por la demanda global de recursos, también contribuye en la generación de neumáticos fuera de uso (NFU) debido al uso intensivo de maquinaria pesada en estos entornos, convirtiéndose en los contribuyentes de un tercio de los NFU generados a nivel país[1]. Además, la industria automotriz, también contribuye en al aumento previsto de los NFU. El constante desarrollo y crecimiento de este sector se traduce en una mayor producción y circulación de vehículos, lo que alimenta la demanda de neumáticos nuevos y, por lo tanto, en la generación de desechos de neumáticos[2].

Además, la implementación reciente de la Ley de Responsabilidad Extendida del Productor (REP) ha marcado un hito en el sector industrial, ya que adopta nuevas prácticas relacionadas con la economía circular[3]. Sin embargo, dado que esta legislación entro en vigor hace tan solo un año, actualmente son pocas las empresas que han logrado establecer servicios bajo este concepto. La mayoría de las empresas se inclinan hacia métodos tradicionales de valorización de neumáticos fuera de uso (NFU), como la trituración o des vulcanización, poseyendo una capacidad técnica instalada país (CTIP) del 62% para el año 2021, según indica un informe de la Asociación Nacional de la Industria del Reciclaje. Por lo tanto, a pesar de existir alternativas de tratamiento y préstamo de servicios, la pirólisis no ha sido incorporado a las empresas como alternativa viable.

La implementación de la ley REP significa una gran oportunidad para llevar a cabo este proyecto, puesto que las empresas, sobre todo las mineras, producen cantidades masivas de neumáticos, sobre las ciento cuarenta y cinco mil toneladas anuales, por lo mismo es necesario que dichos desechos sean tratados lo antes posible, para evitar su acumulación en vertederos y reduciendo así la huella ambiental asociada a la disposición en la que están actualmente. Es por esto, que el aporte que busca este proyecto es satisfacer la satisfacción a una demanda ofreciendo un servicio para tratar neumáticos fuera de uso, transformándolos en productos económicamente atractivos como aceite, gas y carbón black. Siendo este último el que posee una demanda en alza debido a la industria de las baterías de litio que utilizan grafito como revestimiento [4].

1.2 Descripción del problema

Uno de los procesos alternativos más utilizados en la actualidad para el tratamiento de los NFU es la tecnología de pirólisis, que consiste en la degradación térmica de los componentes orgánicos de los neumáticos, normalmente a una temperatura de 500°C, que produce como subproductos aceite pirolítico, acero y carbon black (CB) [5].

El CB consiste en un fino polvo negro, que tiene numerosas aplicaciones en una variedad de productos comerciales y de consumo, sin embargo, la gran mayoría de las plantas de pirolisis de NFU en Chile producen CB, que no poseen las características requeridas por las normas internacionales ASTM para ser comercializado. Lo anterior, ha provocado que en la actualidad el CB obtenido de plantas de pirolisis se haya transformado en un nuevo residuo. Esto genera una oportunidad única para agregar valor al CB con objeto de circularizarlo y cerrar el ciclo de vida del neumático.

A raíz de la identificación del problema indicado es que en Sustrendlab, laboratorio de innovación científica de la consultora técnica Sustrend, comenzó a investigar y desarrollar innovación y tecnologías para darle un uso a este subproducto. La finalidad de este proyecto es transformar el CB en un carbón grafitizado a través de un proceso de activación y grafitización para luego ser utilizado como revestimiento para baterías de ion litio.

Uno de los procedimientos de activación del CB es Activación y Lavado 1 que se visualiza en la Figura 1. La Activación corresponde a activar el CB con KOH en una relación de 1:1 durante 1 hora a 800 °C en un horno y así obtener carbón black activado (CA), el cual después es lavado con ácido sulfúrico 2 M en la etapa de Lavado 1, con la finalidad de eliminar sulfuro de cinc (ZnS) existente como impureza en el CA. La reacción (1.1) representa lo que ocurre en la etapa de Lavado 1.



Es por ello, que se desea evaluar la reutilización directa de esta solución ácida o reutilización mediante ciclos de esta solución. Para el caso de la reutilización, se estudiará la cantidad máxima de ciclos posibles de uso de esta solución ácida sin afectar negativamente en la obtención del carbón black activado (CA), es decir, sin residuos de zinc. Por otro lado, la purificación de la solución ácida se evaluará mediante electrodiálisis.

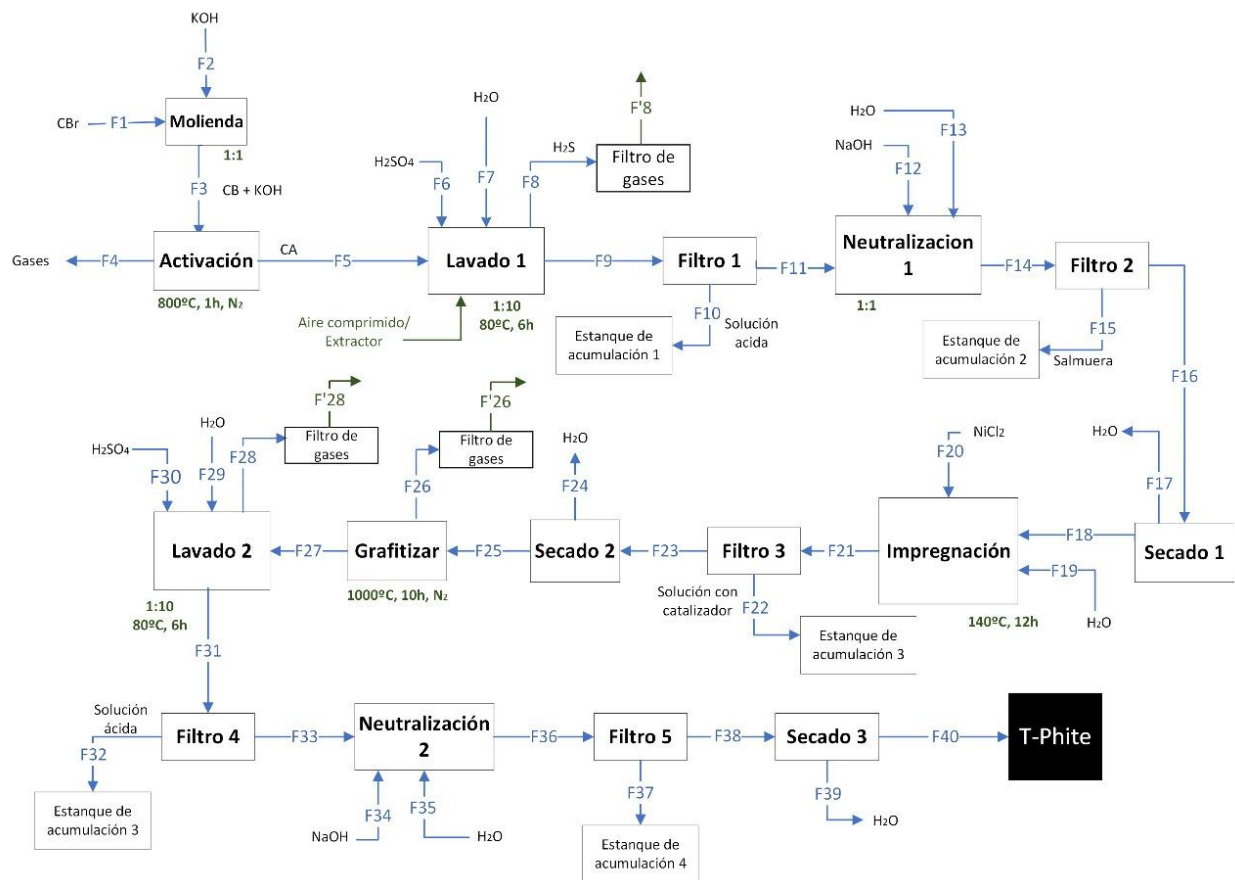


Figura 1. Diagrama de flujo proceso T-PHITE.

1.3 Hipótesis

Dado que la electrodiálisis (ED) permite recuperar y purificar soluciones ácidas y considerando que la reutilización directa de la solución ácida empleada en el lavado del carbón black activado (CA) reduce el consumo de ácido sulfúrico y los costos operacionales asociados al uso de reactivos, se plantea que esta tecnología, en conjunto con la incorporación de una etapa de prelavado, hace posible extender el número de ciclos de lavados sin comprometer la eficiencia del proceso.

1.4 Objetivo General

Evaluar la factibilidad técnica y económica del uso de electrodiálisis (ED) para la recuperación y reutilización de una solución ácida en el proceso T-PHITE.

1.5 Objetivos Específicos

1. Evaluar la reutilización directa de la solución ácida del proceso después del ciclo de lavado.
2. Evaluar la recuperación electro-dialítica de especies de interés desde las soluciones ácidas del proceso T-PHITE, posibilitando su re-utilización.
3. Analizar mediante la técnica del trade-off, la mejor alternativa para reducir el consumo de ácido de lavado del proceso T-PHITE, de acuerdo con los resultados de los objetivos 1 y 2.

1.6 Alcance

- Implementar un sistema de electrodiálisis a escala laboratorio para el tratamiento de soluciones contaminadas con zinc.
- Comparar dos estrategias de reutilización de la solución ácida recuperada.
- Realizar un análisis económico preliminar incluyendo CAPEX, OPEX, depreciación y consumo de ácido fresco.
- Proyectar un horizonte de evaluación de 10 años bajo condiciones controladas de laboratorio.
- No se considera una evaluación ambiental detallada del proceso completo, ni tratamiento final de residuos sólidos generados durante el proceso.
- Establecer como criterio técnico para la reutilización que la concentración residual de zinc en el carbón activado (CA) sea igual o inferior a 1 ppm.

2 Marco teórico

Frente a la problemática medioambiental que implica la acumulación no controlada de CB proveniente del proceso de pirólisis de los NFU, diversas investigaciones se han enfocado en desarrollar procesos de purificación, activación y modificación estructural del CB pirolítico, con el objetivo de convertirlo en un material de valor agregado. Una de las rutas más prometedoras es su uso como material activo o aditivo en baterías de ion litio, gracias a su capacidad de actuar como conductor eléctrico o soporte para compuestos activos.

2.1 Procesamiento de Carbon Black

El procesamiento de los neumáticos fuera de uso (NFU) mediante pirólisis representa una alternativa tecnológica atractiva para la valorización de residuos sólidos complejos. Este método implica la descomposición térmica de los componentes orgánicos de los NFU en ausencia de oxígeno, habitualmente a temperaturas entre 300 y 800 °C. Previamente, los neumáticos son triturados para facilitar su manipulación

y se eliminan sus componentes metálicos y textiles, que podrían interferir en el proceso o afectar la calidad del producto final [1].

Como resultado del proceso pirolítico se obtienen cuatro productos principales: gases combustibles, aceite pirolítico, alambre de acero y carbon black (CB). El CB representa el residuo sólido carbonoso, compuesto mayoritariamente por carbono elemental, cuya morfología depende de las condiciones de operación de la pirólisis y del tipo de neumático procesado. A continuación, se puede visualizar un esquema del proceso de pirólisis de NFU (Figura 2).

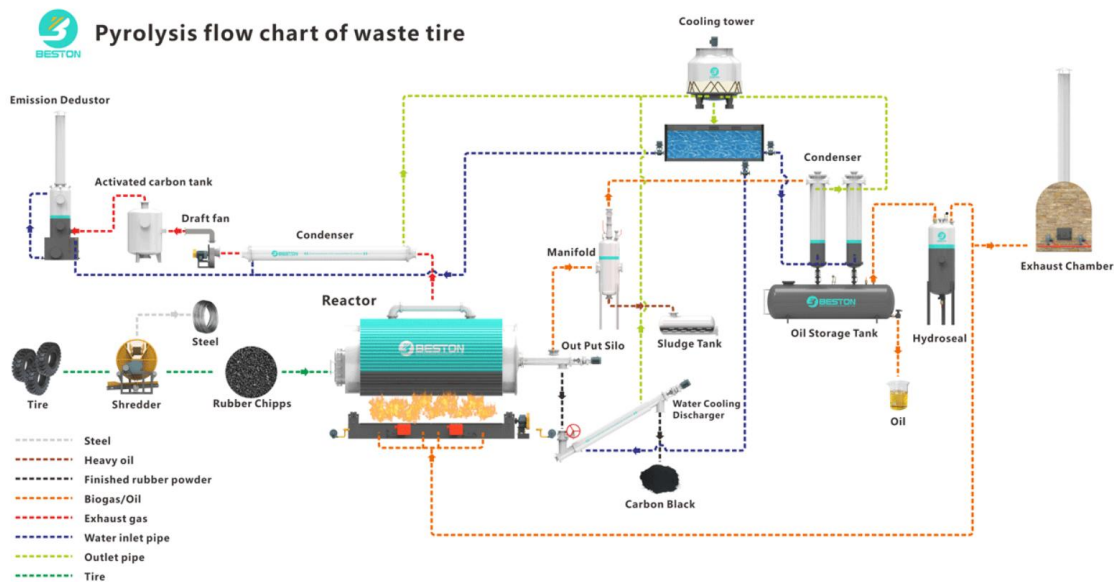


Figura 2. Esquema de planta de pirólisis de neumáticos fuera de uso.

El carbon black generado por pirólisis, también conocido como “char” cuando proviene de residuos, corresponde a una forma finamente dividida de carbono elemental. A nivel estructural, este material se compone de partículas primarias esferoidales unidas en agregados de morfología aciniforme (forma de racimo o tela de araña), presentando una disposición interna desordenada (turbostrática). Estas características le confieren propiedades únicas como alta área superficial, coloración intensa, y en algunos casos, cierta conductividad eléctrica y se puede visualizar su estructura en la Figura 3.

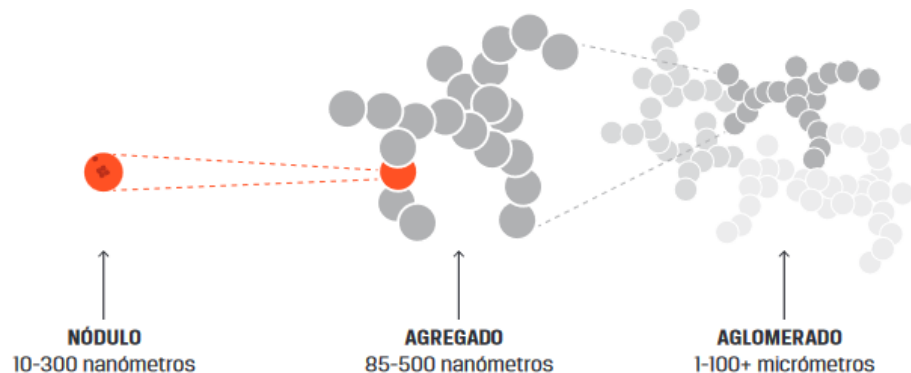


Figura 3. Secuencia de desarrollo de la estructura de carbon black.

No obstante, el CB derivado de NFU generalmente no cumple con los estándares internacionales establecidos por la norma ASTM D3053-13a, que regula aspectos como tamaño de partícula, estructura, contenido volátil, impurezas metálicas y composición superficial. Este incumplimiento limita su comercialización en mercados de alto valor como el de pigmentos, plásticos técnicos o compuestos conductores, transformándolo, en muchos casos, en un residuo más. Ya que a comparación del CB comercial, este es altamente controlado y producido con estándares internacionales como se pueden visualizar en la Tabla 1.

Tabla 1. Comparación de propiedades típicas entre CB comercial y CB pirolítico.

Propiedad	CB comercial	CB pirolítico (NFU)
Área superficial (m ² /g)	60 - 150	30 – 90
Contenido de cenizas (%)	<0,5	5 – 15
pH	6 - 8	<5
Color	Negro intenso	Negro opaco
Conductividad eléctrica	Alta	Baja

Este contexto abre una importante ventana de oportunidad para valorizar el carbon black pirolítico a través de tratamientos posteriores como la activación química o térmica, la eliminación de impurezas y la modificación estructural. Uno de los enfoques emergentes más relevantes es su transformación en carbón activado grafitizado, con aplicación en tecnologías electroquímicas, particularmente en electrodos para baterías de ion litio, supercapacitores o celdas de combustible.

En este sentido, la activación ácida, específicamente con ácido sulfúrico, permite eliminar impurezas inorgánicas como el sulfuro de zinc (ZnS), mejorando la pureza y la funcionalidad del material. Posteriormente, la grafitización a alta temperatura induce una reordenación estructural que incrementa la conductividad eléctrica y la estabilidad térmica, cualidades deseables para su uso en dispositivos electroquímicos avanzados.

2.2 Electrodialisis

Considerando que la etapa de activación implica un elevado consumo de ácido sulfúrico, surge la necesidad de implementar estrategias de recuperación y reutilización de esta solución, con el fin de reducir costos operacionales y minimizar la generación de residuos líquidos. En este contexto, la electrodialisis se presenta como una tecnología prometedora para la recuperación selectiva del ácido y la remoción de especies contaminantes [6].

La electrodialisis (ED) es un proceso de separación iónica que emplea un campo eléctrico para movilizar iones a través de membranas de intercambio iónico selectivas [7]. Su principal aplicación radica en la separación y concentración de soluciones acuosas, siendo utilizada en industrias como la alimentaria, farmacéutica, de tratamiento de aguas y recuperación de ácidos industriales. En términos simples, el proceso de electrodialisis implica la colocación de una serie de membranas selectivas de iones entre dos electrodos. Estas membranas permiten el paso selectivo de iones cargados, como cationes (iones con carga positiva) y aniones (iones con carga negativa), mientras que retienen los iones de carga opuesta. Cuando se aplica un voltaje a través de las membranas, los iones migran hacia los electrodos de carga opuesta, lo que resulta en la separación de los componentes de la solución.

El diseño básico de una celda de ED consta de múltiples compartimientos delimitados por estas membranas, dispuestos entre dos electrodos (ánodo y cátodo). Cuando se aplica una diferencia de potencial entre los electrodos, los iones disueltos en la solución se movilizan hacia el electrodo de carga opuesta, cruzando las membranas correspondientes y acumulándose en compartimientos de concentración, mientras que otros quedan en los compartimientos de dilución. De este modo, se logra separar el ácido recuperable de las especies indeseadas, generando dos flujos: uno enriquecido en ácido purificado y otro enriquecido en impurezas metálicas, como Zn^{+2} [8].

Esta tecnología resulta particularmente adecuada para el tratamiento de soluciones industriales, ya que permite el reaprovechamiento de insumos químicos valiosos y contribuye a reducir la carga contaminante de los efluentes. Además, la electrodialisis opera en condiciones moderadas de temperatura y presión, lo que representa una ventaja en términos de seguridad y eficiencia energética frente a otros métodos de separación o regeneración química[9].

El desempeño del proceso depende de múltiples factores, entre ellos: el tipo y calidad de las membranas, la composición de la solución a tratar, la densidad de corriente aplicada, la configuración de la celda y la temperatura de operación [10]. Estos aspectos se abordan en los siguientes apartados.

2.2.1 Membranas de intercambio iónico

Las membranas utilizadas en la electrodialisis son críticas para el proceso y están diseñadas para ser selectivas en cuanto a qué iones permiten pasar a través de ellas. Estas membranas pueden ser de diferentes tipos, como membranas catiónicas (CEM), que permiten el paso de cationes, pero no de aniones, o membranas aniónicas (AEM), que hacen lo contrario. Las membranas para ser selectivas deben tener una carga fija que sea opuesta a la carga que se requiera atravesar y/o repeler [11].

Se debe considerar las propiedades físicas, químicas y eléctricas de la membrana de intercambio, destacando lo siguiente: deben ser delgadas con tal de reducir la caída de potencial (V , IR), efecto que se acentúa al utilizar altas densidades de corriente, mecánicamente resistentes y presentar alta estabilidad en medios químicamente agresivos [12]. Para que las membranas funcionen adecuadamente en un sistema de recuperación de ácido sulfúrico como el planteado en este proyecto, deben cumplir con ciertas características fisicoquímicas, según la Tabla 2:

Tabla 2. Propiedades de membranas iónicas deseadas para el estudio.

Propiedad	Descripción
Selectividad iónica	Alta preferencia por el paso de iones específicos (H^+ o SO_4^{-2}), minimizando el paso de especies no deseadas.
Alta conductividad iónica	Permite un transporte eficiente de iones, reduciendo las pérdidas de energía.
Resistencia química	Estabilidad frente a soluciones altamente ácidas, como H_2SO_4 2 M, sin degradación o pérdida de funcionalidad.
Estabilidad térmica	Capacidad de operar a temperaturas elevadas (hasta $55^{\circ}C$) sin deformarse sin perder sus propiedades de transporte.

Baja resistencia eléctrica	Minimiza la caída de voltaje (IR drop), lo cual reduce el consumo energético del sistema.
Resistencia mecánica	Soporte estructural adecuado frente a la presión hidráulica o al estrés del montaje en la celda.

2.2.2 Consumo específico de energía

Uno de los factores más relevantes para evaluar la viabilidad de un proceso de electrodiálisis es su consumo energético, ya que determina tanto los costos operacionales como la eficiencia del sistema. En términos generales, la energía consumida se relaciona directamente con la movilización de iones a través de las membranas de intercambio iónico bajo la influencia de un campo eléctrico [13].

Por ello, en la separación electrodiálítica de ácido sulfúrico mediante membranas iónicas, existen dos diferentes tipos de energías que contribuyen a la totalidad de energía requerida: 1. Energía eléctrica que se requiere para transferir los iones de una solución hacia otra a través de la membrana y 2. La energía requerida para que ocurra la reacción dentro de la celda de electrodiálisis. Para conocer la energía requerida, se utilizará la siguiente expresión,

$$W = V \cdot I \cdot t \quad (2.1)$$

Donde:

- W: energía total consumida (J)
- V: voltaje de la celda (V)
- I: corriente aplicada (A)
- t: tiempo (s).

Para fines de evaluación comparativa, se utiliza una métrica denominada Consumo Específico de Energía (CEE), que relaciona la energía consumida con el volumen de solución tratada.

$$CEE = \frac{V \cdot I \cdot t}{V_{\text{solución}}} \quad (2.2)$$

Donde:

- CEE: consumo específico de energía (kWh/m³ o J/L)
- V_{Solución} :volumen de solución tratada (L o m³)

Este parámetro es útil para estimar cuán eficiente es el proceso en recuperar ácido desde una determinada cantidad de solución y permite comparar distintas condiciones operativas, como variaciones en temperatura, densidad de corriente o configuración de la celda.

El CEE no es constante, sino que depende de múltiples factores operacionales y de diseño. Entre los principales se encuentran los que se presentan a continuación en la tabla:

Tabla 3. Factores que influyen en el CEE [14].

Factor	Efecto sobre el CEE
Densidad de corriente	Aumenta la velocidad de transporte de iones, pero también incrementa el voltaje, elevando el CEE

Temperatura	Mejora la movilidad iónica y reduce la resistencia interna, disminuyendo el voltaje necesario y el CEE
Conductividad del electrolito	Soluciones más conductivas permiten operar con menor voltaje, reduciendo el consumo energético
Propiedades de las membranas	Membranas delgadas y de alta eficiencia reducen la resistencia al paso de iones y minimizan pérdidas de energía
Configuración de la celda	Un diseño óptimo (menor distancia entre electrodos, área efectiva adecuada) disminuye pérdidas óhmicas

La ecuación que describe el voltaje total requerido por la celda puede expresarse como:

$$V = \Delta E_e + |\eta_a| + |\eta_c| + I \cdot (R_a + R_c + R_{MIX}) \quad (2.3)$$

Donde:

- ΔE_e : diferencia de potencial de equilibrio entre reacción anódica y catódica (redox)
- η_a, η_c : sobrepotencial anódico y catódico
- R_a, R_c : resistencias óhmicas del electrolito en ánodo y cátodo
- R_{MIX} : resistencia óhmica de las membranas de intercambio iónico.

En este sentido, optimizar cualquiera de estos factores, por ejemplo, operando a mayor temperatura o utilizando membranas más eficientes, contribuye a reducir el consumo energético del sistema sin sacrificar la eficiencia de separación iónica.

En el caso de la recuperación de ácido sulfúrico desde soluciones de lavado, un CEE bajo es deseable, ya que indica que el proceso es energéticamente eficiente y económicamente viable. Además, al recuperar el ácido y permitir su reutilización en nuevos ciclos de lavado, se reduce la necesidad de adquirir reactivos frescos, lo que contribuye a mejorar la sostenibilidad del proceso.

A diferencia de otros métodos de recuperación como la destilación o neutralización química, la electrodiálisis no requiere aporte térmico adicional ni reactivos auxiliares, lo que le otorga una ventaja comparativa en términos de eficiencia energética y simplicidad operativa. Por ejemplo, mientras la destilación exige temperaturas elevadas y elevados consumos térmicos, la electrodiálisis puede operar de forma continua a temperaturas moderadas (entre 25 y 55 °C), adaptándose mejor a condiciones de laboratorio o planta piloto [15].

Finalmente, en el diseño y evaluación de procesos a escala piloto o industrial, el CEE se transforma en un indicador estratégico para comparar distintas alternativas de configuración, tipo de membranas o condiciones de operación [16]. Su seguimiento permite identificar las mejores condiciones para maximizar la recuperación del ácido al menor costo energético posible, estableciendo una base sólida para futuros estudios de escalamiento.

2.2.3 Transporte iónico

El principio fundamental detrás de la electrodiálisis es el transporte selectivo de iones a través de membranas de intercambio iónico, impulsado por la aplicación de un campo eléctrico externo. Este movimiento de iones ocurre como resultado de la acción combinada de distintos mecanismos de transporte que permiten separar especies iónicas según su carga, tamaño y movilidad en solución.

La fuerza impulsora del proceso de separación iónica es la diferencia en el potencial químico de las especies a ambos lados de la membrana en los procesos de separación basados en membranas donde no se aplica corriente. La posición de equilibrio puede cambiarse mediante el paso de un corriente a través de la membrana, en cuyo caso la fuerza impulsora se convierte en el potencial eléctrico aplicado[15]. Para lograr la separación, los iones deben ser transportado de una solución a otra a través de la membrana de intercambio iónico. La cinética y los parámetros termodinámicos son considerados para determinar la velocidad de transporte de estos iones. Los parámetros cinéticos se expresan por la movilidad o difusividad de los iones en la matriz de la membrana y la solución electrolítica. Los parámetros termodinámicos se expresan mediante las fuerzas impulsoras que deben aplicarse para superar la fricción que experimenta un componente mientras se mueve a través de la solución o la membrana. Una vez se considera el movimiento de iones a través de una membrana, la transferencia general de iones o flujos iónico da como resultado de una combinación de flujos debidos a tres modos de transporte diferentes.

En condiciones ideales, los iones se movilizan exclusivamente por migración electromotriz, es decir, debido a la diferencia de potencial eléctrico generada entre el ánodo y el cátodo. No obstante, en un sistema real, el transporte iónico total es resultado de la combinación de tres mecanismos principales:

- Migración: desplazamiento de los iones hacia los electrodos de carga opuesta bajo la influencia del campo eléctrico aplicado.
- Difusión: movimiento de iones desde zonas de mayor a menor concentración, influido por gradientes de concentración dentro de la celda.
- Convección: movimiento masivo de la solución debido a efectos de flujo, aunque este es mínimo en sistemas cerrados sin agitación forzada, como el utilizado en este estudio.

Como el procedimiento es sin agitación, el transporte iónico se ve gobernado por los tres mecanismos mencionados anteriormente. Donde la difusión estará definida por la diferencia de concentración entre la superficie de la membrana y el seno del electrolito, mientras la migración se ve relacionada con el desplazamiento de los iones como respuesta a la intervención de un campo eléctrico. De esta forma se puede representar el transporte unidireccional hacia la membrana de intercambio iónico con la ecuación de Nernst-Planck [13],

$$J_i^{+/-} = -D^{+/-} \frac{dC_i}{dx} + t^{+/-} \frac{i}{F} \quad (2.4)$$

Donde:

- $J_i^{+/-}$: flujo de iones (mol/m²s)
- $D^{+/-}$: coeficiente de difusión del catión y anión (m²/s)
- $\frac{dC_i}{dx}$: gradiente de concentración del ion i
- $t^{+/-}$: número de transporte (fracción de corriente transportada por el ion)
- i : densidad de corriente (A/m²)

- F: constante de Faraday (96485 C/mol)

Dado que el desplazamiento iónico ocurre por acción de un gradiente de potencial eléctrico, los procesos de electrodiálisis con uso de membranas de intercambio iónico son comúnmente tratados en términos de la cantidad de carga transportada más que por la cantidad de materia transportada. Para determinar la fracción de corriente transportada por cada especie iónica en solución según:

$$t_i^{+/-} = \frac{I_i}{I_T} = \frac{I_i}{\sum I_i}, \sum t_i^+ + \sum t_i^- = 1 \rightarrow t_i^+ = \frac{u_i}{u + v}; t_i^- = \frac{v_i}{u + v} \quad (2.5)$$

Donde (u,v) es la velocidad de migración de las especies catiónica y aniónica, respectivamente. En un proceso eficiente, se busca maximizar el número de transporte de los iones de interés y minimizar la pérdida de otras especies o interferencias no deseadas.

Además, debido a que en electrodiálisis se trabaja con membranas con carga fija, los iones deben superar la resistencia del medio y la fricción que experimentan al atravesar la matriz polimérica de la membrana. Por ello, el diseño adecuado de las membranas y la selección de condiciones operativas (como temperatura y concentración) resultan determinantes para favorecer el flujo iónico deseado.

2.3 Evaluación económica

La evaluación económica tiene como objetivo determinar la viabilidad financiera del estudio a realizar. Para ello, se consideran tanto los costos de inversión inicial (CAPEX) como los costos operacionales (OPEX) durante la vida útil del proyecto, así como los beneficios asociados a la reutilización de insumos [17].

La evaluación se basa en herramientas clásicas de análisis económico de proyectos, como el cálculo del Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el análisis de flujos de cajas descontados, además de aspectos como la depreciación de activos y el cálculo del costo nivelado de tratamiento. A continuación, se detallan los principales criterios utilizados.

2.3.1 Valor Actual Neto (VAN)

El Valor Actual Neto (VAN) es un indicador que permite conocer el valor presente de los flujos de caja netos que un proyecto generará a lo largo del tiempo, descontados a una tasa determinada que representa el costo de oportunidad del capital. Un VAN positivo indica que el proyecto genera beneficios superiores al costo del dinero invertido, y, por lo tanto, es considerado rentable.

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{F_t}{(1 + r)^t} \quad (2.6)$$

Donde:

- F_t : flujo neto de caja en el año t
- r: tasa de descuento
- n: horizonte temporal del proyecto

En este estudio, el VAN se utiliza para comparar diferentes escenarios operacionales del sistema de recuperación, incorporando tanto los ahorros generados por la reutilización del ácido como los costos energéticos y de mantenimiento asociados.

2.3.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

La Tasa Interna de Retorno (TIR) es una medida de la rentabilidad relativa de un proyecto. Se define como la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero. En otras palabras, representa la tasa a la cual el proyecto recupera su inversión y comienza a generar beneficios netos. Cuanto mayor sea la TIR en comparación con la tasa de descuento utilizada, mayor será la rentabilidad del proyecto. Expresándose como:

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} = 0 \quad (2.7)$$

Un proyecto es considerado viable si la TIR es superior al costo de capital o a la tasa mínima de retorno esperada. En este estudio, la TIR permite evaluar cuán atractiva resulta la inversión en tecnologías de recuperación frente a la compra continua de insumos químicos nuevos.

2.3.3 Flujo de caja

El flujo de caja libre corresponde al dinero neto que genera un proyecto en cada periodo, una vez descontados todos los costos operacionales, gastos de mantenimiento e inversiones necesarias para sostener su funcionamiento. Es uno de los elementos centrales en la evaluación económica, ya que refleja la capacidad real del proyecto para generar valor a lo largo del tiempo.

A diferencia de los ingresos contables, el flujo de caja considera solamente entradas y salidas reales de efectivo, excluyendo conceptos no monetarios como la depreciación, aunque esta última sí se incorpora al cálculo tributario cuando se evalúan impuestos (en proyectos más complejos).

En este estudio, el flujo de caja libre se analiza a lo largo de un horizonte temporal de varios años, usualmente entre 5 y 10, lo cual permite observar cómo evoluciona económicamente la implementación del sistema de recuperación de ácido mediante electrodiálisis. El primer año (año 0) incluye generalmente la inversión inicial o CAPEX, mientras que a partir del segundo año se incorporan los beneficios operacionales (como el ahorro por reutilización de ácido) y los costos recurrentes asociados a energía, insumos y mantenimiento (OPEX).

Este flujo anual sirve como base para calcular indicadores como el VAN y la TIR, ya que muestra cuánto dinero efectivamente generaría o demandaría el proyecto en cada etapa. Además, permite estimar el plazo de recuperación de la inversión (payback) y realizar proyecciones de rentabilidad bajo distintos escenarios.

2.3.4 Costos de inversión (CAPEX)

Los costos de inversión (CAPEX) comprende todas aquellas inversiones destinadas a la adquisición, mejora o mantenimiento de activos físicos a largo plazo que son necesarios para la implementación inicial de un proyecto o instalación industrial. Esto incluye la compra de equipos, maquinaria, instrumentación, infraestructura, sistemas de control, diseño e ingeniería, construcción y montaje, así como también costos asociados a la puesta en marcha y pruebas iniciales del sistema.

El CAPEX se considera una inversión, ya que estos activos tienen una vida útil prolongada y su valor se deprecia en el tiempo según las políticas contables de la organización. En el contexto de proyectos industriales o plantas piloto, el CAPEX es un parámetro clave en la evaluación económica, pues determina la inversión inicial requerida para que la operación sea técnicamente viable. Para una evaluación más

realista, estos costos pueden ajustarse considerando factores de escalamiento o eficiencia al pasar de nivel laboratorio a planta piloto o industrial.

2.3.5 Costos operacionales (OPEX)

El gasto o costo operacional (OPEX) corresponde a todos los costos asociados al funcionamiento continuo de una instalación, planta o proceso productivo. A diferencia del CAPEX, que se incurre una sola vez, el OPEX abarca los costos recurrentes que ocurren en cada periodo (usualmente por año), y que afectan directamente el flujo de caja.

El OPEX incluye el consumo de insumos, materias primas, reactivos químicos, energía eléctrica o térmica, agua industrial, mano de obra operativa, servicios generales, mantenimiento preventivo y correctivo, disposición de residuos, entre otros.

En términos económicos, el OPEX tiene un impacto directo en los costos de operación y, por lo tanto, en la rentabilidad del proyecto. Una evaluación de procesos eficiente busca minimizar el OPEX sin comprometer la seguridad, la calidad del producto ni el cumplimiento normativo.

2.3.6 Depreciación

La depreciación es un concepto contable que representa la disminución del valor de los activos fijos del proyecto a lo largo del tiempo, ya sea por uso, desgaste físico u obsolescencia tecnológica. Aunque no implica una salida de dinero directa en cada periodo, su incorporación en los análisis económicos permite reflejar con mayor precisión el costo real del sistema durante su vida útil, especialmente en evaluaciones de rentabilidad a largo plazo.

En este estudio se adopta el método de depreciación lineal, el cual es ampliamente utilizado por su simplicidad y aplicabilidad en proyectos tecnológicos de mediana escala. Este método asume que el valor del activo disminuye de manera constante durante toda su vida útil, distribuyendo homogéneamente el costo del equipo en los años de operación estimados.

Para el estudio se establece que el sistema tiene una vida útil de 10 años, y considera un valor de salvamento (VS) equivalente al 10% del valor de adquisición de los equipos. El valor de salvamento representa el monto que se espera recuperar al término de la vida útil del equipo, ya sea por venta, reutilización parcial o valor residual. Teniendo la siguiente expresión para la depreciación anual:

$$\text{Depreciación anual} = \frac{M - VS}{n} \quad (2.8)$$

Donde:

- M: costo total de los equipos instalados (valor actual a devaluar)
- VS: valor de salvamento (10% de M)
- n: vida útil del sistema (10 años)

Este valor de depreciación se incluye como un cargo anual constante en el flujo de caja económico del proyecto, y permite estimar con mayor realismo el costo promedio anual de operar el sistema, incluso cuando no haya reemplazos físicos de los equipos durante ese periodo.

2.3.7 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad es una herramienta fundamental dentro de la evaluación económica, ya que permite estimar cómo varían los indicadores financieros del proyecto (como el VAN o la TIR) ante cambios en los valores de ciertas variables críticas. Este análisis no busca modificar el diseño técnico del sistema, sino identificar el nivel de riesgo y la estabilidad del proyecto ante escenarios inciertos o fluctuantes.

Dado que muchos de los parámetros económicos utilizados provienen de estimaciones, proyecciones o precios de mercado que pueden cambiar con el tiempo, resulta indispensable evaluar el impacto que tendría una variación en ellos sobre la rentabilidad del sistema.

En el contexto de este estudio, algunas de las variables más relevantes para un análisis de sensibilidad son los encontrados en la Tabla 4:

Tabla 4. Variables para el análisis de sensibilidad del estudio.

Variable sensible	Justificación
Precio del ácido sulfúrico	Afecta directamente el beneficio económico por reutilización
Costo de energía	Influye en los egresos operacionales asociados al consumo del sistema
Vida útil del sistema (años)	Cambia la distribución del CAPEX anual y la recuperación de la inversión
Costo de reposición de membranas y electrodos	Impacta el OPEX anual en función de la durabilidad real del componente

En proyectos a nivel piloto, donde existen mayores grados de incertidumbre en precios, durabilidad de componentes o eficiencia de operación, el análisis de sensibilidad cumple un rol clave al orientar decisiones de escalamiento y justificar ajustes técnicos o económicos antes de implementar a gran escala.

3 Metodología experimental

Esta investigación se estructura en torno a dos casos de estudio. El primer caso consiste en la reutilización de la solución ácida obtenida del primer lavado ácido del proceso T-PHITE. Esta solución será intervenida mediante ED, con el objetivo de reducir o eliminar presencia de iones zinc (Zn^{+2}), considerados como impurezas que limitan su reutilización. Por otro lado, el segundo caso contempla el mismo procedimiento del primer caso, incorporando además un prelavado con agua desionizada al CA antes del contacto con la solución ácida. Esta etapa adicional busca remover los residuos de hidróxido de potasio (KOH) remanentes del proceso de activación, con el fin de mejorar la calidad del lavado ácido posterior y extender la reutilización de la solución ácida y registrar la cantidad de ciclos que se pueda reutilizar sin alterar la composición final del CA.

A continuación, se presenta un esquema representativo de la metodología general utilizada en ambos casos (Figura 4).

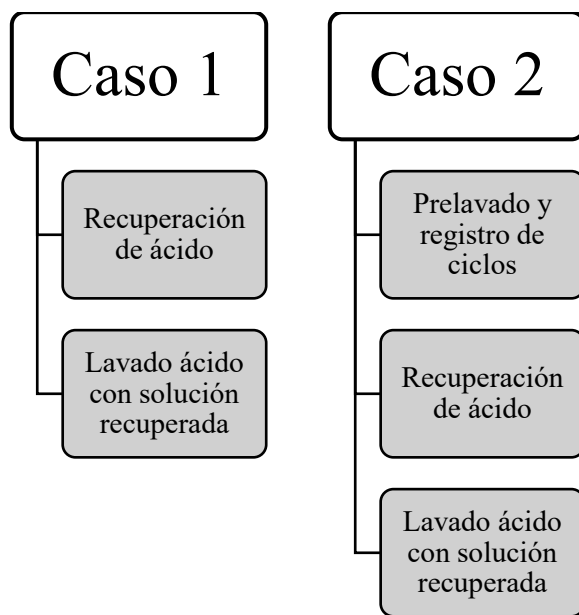


Figura 4. Esquema representativo de los casos de estudio.

3.1 Caso 1: Reutilización de Solución ácida recuperada sin prelavado.

Tal como se muestra en la Figura 5, el procedimiento correspondiente al Caso 1 comienza con el lavado del CB activado (CA) utilizando ácido sulfúrico 2 M con una razón de 1:10 según protocolo original. Una vez completada las 6 horas, la mezcla es sometida a un proceso de filtración por vacío, utilizando papel filtro de grado 388 y porosidad de 8 μm , con el objetivo de separar la fracción líquida correspondiente a la solución ácida post lavado.

Esta solución se define como la solución de trabajo (ST) y es utilizada posteriormente en la celda de ED, previamente acondicionada con sus respectivas membranas de intercambio iónico, electrodos y soluciones electrolíticas en los compartimientos correspondientes.

Una vez finalizado el proceso de ED, las soluciones presentes son separadas y se toman muestras para analizar el desplazamiento iónico, con especial énfasis en la concentración de zinc. Finalmente, la solución ácida tratada es reutilizada en un nuevo ciclo de lavado de CA, replicando el mismo procedimiento inicial, con el fin de evaluar su comportamiento y eficiencia.

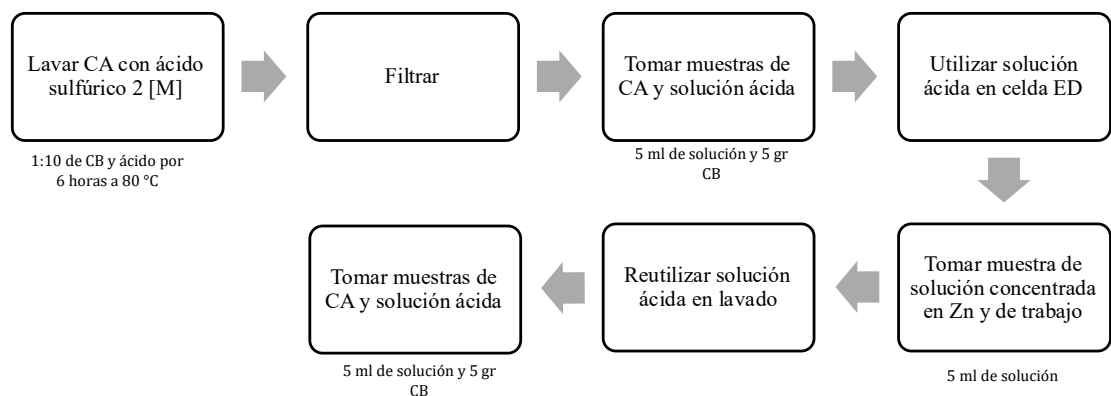


Figura 5. Esquema representativo de metodología caso 1.

3.2 Caso 2: Reutilización de Solución ácida recuperada con prelavado.

Tal como se observa en la Figura 6, en el procedimiento correspondiente al Caso 2 se incorpora un prelavado del CA con agua desionizada, previo al contacto con la solución ácida. Esta etapa tiene como finalidad reducir la carga de contaminantes presentes en la superficie del material, particularmente residuos de hidróxido de potasio provenientes del proceso de activación.

Posteriormente, se realiza el lavado ácido del CA utilizando la misma solución ácida en ciclos sucesivos, con el objetivo de evaluar cuántas veces puede ser reutilizada sin sobrepasar el límite técnico establecido. De forma preliminar, se planifican 4 ciclos consecutivos de lavado, tras los cuales se realizará un análisis de las muestras obtenidas para evaluar el comportamiento de la solución.

Una vez finalizado este proceso, la solución ácida empleada será sometida a tratamiento mediante ED, con el fin de remover las impurezas acumuladas, para luego ser reutilizada nuevamente en un ciclo adicional de lavado ácido.

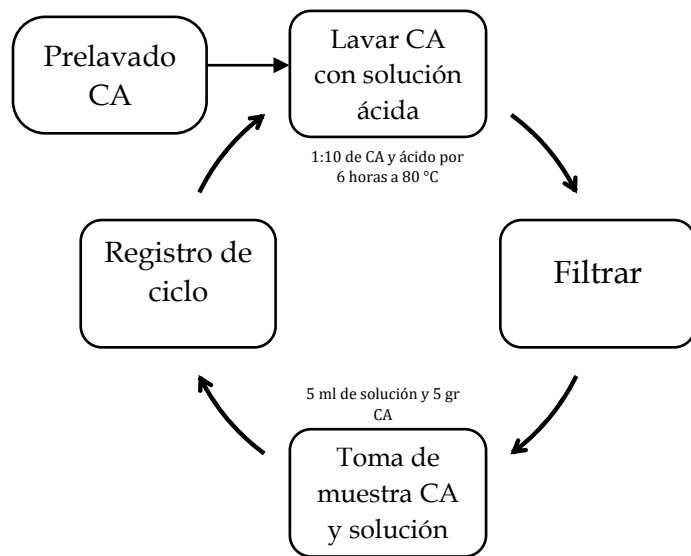


Figura 6. Esquema representativo de metodología caso 2.

4 Procedimiento experimental

A continuación, se detallan los materiales y equipos utilizados para implementar el sistema de recuperación y reutilización de ácido sulfúrico mediante ED.

4.1 Caso 1

4.1.1 Celda electrodialisis (ED)

La celda de ED utilizada en este estudio está compuesta por cuatro compartimientos los cuales se describen como compartimiento catódico y catiónico (CC), compartimiento de solución de trabajo (ST), compartimiento aniónico (CA) y compartimiento anódico (CAN). Estos compartimientos se encuentran separados mediante una disposición alternada de membranas de intercambio iónico, correspondientes a dos membranas catiónicas (CEM) y una aniónica (AEM). Esta configuración permite dirigir el flujo de iones Zn^{+2} hacia el compartimiento catódico (CC), facilitando su concentración, mientras que la solución ácida purificada estará en el compartimiento de solución de trabajo (ST) para su posterior reutilización en el proceso de lavado ácido del CA. Además, esta solución irá perdiendo acidez, ya que estos iones serán atraídos por el ánodo y se concentrarán en el compartimiento aniónico (CA). A continuación, se puede visualizar esquemáticamente el comportamiento y distribución de la celda en la Figura 7.

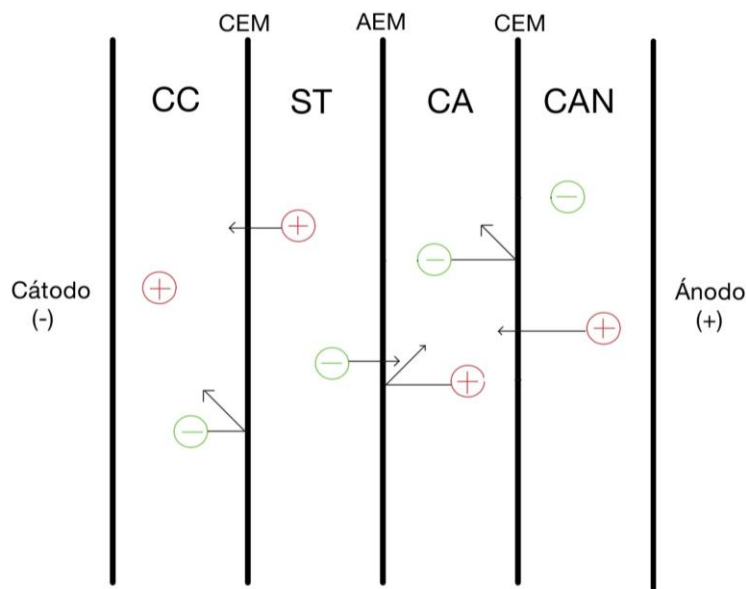


Figura 7. Esquema celda ED.

La estructura de la celda fue fabricada en acrílico, material seleccionado por su resistencia química frente a medios altamente ácidos, así como por su facilidad de mecanizado y bajo costo, lo que lo hace adecuado para aplicaciones a escala laboratorio[18]. Teniendo como resultado la celda que se visualiza en la Figura 8.

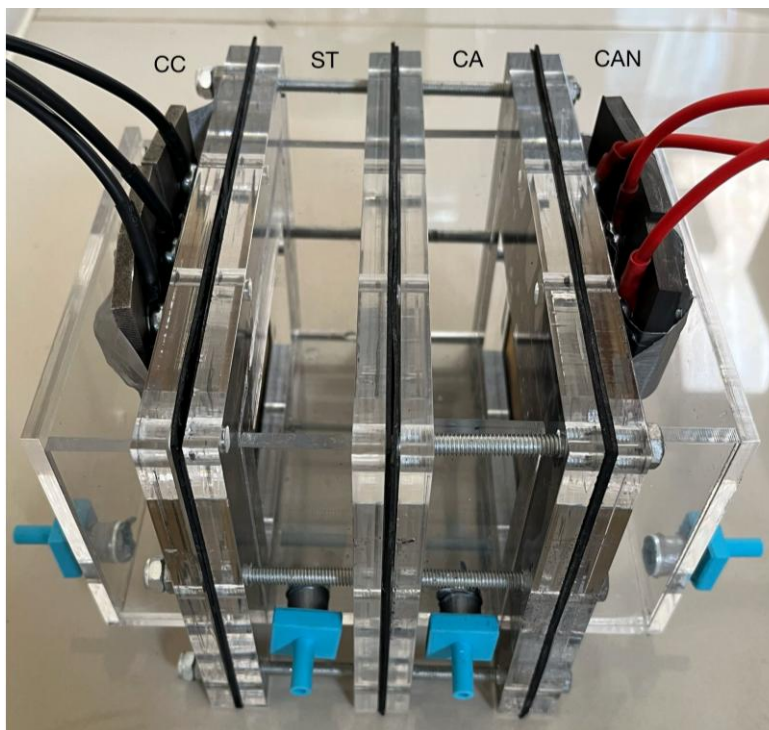


Figura 8. Celda de ED utilizada para estudio experimental teniendo el compartimiento catódico (CC), compartimiento de solución de trabajo (ST), compartimiento aniónico (CA) y compartimiento anódico (CAN) de izquierda a derecha.

4.1.1.1 Condiciones de operación

Para definir las condiciones de operación de la celda de ED, se analizaron antecedentes bibliográficos relacionados con la recuperación de ácido sulfúrico mediante ED, seleccionando parámetros de trabajo acordes al objetivo del presente estudio.

En cuanto a la densidad de corriente, se evaluarán tres valores: 200, 250 y 300 A/m², con el fin de analizar su efecto sobre la eficiencia de recuperación y el consumo específico de energía (CEE). Estos valores se encuentran dentro del rango utilizado en estudios similares reportados en la literatura [18].

Respecto a la temperatura, diversos trabajos han evidenciado que su aumento contribuye a disminuir el CEE, debido a la mejora en la movilidad iónica y la reducción de la resistencia interna del sistema. Por este motivo, se evaluará el comportamiento del proceso a tres temperaturas: 20, 40 y 55 °C, manteniendo constante la densidad de corriente en cada ensayo para permitir realizar comparaciones directas[9].

Finalmente, el tiempo de operación será definido a partir de ensayos preliminares enfocados en la cinética de recuperación del ácido y el desplazamiento de iones metálicos. La duración total de cada ensayo de ED será de 4 horas, durante las cuales se tomarán muestras cada una hora para evaluar la evolución del transporte iónico y recuperación del ácido. Adicionalmente, se tomarán muestras cada 10 minutos durante la primera hora para monitorear en mayor detalle el comportamiento del transporte de iones de Zn⁺² hacia el compartimiento correspondiente[19]. Esta estrategia permitirá evaluar tanto la eficiencia global del proceso como el comportamiento inicial del sistema.

4.1.1.2 Compartimiento anódico y catódico

Los compartimientos anódico y catódico poseen un volumen interno de 420 mL, y están conformados por piezas de acrílico, como se mencionó anteriormente, con dimensiones volumétricas de 10 x 14 x 3 cm³. Cada celda cuenta con un área efectiva para la membrana de 54 cm², lo que determina la superficie disponible para el transporte iónico entre compartimientos.

El ensamblaje del sistema se realiza mediante la utilización de siete pernos tipo espárrago, dispuestos de forma equidistante para garantizar una fijación firme entre las piezas. Entre cada compartimiento se instalan dos sellos de goma, ubicados en ambas caras de las membranas, con el fin de asegurar un sistema hermético y prevenir filtraciones de solución durante la operación.

4.1.1.3 Membrana de intercambio iónico

El sistema de ED emplea un conjunto de dos membranas aniónicas y una membrana catiónica, dispuestas de forma alternada entre los compartimientos. Las membranas utilizadas corresponden a modelos AMI7001S (aniónica) y CMI7000S (catiónica), ambos pertenecientes a la línea comercial de membranas poliméricas diseñadas para procesos de separación iónica en soluciones altamente ácidas [20].

Estas membranas fueron seleccionadas por su resistencia química, estabilidad estructural y compatibilidad con medios agresivos como el ácido sulfúrico, además de su adecuada selectividad iónica para facilitar el transporte de especies específicas durante la ED. Las principales propiedades fisicoquímicas de las membranas utilizadas se presentan en la Tabla 5, donde se detallan sus características estructurales, funcionales y operativas.

Tabla 5. Parámetros de las membranas de intercambio iónico utilizadas.

Parámetro	AMI-7001S	CMI-7000S
Grupo funcional	Amonio cuaternario	Ácido sulfónico
Forma iónica	Cloro	Sodio
Color	Beige	Beige
Espesor (mm)	0,45 ± 0,025	0,45 ± 0,025
Resistencia eléctrica (ohm*cm ²)	< 40	< 30
Máxima densidad de corriente (A/m ²)	< 500	< 500
Máxima capacidad de carga (meq/g)	1,3 ± 0,1	1,6 ± 0,1
Estabilidad térmica (°C)	90	90
Rango de pH operativo	1 – 10	1 – 10

4.1.1.4 Electrodo de trabajo

Para el sistema de electrodialisis se utilizarán láminas de grafito como ánodo y láminas de acero inoxidable AISI 316L como cátodo. Ambos materiales fueron seleccionados por su resistencia química, estabilidad electroquímica en medios ácidos, y disponibilidad en aplicaciones de laboratorio [18].

Cada electrodo estará compuesto por tres láminas de 3 x 12 cm, con un espesor de 5 mm, montadas de manera paralela para ampliar la superficie efectiva de contacto y favorecer la distribución uniforme del campo eléctrico dentro de la celda.

4.1.1.5 Electrolitos de trabajo

Para las pruebas de ED, los compartimientos catódico, aniónico y anódico serán alimentados con una solución de ácido sulfúrico a una concentración de 100 g/L, la cual actuará como electrolito de soporte para mantener la conductividad del sistema y favorecer las reacciones electroquímicas en los electrodos. [21]

Por otro lado, el electrolito de trabajo corresponderá a la solución ácida proveniente del lavado ácido del CA. Esta solución contiene impurezas metálicas, principalmente iones Zn^{+2} , y constituye el foco principal del proceso de purificación.

4.1.2 Caracterización de especies de interés

Para la caracterización de las soluciones ácidas utilizadas en los ensayos, se tomarán alícuotas de 5ml por muestra. En estas, se determinará la acidez mediante titulación ácido-base, con el propósito de determinar la concentración final de ácido sulfúrico, y se medirá la concentración de zinc (Zn^{+2}) disuelto mediante Espectroscopía de Absorción Atómica (EAA), como técnica analítica.

En cuanto a la caracterización del carbon black activado (CA), se tomará una muestra de 5 g exclusivamente para la determinación de contenido de zinc. Para ello, se aplicará un procedimiento de digestión ácida.

4.2 Caso 2

4.2.1 Prelavado

El CA, proveniente de la mufla, será sometido a un prelavado con agua destilada con el objetivo de remover residuos de hidróxido de potasio (KOH) provenientes del proceso de activación. Este prelavado se realizará en una relación de 1:10 (1 gramo de CA por 10 ml de agua), la cual se establece mediante pruebas de laboratorio proporcionadas por SustrendLab.

La selección de esta relación se fundamenta en la solubilidad del KOH en agua, ya que, al utilizar un volumen suficiente de solvente, se busca maximizar su disolución y asegurar un arrastre eficiente del compuesto alcalino. De este modo, se pretende que el CA quede libre de trazas de KOH, evitando que este interfiera químicamente en el posterior lavado ácido.

4.2.2 Registro de ciclos

Se realizará un registro preliminar de cuatro ciclos consecutivos de reutilización de la solución ácida. En cada ciclo se tomarán muestras tanto de la solución ácida como del CA resultante, con el objetivo de evaluar la evolución de las concentraciones de ácido sulfúrico y zinc.

Los datos obtenidos serán utilizados para construir curvas de concentración de ácido vs número de ciclo y concentración de zinc disuelto vs ciclo en las soluciones líquidas. De forma paralela, se graficará la concentración de zinc acumulado en el CA en función del número de ciclos. Estas representaciones permitirán visualizar la eficiencia de reutilización de la solución ácida y el comportamiento acumulativo del zinc en el material sólido.

La cantidad máxima de ciclos se definirá en función del momento en que se observe una acumulación mínima o nula de zinc en el CA, indicando que la solución ha alcanzado un grado aceptable de agotamiento.

En caso de que los cuatro ciclos iniciales no sean suficientes para evidenciar dicha condición, se extenderá el número de ciclos hasta obtener un resultado concluyente.

5 Análisis y Discusión de Resultados

En el presente capítulo se exponen los resultados obtenidos a partir de los ensayos experimentales realizados para evaluar la recuperación y reutilización de soluciones ácidas utilizadas en el lavado de CA. Los resultados se organizan según los casos definidos en la metodología.

5.1 Definición de parámetros experimentales

5.1.1 Caso 1

Se llevaron a cabo mediciones de conductividad eléctrica utilizando un medidor portátil, a distintas temperaturas de la solución ácida proveniente del lavado del CA. Los resultados obtenidos se resumen en la Tabla 6, y permiten visualizar el comportamiento de la conductividad en función de la temperatura, la cual permite un incremento de la conductividad debido a la disminución de densidad de la solución trabajada. Sin embargo, el aumento observado en la conductividad, si bien consistente, no presenta una variación significativa entre los distintos niveles de temperatura evaluados.

Tabla 6. Resultados mediciones de conductividad solución ácida en caso 1.

Conductividad	
T °C	Conductividad mS/cm
20	510
40	655
55	725

A continuación, se presenta el Gráfico 1 correspondiente al comportamiento de los iones en la solución de trabajo bajo diferentes condiciones de temperatura: 20, 40 y 55 °C, manteniendo constante la densidad de corriente en 250 A/m². Además, se considera que la concentración inicial de la solución de trabajo es de 198 g/L de H₂SO₄ y 2,54 mg/L de Zn para todas las pruebas. Estas curvas permiten visualizar la evolución de las concentraciones de ácido y de iones de Zn⁺² en el compartimiento de Solución de trabajo (ST) y en el compartimiento catódico (CC), respectivamente.

En el Gráfico 1 se observa que la disminución de la concentración de ácido sulfúrico se debe al desplazamiento de los iones bisulfato (HSO₄⁻) hacia el ánodo, facilitado por la membrana de intercambio aniónico (AEM), la cual permite el paso de estos iones al compartimiento aniónico (CA). En este compartimiento, los iones HSO₄⁻ se van acumulando, ya que la membrana catiónica impide su retorno, al bloquear el paso de iones con carga positiva. Además, se aprecia que este efecto es más pronunciado a mayor temperatura, lo cual se atribuye al aumento de la conductividad eléctrica del sistema, favoreciendo una mayor movilidad iónica.

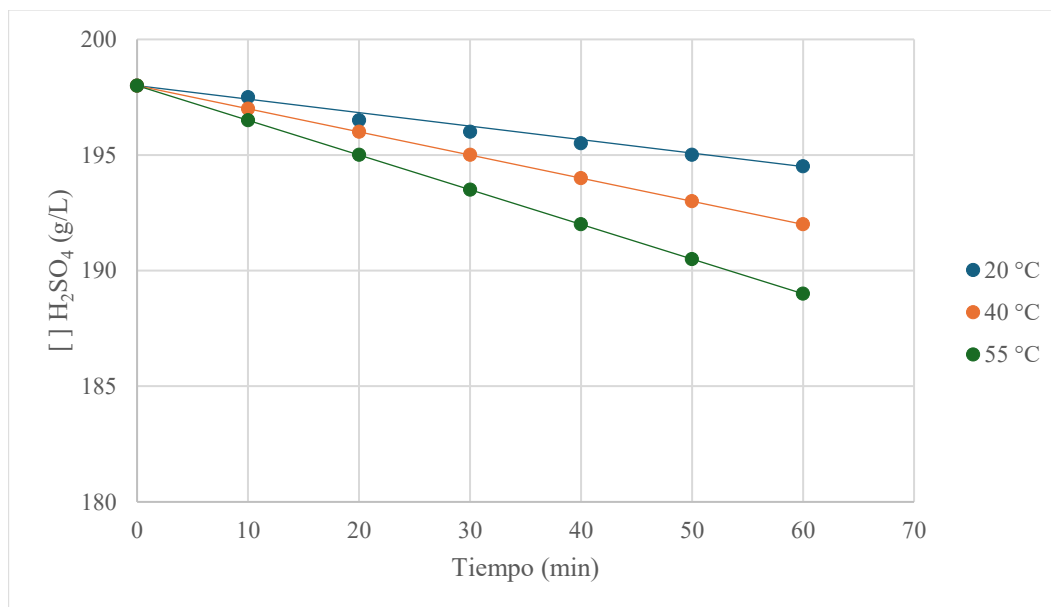


Gráfico 1. Cambio en la concentración de H_2SO_4 en solución de trabajo a 250 A/m^2 en caso 1.

No obstante, los datos presentados consideran barras de error del 3%, asociadas a la precisión del método de titulación utilizado para determinar los cambios de concentración. Dado que las diferencias entre las curvas correspondientes a distintas temperaturas no superan este margen de error en la mayoría de sus puntos, no es posible establecer con certeza una influencia significativa de la temperatura en la magnitud del transporte iónico bajo estas condiciones. La interpretación de estas diferencias podría estar dentro de la variabilidad experimental. A pesar de ello, la tendencia observada sugiere que el sistema responde de forma coherente con los principios del transporte iónico, ya que el aumento de temperatura suele favorecer la movilidad iónica al disminuir la viscosidad del medio, aumentar la energía cinética de las especies cargadas y mejorar la conductividad eléctrica de la solución. Estos efectos, si bien no pueden cuantificarse directamente con los datos disponibles, son consistentes con el comportamiento esperado en sistemas gobernados por migración iónica bajo campo eléctrico.

Además, se observa que, durante los primeros minutos del proceso, la disminución de la concentración de ácido es más lenta en comparación con las etapas posteriores. Este comportamiento puede deberse a la ausencia de agitación en la solución de trabajo, lo que limita la renovación del electrolito cerca de la membrana. En estas condiciones, el gradiente de concentración responsable del transporte iónico se establece de forma más gradual, lo que retrasa la aparición de un comportamiento lineal. A continuación, se presenta la Tabla 7 donde se presenta la velocidad de desaparición del ácido sulfúrico y el Gráfico 2 donde se evalúa la linealidad de la velocidad respecto a la concentración de ácido para cada una de las temperaturas evaluadas.

Tabla 7. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes temperaturas en solución de trabajo a 250 A/m^2 en Caso 1.

Temperatura (°C)	Velocidad de desaparición de H_2SO_4 (g/m ² s)
20	0,193
40	0,417
55	0,466

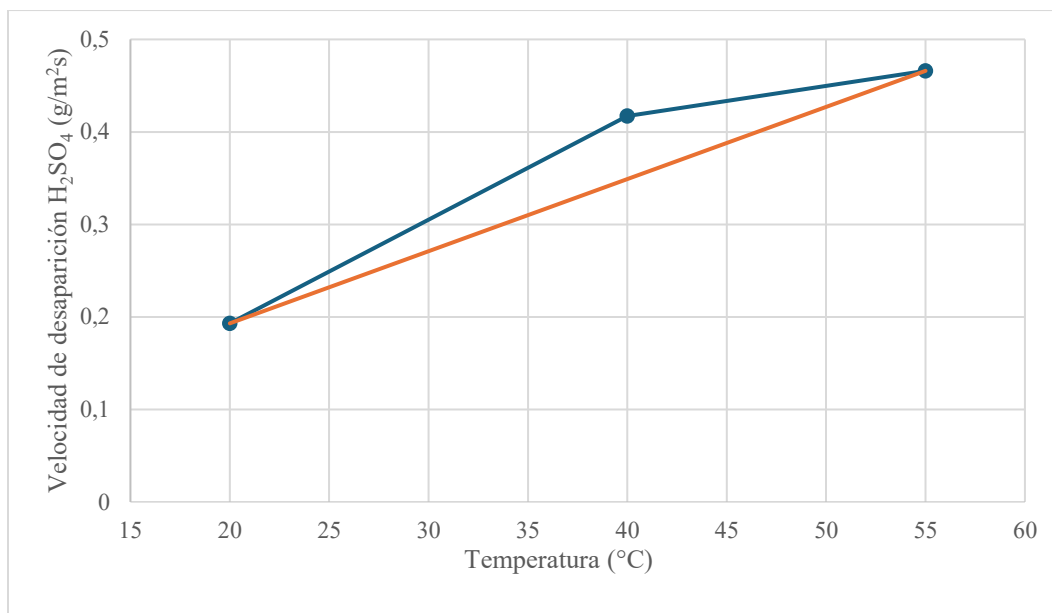


Gráfico 2. Comportamiento de la velocidad de desaparición de H_2SO_4 frente a la temperatura para solución de trabajo en Caso 1.

La velocidad de desaparición del ácido sulfúrico se determina a partir del gráfico y fue estimada a partir de la disminución de concentración de ácido sulfúrico en la solución de trabajo durante 60 minutos de operación. Este valor representa una aproximación indirecta del transporte iónico, considerando que la única vía posible para la disminución de acidez bajo condiciones controladas es el transporte a través de la membrana aniónica. Se puede observar que el comportamiento de la velocidad entre temperaturas es con tendencia lineal y se corrobora con el valor obtenido para el coeficiente de determinación R^2 de 0,9905.

En el Gráfico 3 se representa la evolución de la concentración de Zn^{+2} en función del tiempo bajo distintas condiciones de temperatura (20, 40 y 55 °C), manteniendo constante la densidad de corriente en 250 A/m². Para cada temperatura, se presentan dos curvas del mismo color: una ascendente, correspondiente a la aparición de Zn^{+2} en el compartimiento catódico (CC), y una descendente, que representa su desaparición desde el compartimiento de solución de trabajo (ST). Este enfoque permite visualizar de forma clara el balance iónico entre compartimientos, evidenciando que el Zn^{+2} removido de la ST es transportado efectivamente hacia el CC.

La coherencia entre ambas curvas, que siguen una tendencia complementaria, valida el correcto funcionamiento del sistema de electrodiálisis y confirma la ausencia de pérdidas significativas o retención iónica. Se observa que, a medida que la concentración de Zn^{+2} disminuye en la solución de trabajo, aumenta de manera proporcional en el compartimiento receptor, lo que indica una transferencia eficiente del catión bajo la influencia del campo eléctrico aplicado. Además, se aprecia que el incremento de la temperatura favorece el transporte iónico, manifestándose en pendientes más pronunciadas para ambas curvas. Este comportamiento se atribuye a una mayor movilidad iónica producto de la disminución de la viscosidad del medio, el aumento de la energía cinética de las especies cargadas y la mejora en la conductividad eléctrica. Estos efectos se reflejan también en los valores de velocidad de transporte reportados en la tabla correspondiente, los cuales aumentan progresivamente con la temperatura.

Por otro lado, se identificó que el punto de intersección entre las curvas del mismo color representa el momento en que se ha transportado el 50 % del Zn^{+2} desde la solución de trabajo. Estos tiempos

característicos disminuyen con la temperatura, estimándose en aproximadamente 25 minutos a 20 °C, 22 minutos a 40 °C y 19 minutos a 55 °C.

Cabe destacar que existe un error experimental correspondientes al 2 % de la concentración medida, atribuibles a la incertidumbre del método analítico utilizado y a posibles errores de manipulación experimental. La baja dispersión observada en los datos y la buena superposición entre las curvas de aparición y desaparición de Zn^{2+} permiten afirmar que el sistema presenta una respuesta precisa y reproducible bajo las condiciones evaluadas. A partir de esta información, es posible calcular la velocidad de transporte iónico cada temperatura evaluada. Los resultados se presentan en la Tabla 8 para su análisis comparativo y futura utilización como referencia en proyecciones del proceso.

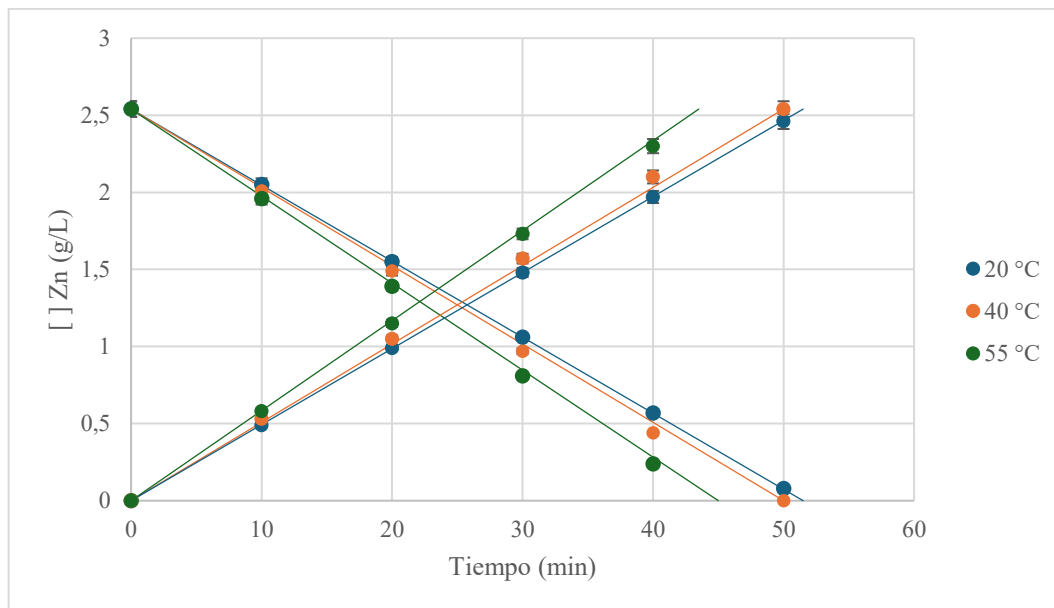


Gráfico 3. Cambio en la concentración de Zn^{2+} en solución concentrada en Zn a 250 A/m² en caso 1.

La Tabla 8 presenta las velocidades de transporte iónico de Zn^{2+} , calculadas a partir del incremento de concentración observado para cada temperatura hasta que lleguen al máximo punto de concentración en el CC de 2,54 mg/L. Estas velocidades representan un promedio global del proceso bajo cada condición térmica evaluada. Como se observa, existe una tendencia lineal y creciente de la velocidad de transporte al aumentar la temperatura, lo cual es consistente con la mejora de la movilidad iónica en medios más energéticos.

Tabla 8. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes temperaturas en solución concentrada en Zn a 250 A/m² en Caso 1.

Temperatura (°C)	Velocidad de transporte iónico de Zn (g/m ² s)
20	$5,59 \times 10^{-5}$
40	$5,93 \times 10^{-5}$
55	$6,59 \times 10^{-5}$

Por otro lado, se evaluó el efecto de la densidad de corriente aplicada, con temperatura de operación constante. Esta observación permite determinar cómo influye este parámetro en el desempeño del proceso de electrodiálisis, tanto para la recuperación de ácido como para la concentración de Zn.

El Gráfico 4 muestra la evolución de la concentración de ácido sulfúrico en la solución de trabajo durante 60 minutos de operación, a una temperatura constante de 40°C y para tres densidades de corriente distintas: 200, 250 y 300 A/m². Se observa una disminución progresiva en la concentración a medida que avanza el tiempo, lo cual se atribuye al desplazamiento del anión bisulfato (HSO₄⁻) desde la solución de trabajo hacia el compartimiento aniónico a través de la membrana de intercambio aniónico (AEM).

A mayor densidad de corriente, la pendiente de la curva se vuelve más pronunciada, lo que indica un aumento en la cantidad de aniones transportados en un mismo intervalo de tiempo. Esto es coherente con el principio de migración iónica, donde la tasa de transporte aumenta al aplicar una fuerza electromotriz mayor. En particular, la condición de 300 A/m² muestra una disminución más acelerada, lo que sugiere un mayor flujo de HSO₄⁻ a través de la membrana. Sin embargo, al considerar las barras de error del 3%, asociadas a la incertidumbre del método de titulación, las diferencias observadas entre las curvas caen dentro del rango de variabilidad experimental. Por lo tanto, no es posible establecer con certeza un efecto estadísticamente significativo de la densidad de corriente sobre la magnitud del transporte iónico bajo estas condiciones.

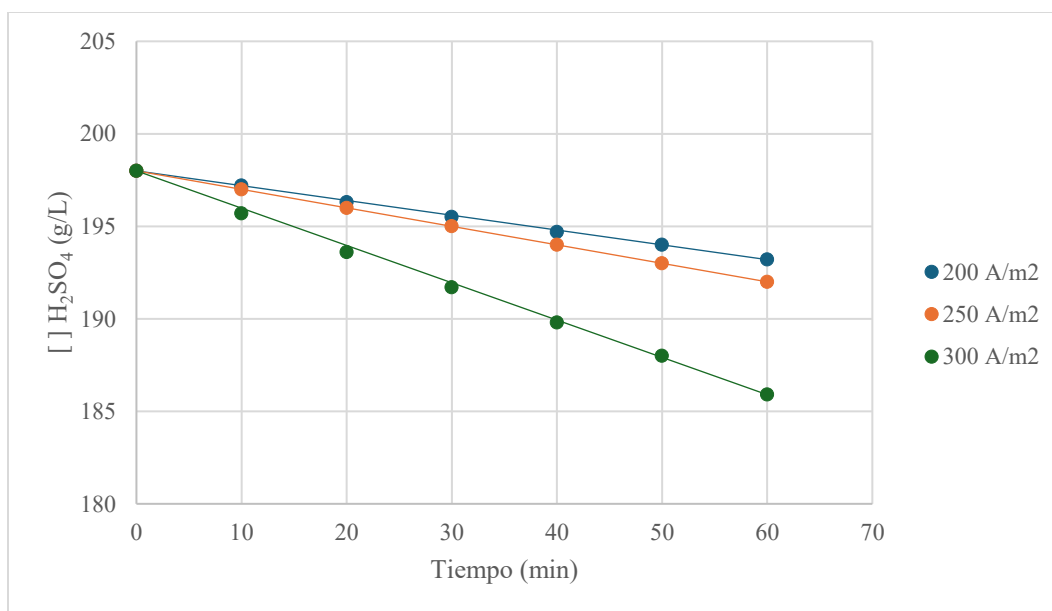


Gráfico 4. Cambio en la concentración de H₂SO₄ en solución de trabajo a 40°C en caso 1.

La Tabla 9 presenta la velocidad de desaparición de H₂SO₄ en la solución de trabajo a una temperatura constante de 40°C, bajo distintas densidades de corriente. Se observa un incremento progresivo y un comportamiento lineal en la velocidad a medida que aumenta la densidad de corriente aplicada. Esta tendencia es coherente con el principio de migración iónica, donde una mayor fuerza electromotriz aplicada sobre el sistema incrementa el flujo neto de aniones a través de la membrana de intercambio aniónico (AEM).

Tabla 9. Velocidad de desaparición de H₂SO₄ a diferentes densidades de corriente en solución de trabajo a 40°C en Caso 1.

Densidad de corriente (A/m ²)	Velocidad de desaparición de H ₂ SO ₄ (g/m ² s)
200	0,210
250	0,327
300	0,561

Por último, se presentan el Gráfico 5 que representan el comportamiento de Zn en la solución concentrada en Zn obtenida de la ED, bajo las condiciones descritas anteriormente.

En el Gráfico 5 se representa el cambio en la concentración de Zn^{+2} en una solución concentrada, bajo una temperatura constante de 40 °C, evaluando el comportamiento del sistema frente a tres densidades de corriente distintas: 200, 250 y 300 A/m². Al igual que en el análisis anterior, para cada condición se presentan dos curvas del mismo color: una ascendente, correspondiente a la aparición de Zn^{+2} en el compartimiento catódico (CC), y otra descendente, que representa su desaparición desde el compartimiento de solución de trabajo (ST).

Esta visualización permite observar el balance iónico entre compartimientos, evidenciando la transferencia efectiva del catión Zn^{+2} desde el compartimiento de origen hacia el receptor como resultado del campo eléctrico aplicado. Se observa una clara coherencia entre las curvas de aparición y desaparición para cada densidad de corriente, lo que valida el funcionamiento del sistema sin pérdidas aparentes de masa ni interferencias externas. A medida que se incrementa la densidad de corriente, las pendientes de ambas curvas se vuelven más pronunciadas, indicando un transporte más acelerado del catión. Esto es consistente con la teoría de migración iónica, donde una mayor densidad de corriente implica una fuerza electromotriz más intensa, lo que acelera el desplazamiento de los iones hacia los electrodos de carga opuesta. Cabe mencionar que el gráfico incluye un error experimental del 2 %, asociado tanto a la incertidumbre del método analítico empleado como a posibles errores de manipulación experimental. Las curvas mantienen una dispersión baja, y en la mayoría de los puntos, las diferencias entre condiciones evaluadas se mantienen fuera del margen de error, lo que permite afirmar que el efecto de la densidad de corriente es significativo y reproducible.

Por otro lado, al analizar el punto de intersección entre las curvas del mismo color, que representa el momento en que se ha transportado la mitad del Zn^{+2} inicial, se aprecia que este ocurre más tempranamente a medida que se incrementa la densidad de corriente. Para 200 A/m², la intersección ocurre aproximadamente a los 30 minutos; para 250 A/m², en torno a los 25 minutos; y para 300 A/m², se anticipa a cerca de 21 minutos. Esta disminución progresiva en el tiempo operativo necesario para alcanzar el transporte parcial del catión respalda la eficiencia mejorada del sistema bajo intensidades de corriente más elevadas.

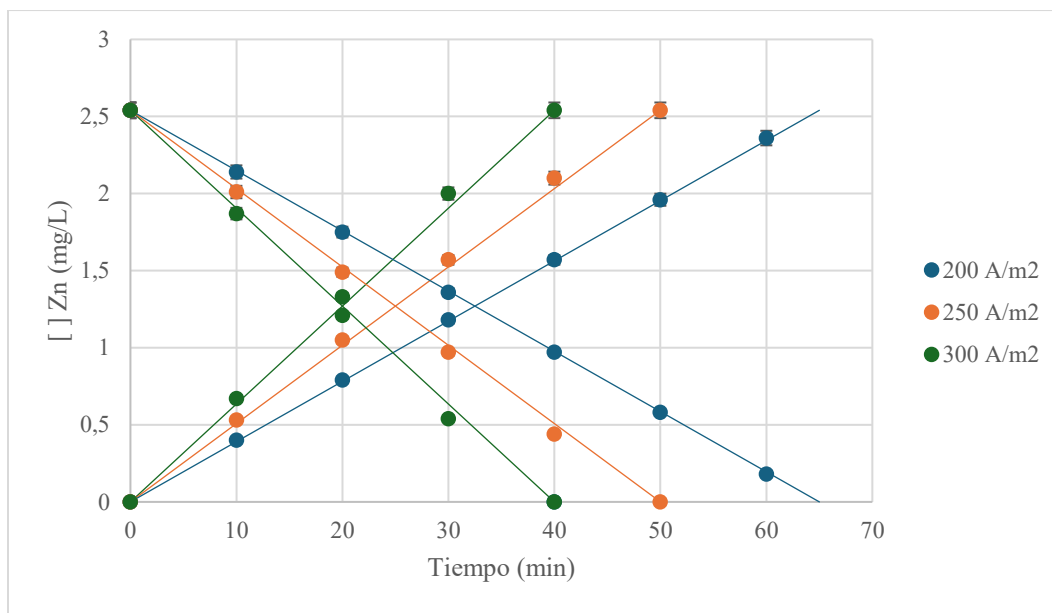


Gráfico 5. Cambio en la concentración de Zn^{+2} en solución concentrada en Zn a 40°C en caso 1.

En la Tabla 10 resume las velocidades promedio de transporte iónico de Zn^{2+} para cada condición de densidad de corriente. Estas fueron calculadas a partir del cambio neto de concentración en el compartimiento catódico, considerando el tiempo necesario para que se agotara el Zn^{2+} en la solución de trabajo. Los resultados muestran un incremento sostenido y lineal de la velocidad con la densidad de corriente aplicada, en concordancia con lo observado en el gráfico.

Tabla 10. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes densidades de corriente en solución concentrada en Zn a 40°C en Caso 1.

Densidad de corriente (A/m²)	Velocidad de transporte iónico de Zn (g/m²s)
200	$4,56 \times 10^{-5}$
250	$5,93 \times 10^{-5}$
300	$7,41 \times 10^{-5}$

Durante el experimento se trabajó a una temperatura constante de 40 °C, con el objetivo de evaluar el efecto de distintas densidades de corriente sobre el transporte iónico, particularmente del Zn^{+2} , el cual es la especie de interés a remover para lograr la purificación de la solución ácida. No obstante, es importante destacar que el proceso también involucra el transporte simultáneo de ácido sulfúrico, por lo que las condiciones evaluadas afectan tanto la eficiencia de remoción de impurezas metálicas como el grado de retención del ácido en la solución de trabajo.

Durante estas pruebas, se registró la variación del voltaje para cada densidad de corriente, observándose una fluctuación mínima a lo largo del tiempo. Si bien esta variación no se detalla en la presente sección, se utilizó para calcular un voltaje promedio representativo por condición. A partir de estos valores, se estimaron la energía consumida y el consumo específico de energía (CEE), los cuales son indicadores clave para el análisis técnico y económico. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 11.

El CEE se expresa en unidades de kWh/m³, donde el volumen (m³) hace referencia al volumen total de solución de trabajo tratada en el sistema de electrodialisis, es decir, aquella solución ácida que fue sometida al proceso de purificación bajo las condiciones evaluadas. Esta unidad permite cuantificar la energía requerida para tratar un determinado volumen de solución contaminada, facilitando su aplicación práctica tanto a nivel laboratorio como en proyecciones de escalamiento.

Tabla 11. Voltaje, energía consumida y CEE para diferentes densidades de corriente en Caso 1.

Voltaje	
I 200	3,06 V
I 250	3,82 V
I 300	4,58 V
Energía consumida	
E 200	0,004 kWh
E 250	0,005 kWh
E 300	0,005 kWh
Consumo específico de energía	
CEE 200	2,37 kWh/m ³
CEE 250	2,98 kWh/m ³
CEE 300	3,44 kWh/m ³

Con estos resultados de los gráficos 1 al 5, se definen los parámetros de trabajo que dará continuidad a las pruebas finales, las cuales permitirán evaluar la eficiencia real de la solución ácida purificada que será comparada cuando sea reutilizada en nuevas etapas de lavado ácido del CA, siendo significativo para establecer la eficiencia de recuperación del ácido y su efecto sobre la remoción de impurezas del material tratado.

5.1.2 Caso 2

Se realizaron pruebas para registrar la cantidad de ciclos de reutilización de la solución ácida. Obteniendo los resultados presentados en Tabla 12 y Tabla 13.

Tabla 12. Resultados preliminares reutilización solución ácida en caso 2.

Solución ácida				
Ciclos	1	2	3	4
Unidad	[]mg/L			
pH	1	3	7	9
Zn	2,49	2,68	4,33	9,15

Tabla 13. Resultados preliminares reutilización CA en caso 2.

Carbón Activado				
Ciclos	1	2	3	4
Unidad	ppm			
Zn	0,2	0,26	0,34	0,32

La Tabla 12 y Tabla 13 muestran que, tras cada ciclo de uso, el pH de la solución aumenta progresivamente y la concentración de Zn^{+2} se incrementa. Esto sugiere un desgaste gradual del poder acidificante de la solución y una acumulación de impurezas metálicas, lo cual compromete la eficiencia de lavado y la posibilidad de reutilización directa del ácido.

Este aumento del pH puede atribuirse a la presencia de residuos alcalinos, principalmente trazas de KOH, arrastradas desde la etapa previa de activación del carbón activado (CA). Para mitigar este efecto, se implementó un prelavado del CA con agua desionizada, en una proporción 1:10, es decir, 1 gramo de CA añadir 10 ml de agua desionizada, cuyos resultados se presentan en la Tabla 14. Obteniéndose que, en todas las muestras, el agua de prelavado alcanzó un pH 12, lo que indica la eliminación de residuos alcalinos solubles.

Tabla 14. Resultados prelavado de CA con agua desionizada.

Prelavado				
Muestra	1	2	3	4
pH	12	12	12	12
CA g	20	20	20	20
Agua ml	200	200	200	200

Luego del prelavado, se realizaron pruebas para registrar la cantidad de ciclos de reutilización de la solución ácida sin alterar el CA. Estos resultados se pueden visualizar en la Tabla 15 y Tabla 16.

Tabla 15. Resultados preliminares reutilización solución ácida con prelavado en caso 2.

Solución ácida				
Ciclos	1	2	3	4
Especie	[] mg/L			
pH	1	1	1	1
Zn	2,3	3,95	7,5	9

Tabla 16. Resultados preliminares reutilización CA con prelavado en caso 2.

Carbón Activado				
Ciclos	1	2	3	4
Especie	ppm			
Zn	0,22	0,18	0,24	0,31

Al repetir los lavados con la misma solución ácida usada cíclicamente, pero aplicando el prelavado del CA, se obtuvieron los resultados que se muestran en la Tabla 15 y Tabla 16. En este nuevo escenario, el pH de la solución ácida se mantiene constante durante los cuatro ciclos, indicando que la solución conserva su carácter fuertemente ácido. Además, se verifica según la Tabla 16 que en todos los ciclos evaluados se mantiene el contenido de Zn en el CA por debajo del umbral de 1 ppm, alcanzando valores máximos de 0,34 ppm, lo que confirma que el proceso no compromete la calidad del sólido tratado ni sobrepasa los límites definidos.

Finalizados los ciclos de reutilización de solución ácida con prelavado, se procedió a realizar el tratamiento de esta solución con 9 mg/L de concentración de Zn mediante ED, con el fin de evaluar el comportamiento del sistema.

Al igual como se realizó para el Caso 1, se realizaron pruebas manteniendo la densidad de corriente en 250 A/m² y variando la temperatura en tres condiciones: 20, 40 y 55°C, pero para este caso el tiempo de experimentación aumentó debido al aumento en la concentración de Zn en la solución de trabajo de 2,54 a 9 mg/L.

El Gráfico 6 presenta la evolución de la concentración de ácido sulfúrico en la solución de trabajo durante 240 minutos de operación. Se observa una disminución progresiva en la concentración del ácido a lo largo del tiempo, atribuida al transporte del anión HSO_4^- desde el compartimiento de trabajo hacia el compartimiento aniónico a través de la membrana de intercambio aniónico (AEM), impulsado por el campo eléctrico. Las barras de error de 3% incluidas reflejan la incertidumbre experimental asociada al método de titulación utilizado.

Visualmente, se evidencia una mayor pendiente en la curva correspondiente a 55 °C, seguida por 40°C y luego 20 °C, lo que sugiere que el incremento de temperatura favorece el transporte de ácido. No obstante, en ciertos intervalos de tiempo, las diferencias entre condiciones caen dentro del margen de error, lo que limita la posibilidad de atribuir significancia estadística estricta a la separación entre curvas. Por ello, se analiza la velocidad de desaparición de HSO_4^- para fortalecer la interpretación.

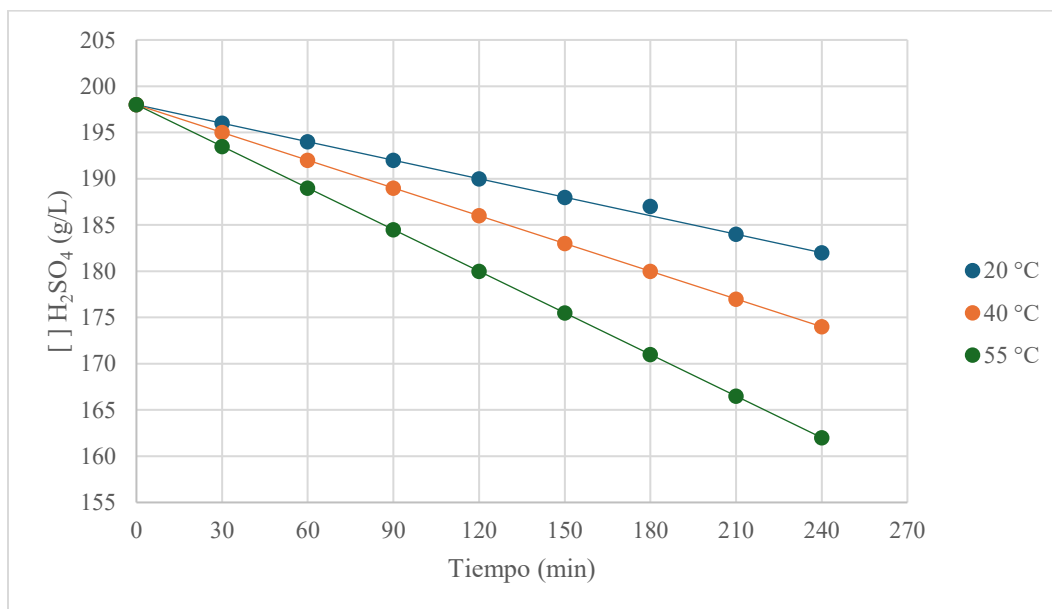


Gráfico 6. Cambio en la concentración de H_2SO_4 en solución de trabajo a 250 A/m² en caso 2.

La Tabla 17 muestra las velocidades de desaparición de H_2SO_4 para cada temperatura, calculadas a partir del cambio neto de concentración durante el periodo de operación. Los valores obtenidos reflejan un aumento sostenido de la velocidad con la temperatura, lo cual es coherente con los principios del transporte electroquímico: al aumentar la temperatura, disminuye la viscosidad del medio.

Tabla 17. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes temperaturas en solución de trabajo a 250 A/m^2 en Caso 2.

Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Velocidad de desaparición de H_2SO_4 ($\text{g/m}^2\text{s}$)
20	0,168
40	0,243
55	0,367

Esta relación se representa de forma clara en el Gráfico 7, donde se observa una tendencia lineal entre ambas variables. Esta linealidad respalda la hipótesis de que el incremento térmico mejora directamente la eficiencia del transporte iónico y sugiere que en el rango estudiado no se alcanzan aún efectos no lineales. En consecuencia, los resultados permiten inferir que la temperatura tiene un efecto significativo sobre el transporte de ácido en las condiciones operacionales evaluadas.

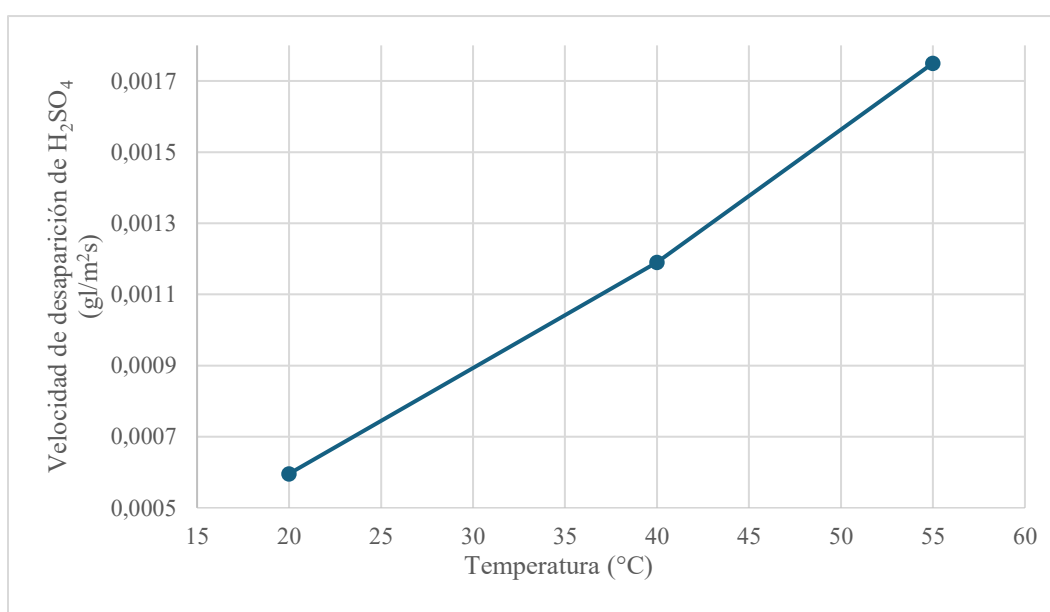


Gráfico 7. Comportamiento de la velocidad de desaparición de H_2SO_4 frente a la temperatura para solución de trabajo en Caso 2.

En el Gráfico 8 se representa el cambio en la concentración de Zn^{+2} en función del tiempo para tres condiciones de temperatura (20, 40 y 55°C), manteniendo constante la densidad de corriente en 250 A/m^2 . Para cada condición se presentan dos curvas del mismo color: una descendente, correspondiente a la desaparición de Zn^{+2} desde el compartimiento de solución de trabajo (ST), y una ascendente, que representa su aparición en el compartimiento catódico (CC). Esta configuración permite visualizar de manera clara el proceso de transferencia iónica y verificar el balance de masa entre compartimientos.

Las curvas muestran un comportamiento complementario y coherente, lo que evidencia una eficiente operación del sistema de electrodiálisis. A mayor temperatura, las pendientes de las curvas se vuelven más pronunciadas, lo que indica un transporte más rápido de Zn^{+2} . Esto se atribuye a una mayor movilidad iónica generada por el aumento de temperatura, que disminuye la viscosidad del medio y favorece la conductividad eléctrica del sistema. Cabe destacar que el gráfico incluye barras de error del 2 %, asociadas a la incertidumbre del método analítico empleado (Espectroscopía de Absorción Atómica) y a errores de

manipulación experimental. La baja dispersión de los datos respalda la confiabilidad de los resultados obtenidos y permite diferenciar claramente las tendencias para cada condición térmica evaluada.

Por otro lado, el punto de intersección entre las curvas del mismo color representa el momento en que se ha transportado el 50 % del Zn^{+2} desde el compartimiento de solución de trabajo hacia el receptor. Estos tiempos característicos disminuyen a medida que aumenta la temperatura, siendo aproximadamente 90 minutos a 20 °C, 83 minutos a 40 °C y 75 minutos a 55 °C. Esta reducción confirma que la temperatura es un factor determinante para aumentar la velocidad del proceso de purificación.

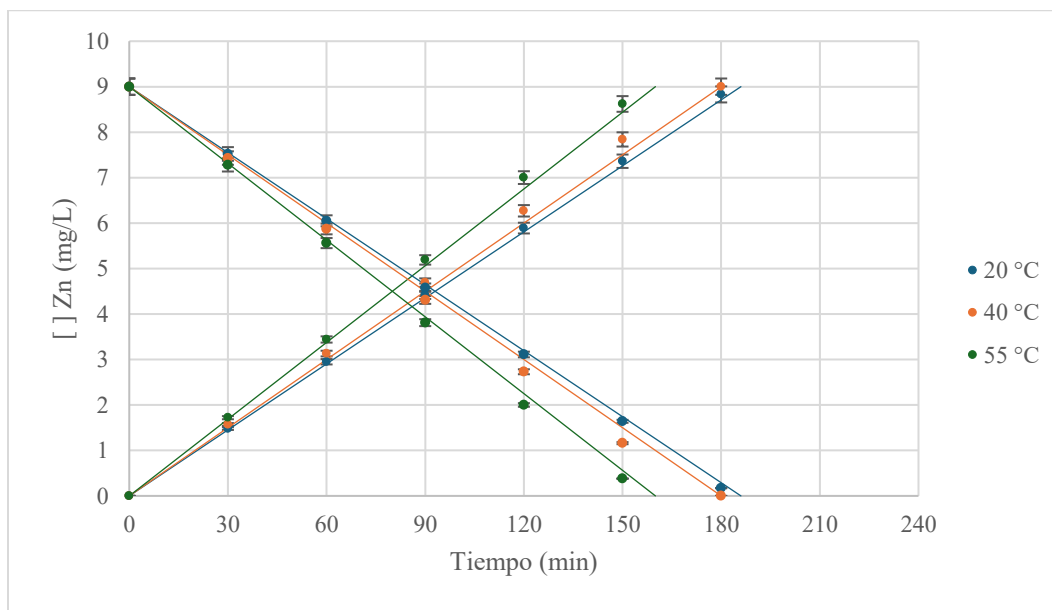


Gráfico 8. Cambio en la concentración de Zn^{+2} en solución concentrada en Zn a 250 A/m² en Caso 2.

Esta tendencia se refuerza con los resultados de la Tabla 18, la cual resume las velocidades de transporte iónico de Zn^{+2} calculadas para cada temperatura. Estas fueron determinadas a partir del incremento de concentración en el compartimiento receptor durante el tiempo total de transporte activo, hasta el agotamiento del Zn^{+2} o el estancamiento del aumento en CC. Se observa una tendencia creciente y lineal de la velocidad con la temperatura, lo que valida el efecto térmico observado en el gráfico.

Tabla 18. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes temperaturas en solución concentrada en Zn a 250 A/m² en Caso 2.

Temperatura (°C)	Velocidad de transporte iónico de Zn (g/m ² s)
20	5,65 x 10 ⁻⁵
40	5,83 x 10 ⁻⁵
55	6,56 x 10 ⁻⁵

Posteriormente, se realizaron pruebas en los que se mantuvo fija la temperatura en 40 °C, mientras se variaba la densidad de corriente aplicada en tres condiciones: 200, 250 y 300 A/m². Obteniendo así el Gráfico 9 donde se puede visualizar la variación de concentración ácida en la solución de trabajo.

El Gráfico 9 muestra la evolución de la concentración de ácido sulfúrico en la solución de trabajo durante 240 minutos de operación. En todos los casos, se observa una disminución progresiva de concentración,

producto del transporte del anión HSO_4^- desde el compartimiento de trabajo hacia el compartimiento aniónico a través de la membrana de intercambio aniónico (AEM).

Visualmente, se aprecia que, a mayor densidad de corriente, la pendiente de la curva de concentración es más pronunciada, lo que sugiere un mayor transporte de aniones en un mismo intervalo de tiempo. No obstante, al considerar las barras de error del 3%, especialmente en las primeras etapas del ensayo, las diferencias entre condiciones pueden encontrarse dentro del margen de variabilidad experimental. Por ello, resulta pertinente complementar esta observación con datos cuantitativos como lo es la velocidad de desaparición del anión y su comportamiento respecto a cada densidad de corriente.

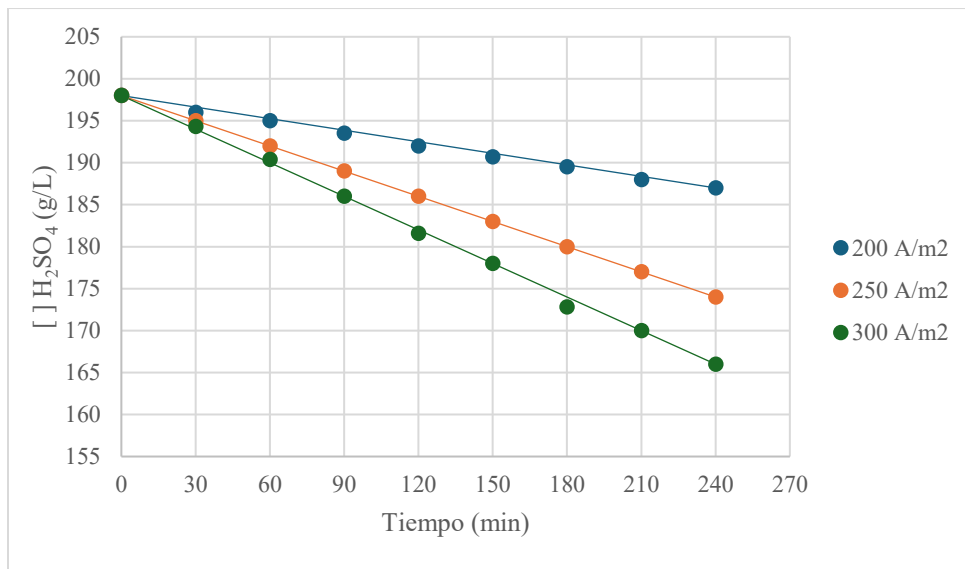


Gráfico 9. Cambio en la concentración de H_2SO_4 en solución de trabajo a 40°C en caso 2.

La Tabla 19 resume las velocidades de desaparición de H_2SO_4 calculadas para cada densidad de corriente evaluada. Se observa una tendencia creciente con el aumento de la densidad de corriente, lo cual es coherente con el comportamiento esperado del transporte electroquímico, donde al intensificar el campo eléctrico, se favorece el desplazamiento de aniones a través de la membrana de intercambio iónico. Esta relación confirma la influencia directa de la densidad de corriente sobre la magnitud del transporte iónico en el sistema bajo condiciones térmicas constantes.

Tabla 19. Velocidad de desaparición de H_2SO_4 a diferentes densidades de corriente en solución de trabajo a 40°C en Caso 2.

Densidad de corriente (A/m^2)	Velocidad de desaparición de H_2SO_4 ($\text{g/m}^2\text{s}$)
200	0,160
250	0,260
300	0,417

En el Gráfico 10 se presenta la evolución de la concentración de Zn^{+2} en función del tiempo bajo tres condiciones de densidad de corriente: 200, 250 y 300 A/m^2 , manteniendo fija la temperatura en 40°C . Para cada condición se grafican dos curvas del mismo color: una descendente, correspondiente a la desaparición del Zn^{+2} desde el compartimiento de solución de trabajo (ST), y una ascendente, asociada a su aparición en el compartimiento catódico (CC). Esta disposición permite observar el comportamiento complementario de

ambas curvas y verificar el correcto balance de masa entre compartimientos durante el proceso de electrodiálisis.

Las curvas muestran una tendencia clara y coherente, teniendo que a medida que se incrementa la densidad de corriente, se observa una pendiente más pronunciada tanto en la desaparición como en la aparición de Zn^{+2} , indicando un transporte más rápido del catión. Este efecto es consistente con la teoría del transporte por migración, donde un mayor campo eléctrico genera una mayor fuerza de arrastre iónica. Las curvas se superponen en sus puntos de intersección, los cuales representan el momento en que se ha transportado el 50 % del Zn^{+2} inicial. Estos tiempos disminuyen al aumentar la densidad de corriente, siendo aproximadamente 120 minutos para 200 A/m², 95 minutos para 250 A/m² y cerca de 75 minutos para 300 A/m². Esta tendencia confirma que la intensidad de corriente es un parámetro clave en la optimización temporal del proceso de purificación. El gráfico incluye barras de error del 2 %, asociadas a la incertidumbre del método analítico (EAA) y a la manipulación experimental. A pesar de la presencia de errores, la dispersión de los datos es baja y permite diferenciar de manera clara el efecto de cada condición evaluada.

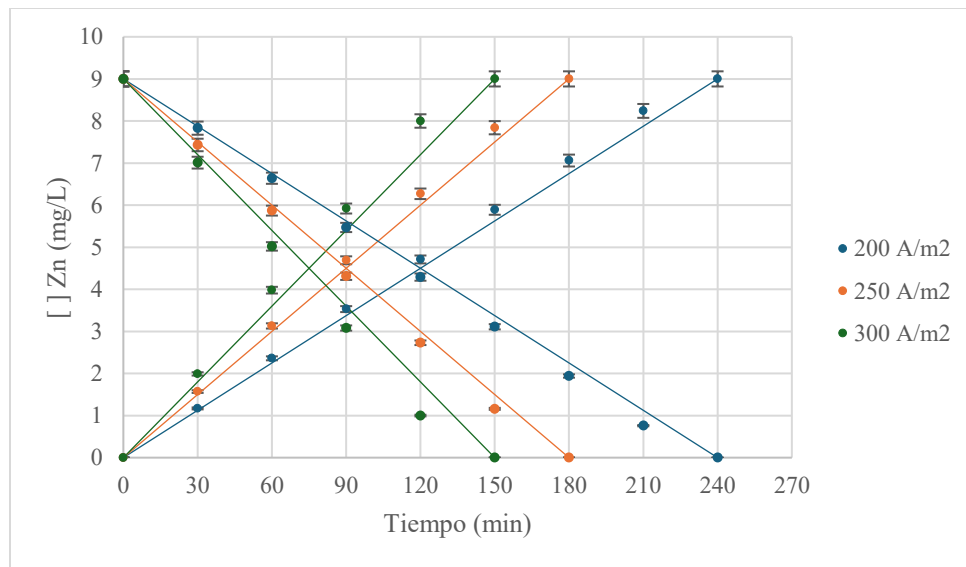


Gráfico 10. Cambio en la concentración de Zn^{+2} en solución concentrada en Zn a 40°C en caso 2.

En este contexto, la Tabla 20 muestra las velocidades de transporte iónico de Zn^{+2} calculadas para cada condición de corriente. Estas velocidades fueron obtenidas considerando el incremento neto de Zn^{+2} en el compartimiento receptor durante el tiempo total de transporte efectivo, hasta el agotamiento o estabilización de la concentración en la solución de trabajo. Los valores presentan una tendencia creciente y lineal con la densidad de corriente, en línea con lo observado en el gráfico.

Tabla 20. Velocidad de transporte iónico de Zn a diferentes densidades de corriente en solución concentrada en Zn a 40°C en Caso 2.

Densidad de corriente (A/m ²)	Velocidad de transporte iónico de Zn (mg/m ² s)
200	4,38 x 10 ⁻²
250	5,83 x 10 ⁻²
300	7,00 x 10 ⁻²

Al igual que en el Caso 1, durante el experimento se registró la variación de voltaje asociada a cada densidad de corriente evaluada, observándose una fluctuación mínima a lo largo del tiempo. Si bien esta variación no se detalla en la presente sección, se utilizó para calcular un voltaje promedio representativo por condición. A partir de estos valores se estimaron tanto la energía consumida como el consumo específico de energía (CEE), los cuales constituyen parámetros relevantes para el análisis técnico y económico del proceso. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 21.

El CEE se expresa en unidades de kWh/m³, donde el volumen (m³) corresponde al volumen de solución de trabajo tratada mediante el sistema de electrodialisis, es decir, aquella solución ácida inicialmente contaminada con Zn⁺² que fue sometida al proceso de purificación bajo las condiciones experimentales establecidas. Esta unidad permite evaluar de manera directa la eficiencia energética por unidad de volumen procesado, lo cual resulta fundamental para futuros análisis de escalamiento y factibilidad del sistema.

Tabla 21. Voltaje, energía consumida y CEE para diferentes densidades de corriente en Caso 2.

Voltaje	
I 200	3,31 V
I 250	4,14 V
I 300	4,97 V
Energía consumida	
E 200	0,016 kWh
E 250	0,025 kWh
E 300	0,036 kWh
Consumo específico de energía	
CEE 200	12,42 kWh/m ³
CEE 250	11,64 kWh/m ³
CEE 300	13,97 kWh/m ³

Con estos resultados de los gráficos 6 al 10, se reafirman los parámetros de trabajo que dará continuidad a las pruebas finales para el Caso 2, las cuales permitirán evaluar la eficiencia de la solución ácida purificada que será comparada cuando sea reutilizada en nuevas etapas de lavado ácido del CA, siendo significativo para establecer la eficiencia de recuperación del ácido y su efecto sobre la remoción de impurezas del material tratado.

5.2 Pruebas finales

Las pruebas finales consisten en utilizar la solución ácida recuperada mediante electrodialisis, con una concentración reducida de zinc, para evaluar su desempeño como solución de lavado en el tratamiento del carbón activado. El objetivo es determinar si esta solución purificada conserva un comportamiento comparable al de una solución fresca, en términos de su capacidad para remover impurezas sin comprometer la calidad del CA tratado.

5.2.1 Caso 1

La solución de lavado fue obtenida a partir del tratamiento de la solución de trabajo, proveniente de un único lavado ácido, la cual fue purificada en la celda de ED para reducir su contenido de Zn⁺².

A continuación, se presentan en la Tabla 22 los resultados obtenidos para el contenido de Zn en el carbón activado (CA) tratado y en la solución ácida resultante. Para determinar la eficiencia del proceso, se midió la concentración de Zn en el CA antes y después del lavado. El valor inicial corresponde al análisis del CA sucio, es decir, el material contaminado con Zn previo a cualquier etapa de limpieza. Por su parte, el valor final se obtuvo a partir del análisis del CA ya lavado, empleando digestión ácida como método de preparación de muestra, seguido de determinación cuantitativa de Zn mediante espectroscopía de absorción atómica. La diferencia entre el contenido inicial de Zn y el registrado tras el lavado podría explicarse por procesos de retención en el sólido, pérdidas por arrastre o efectos asociados a la filtración. Al igual que para el Caso 1, los resultados demuestran que el contenido de Zn en el CA lavado se mantiene por debajo del umbral de 1 ppm, lo que sugiere que la solución ácida reutilizada presenta un comportamiento comparable al de una solución ácida fresca. Sin embargo, en ausencia de un balance de masa detallado, no es posible determinar con precisión el destino total del Zn.

Tabla 22. Resultados obtenidos del lavado ácido con solución tratada en caso 1.

Lavado ácido			
Contenido de Zn			
Muestra	Inicial	Final	Unidad
CA	2,48	0,21	ppm
Solución	0	2,15	mg/L

5.2.2 Caso 2

La solución de lavado fue obtenida a partir del tratamiento de la solución de trabajo, proveniente de cuatro ciclos de reutilización de la solución resultante del lavado ácido, la cual fue purificada en la celda de ED para reducir su contenido de Zn^{+2} .

A continuación, se presentan en la Tabla 23 los resultados obtenidos para el contenido de Zn en el carbón activado (CA) tratado y en la solución ácida resultante. Para determinar la eficiencia del proceso, se midió la concentración de Zn en el CA antes y después del lavado. El valor inicial corresponde al análisis del CA sucio, es decir, el material contaminado con Zn previo a cualquier etapa de limpieza. Por su parte, el valor final se obtuvo a partir del análisis del CA ya lavado, empleando digestión ácida como método de preparación de muestra, seguido de determinación cuantitativa de Zn mediante espectroscopía de absorción atómica. La diferencia entre el contenido inicial de Zn y el registrado tras el lavado podría explicarse por procesos de retención en el sólido, pérdidas por arrastre o efectos asociados a la filtración. Al igual que para el Caso 1, los resultados demuestran que el contenido de Zn en el CA lavado se mantiene por debajo del umbral de 1 ppm, lo que sugiere que la solución ácida reutilizada presenta un comportamiento comparable al de una solución ácida fresca. Sin embargo, en ausencia de un balance de masa detallado, no es posible determinar con precisión el destino total del Zn.

Tabla 23. Resultados obtenidos del lavado ácido con solución tratada en caso 2.

Lavado ácido			
Contenido de Zn			
Muestra	Inicial	Final	Unidad
CA	2,55	0,23	ppm
Sol ácida	0	2,21	mg/L

5.2.3 Comparación

La comparación de los resultados obtenidos para los tres ensayos de lavado ácido se presenta en la Tabla 24. En todos los casos, se observa una disminución significativa en el contenido de Zn presente en el carbón activado (CA) tras el lavado, indicando una remoción efectiva del contaminante metálico.

El ácido fresco logró el mayor porcentaje de remoción de Zn desde el CA, con un 92,1 %, seguido muy de cerca por el caso 1, con 91,5 %, y el caso 2, con 91,0 %. La diferencia entre estas condiciones es menor al 1,2 %, lo cual demuestra que tanto la solución tratada por electrodiálisis en el caso 1 como la reutilizada por múltiples ciclos en el caso 2 presentan un desempeño comparable al ácido comercial, manteniendo su efectividad como agente de lavado dentro de márgenes técnicamente aceptables.

Respecto a la concentración final de Zn en la solución ácida resultante, el ácido fresco alcanzó un valor levemente superior (2,49 mg/L) en comparación con los casos 1 (2,15 mg/L) y 2 (2,21 mg/L), lo que podría estar asociado a una transferencia ligeramente más eficiente desde el CA hacia la fase líquida. Sin embargo, esta diferencia no compromete el resultado global, ya que todas las soluciones lograron mantener el contenido de Zn en el CA por debajo del umbral de 1 ppm.

Tabla 24. Resumen comparativo de diferentes condiciones de lavado ácido.

Condición	Zn inicial CA (ppm)	Zn final CA (ppm)	Zn final solución (mg/L)	%Remoción de Zn
Caso 1	2,48	0,21	2,15	91,5%
Caso 2	2,55	0,23	2,21	90,9%
Solución fresca	2,53	0,20	2,49	92,0%

En conjunto, los resultados experimentales respaldan la viabilidad técnica del uso de soluciones ácidas recuperadas mediante electrodiálisis como sustituto del ácido fresco, tanto en términos de capacidad de limpieza como de estabilidad del sistema. Este desempeño favorable permite avanzar hacia una evaluación más profunda, considerando no solo la eficiencia en la remoción de Zn, sino también el impacto energético del proceso. A continuación, se desarrolla el análisis técnico, cuyo objetivo es identificar las condiciones operacionales que favorezcan a la recuperación y reutilización del ácido con el menor consumo energético posible.

5.3 Análisis técnico

En el presente análisis técnico se basa en los resultados experimentales obtenidos para ambos casos de estudio, tanto en las pruebas preliminares de electrodiálisis como en las pruebas finales donde se reutiliza

la solución tratada como medio de lavado para carbón activado (CA). Se evaluaron parámetros como la eficiencia de remoción de Zn^{+2} , la estabilidad de la acidez, la evolución de pH y la integridad del sistema bajo distintas condiciones de operación. tiempo.

5.3.1 Caso 1

En el Gráfico 1, se observa que al mantener constante la densidad de corriente en 250 A/m^2 , el aumento de temperatura acelera el transporte de iones, evidenciado por una disminución más evidente de la concentración de H_2SO_4 en el compartimiento de solución de trabajo (ST) (Gráfico 1). Esto se relaciona directamente con el aumento de conductividad iónica, como se muestra en la Tabla 6, donde la solución alcanza 725 mS/cm a 55°C . No obstante, como se aprecia en la Figura 9, esta condición también provoca desprendimiento de partículas del ánodo, lo que afecta la estabilidad del sistema y la calidad de la solución recuperada[23].

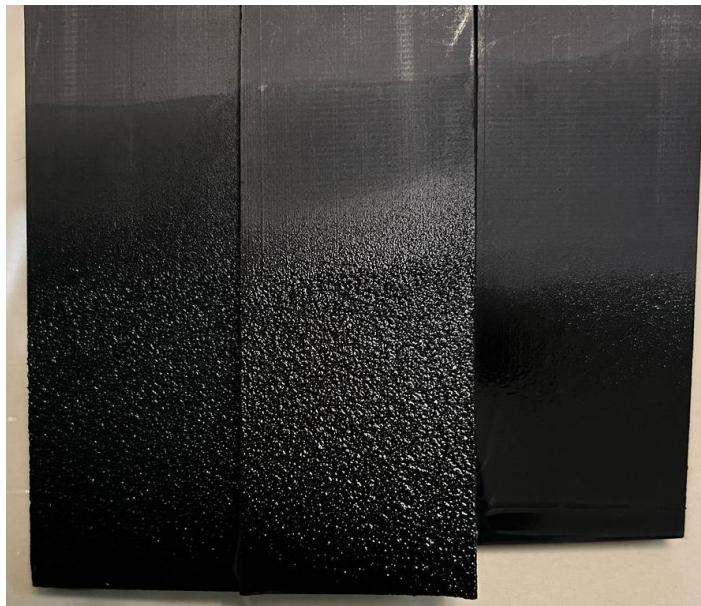


Figura 9. Electrodos de grafito con desprendimiento de partículas tras operación a 55°C .

Por otro lado, en el Gráfico 4, donde se mantiene la temperatura a 40°C y se varía la densidad de corriente, se aprecia que a 300 A/m^2 se alcanza una mayor remoción de Zn^{+2} en menor tiempo, pero a costa de una pérdida más significativa de acidez. Esto sugiere que, si bien el transporte iónico se ve favorecido, el proceso pierde eficiencia al tener que añadir ácido para reconstituir la solución. El Gráfico 5 confirma este comportamiento en la solución concentrada en Zn, donde las curvas de Zn^{+2} muestran una mayor pendiente a densidades elevadas.

Para el lavado ácido se reutilizó la solución tratada por ED en un nuevo lavado ácido, obteniendo un contenido final de Zn en el CA de $0,21 \text{ ppm}$ (Tabla 22), valor comparable al de un lavado con ácido fresco. Esto demuestra que la solución purificada recupera plenamente su funcionalidad, manteniendo su acidez (198 g/L) y capacidad de remoción, por lo que puede considerarse técnicamente equivalente a una solución inicial.

5.3.2 Caso 2

El análisis de los gráficos 6 al 10 muestra un comportamiento similar al Caso 1, pero con diferencias relevantes. A igual densidad de corriente, el aumento de temperatura genera un mayor transporte de iones, sin embargo, las concentraciones iniciales de Zn^{+2} son más elevadas debido a la reutilización de la solución en los cuatro ciclos previos. A pesar de ello, la remoción sigue siendo eficiente, y la concentración ácida se mantiene más estable gracias a que el prelavado previo reduce la carga de contaminantes alcalinos como KOH confirmando con los datos de Tabla 15 y Tabla 16.

El Gráfico 9 confirma que operar a 300 A/m^2 genera un arrastre más acelerado de Zn^{+2} , aunque con una caída más pronunciada en la concentración de H_2SO_4 [24]. Nuevamente, en el Gráfico 10 respaldan esta tendencia para la solución concentrada en Zn. En este caso, el prelavado permite extender los ciclos sin elevar el pH de la solución, y mantiene niveles de Zn en el CA por debajo del límite técnico de 1 ppm durante los primeros cuatro ciclos (Tabla 16).

Tras cuatro ciclos, se trató la solución acumulada por ED, y se reutilizó en una prueba final de lavado ácido. Como se muestra en la Tabla 23, el contenido final de Zn en el CA fue de 0,23 ppm, muy cercano al obtenido en el Caso 1. Además, la concentración final de H_2SO_4 en la solución fue de 198 g/L tras un pequeño ajuste con ácido puro. Estos resultados confirman que, incluso luego de varios ciclos y tratamiento ED, la solución mantiene un rendimiento comparable al de una solución nueva.

5.3.3 Comparación

A continuación, se presenta la Tabla 25 con los parámetros técnicos más relevantes de ambos casos, considerando las condiciones óptimas seleccionadas que fueron mencionadas anteriormente.

Tabla 25. Resumen de comparación técnica para cada caso de estudio.

Parámetro	Caso 1	Caso 2
Nº de reutilizaciones/ciclo	0	4
Concentración de Zn en CA (ppm)	0,21	0,23
Acidez final solución tratada (g/L)	198	198

Finalizando, se puede analizar que ambos casos permiten recuperar una solución ácida funcional tras electrodiálisis, con capacidad efectiva de remoción de Zn y mantenimiento de la acidez deseada. El Caso 1 es más simple operativamente y permite validar la eficiencia del sistema ED sin interferencias previas. En cambio, el Caso 2 requiere etapas adicionales (prelavado y reconstitución ácida), pero ofrece una mayor durabilidad de la solución, lo que puede traducirse en una menor frecuencia de operación del módulo ED. Estos análisis servirán de base para el análisis económico posterior y la selección de la estrategia más viable desde el punto de vista técnico y económico [25]. Para considerar esta decisión también se tiene en consideración el CEE de cada condición operacional que se puede visualizar en la Tabla 11 y Tabla 21.

5.4 Escalamiento

5.4.1 Diagrama de la planta de producción

5.4.1.1 Caso 1

Para el primer caso de estudio se tiene un el siguiente proceso:

- El flujo que ingresa al lavado corresponde al CA proveniente de la activación de este, donde se añade ácido sulfúrico, agua y se liberan gases. Para luego pasar por el filtrado y separar el CA limpio y la solución ácida de interés.
- Esta solución es almacenada en un estanque de acumulación para luego pasar mediante el módulo de electrodiálisis. En este módulo se obtendrán dos soluciones, donde la solución ácida se devolverá al Lavado 1 y la solución enriquecida en residuos, como Zn.
- Esta solución ácida recirculada tiene la finalidad de disminuir el consumo de ácido sulfúrico.
- El estanque de acumulación 5 tiene como salida una planta de tratamiento de soluciones concentradas en metales de interés.

Lo descrito anteriormente se puede visualizar en el diagrama de la Figura 10.

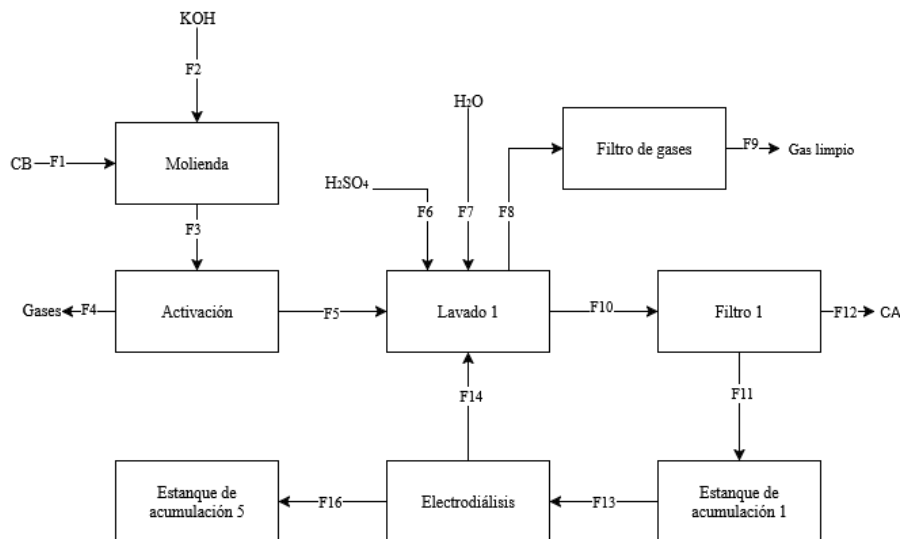


Figura 10. Diagrama de proceso Caso 1.

5.4.1.2 Caso 2

Por otro lado, para el segundo caso de estudio se tiene un el siguiente proceso:

- El flujo que ingresa al prelavado corresponde al CA proveniente de la activación de este, teniendo como finalidad eliminar el KOH de este último proceso.
- Luego, este CA sin KOH es llevado al proceso de lavado donde se añade ácido sulfúrico, agua y se liberan gases. Una vez finalizado este proceso, la solución se filtra y se separa el CA limpio de la solución ácida de interés.
- Esta solución es almacenada en un estanque de acumulación para luego volver a ser utilizada durante el Lavado 1. Una vez que ya la solución se encuentra gastada se envía al módulo de electrodiálisis.

- En este módulo se obtendrán dos soluciones, donde la solución ácida se devolverá al Lavado 1 y la solución enriquecida en residuos, como Zn.
- Esta solución ácida recirculada tiene la finalidad de disminuir el consumo de ácido sulfúrico.
- El estanque de acumulación 5 tiene como salida una planta de tratamiento de soluciones concentradas en metales de interés.

Lo descrito anteriormente se puede visualizar en el diagrama de Figura 11.

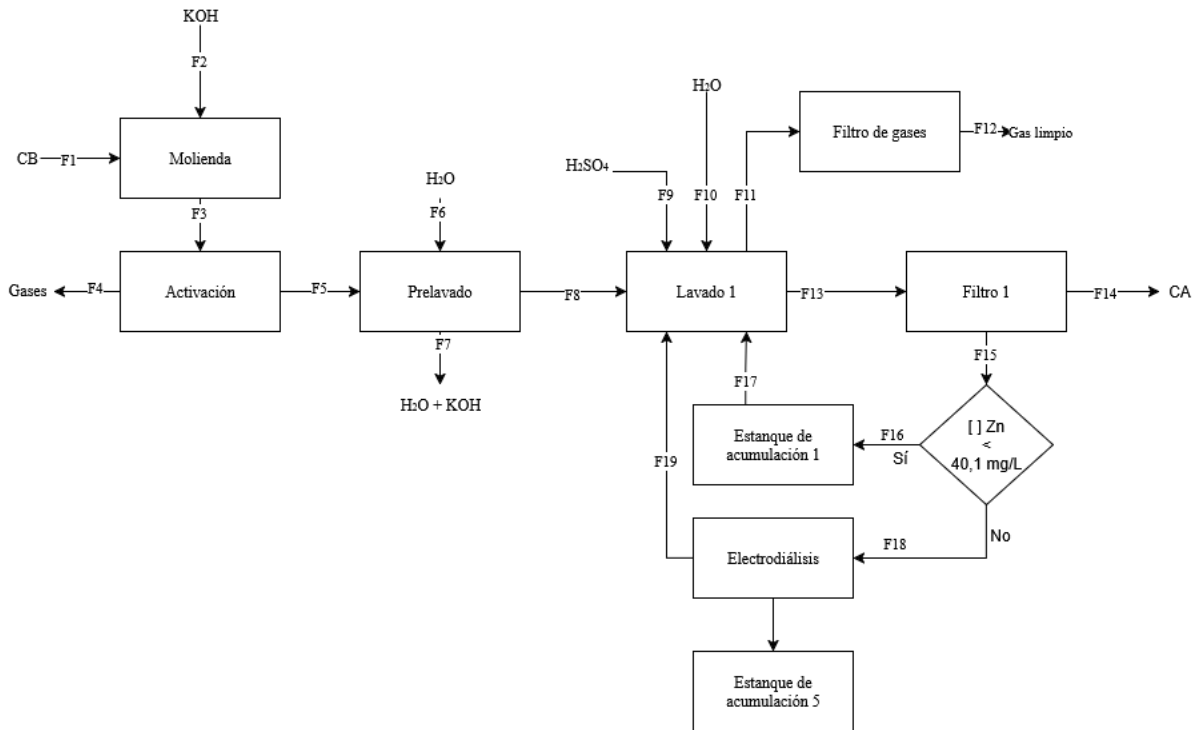


Figura 11. Diagrama de proceso Caso 2.

5.4.2 Ubicación de la planta

La planta piloto estará ubicada en las instalaciones del laboratorio de la empresa SustrendLab, cuya dirección es Av. Tupungato #3560, Placilla, Valparaíso. Asimismo, se cuenta con el layout preliminar que define la distribución de los equipos y áreas de operación dentro de la planta en la Figura 12.

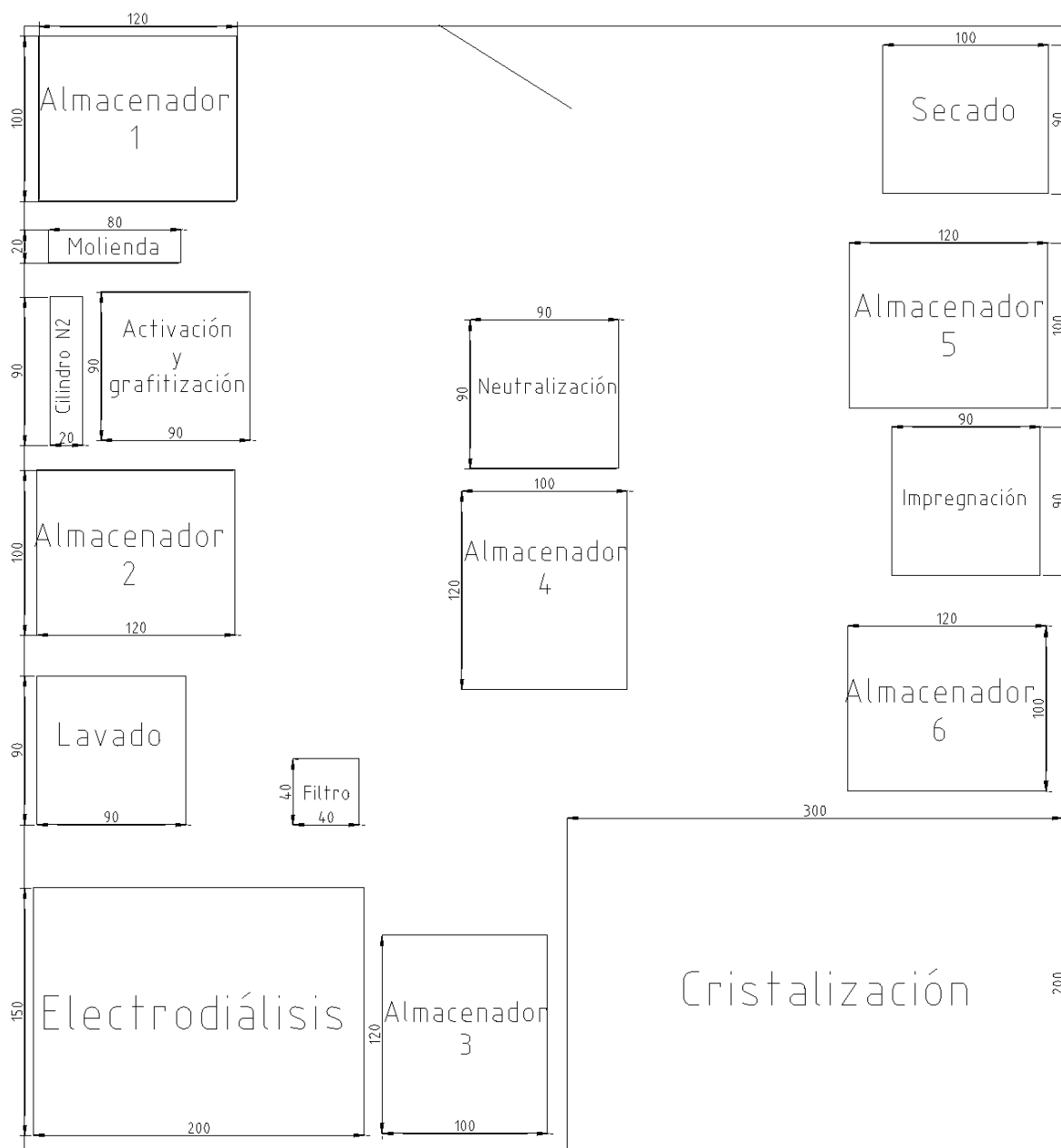


Figura 12. Layout planta piloto proyecto T-PHITE.

5.4.3 CAPEX

Consideraciones previas

- Se considera un horizonte de evaluación de 10 años, lo que vendría siendo la vida útil proyectada de la planta de electrodiálisis.
- El valor de la tasa de descuento del proyecto para el cálculo del valor actual neto se fija en 8%, basada en el mercado de electrodiálisis.
- La planta se construye en el año 0 y empieza a operar el año 1, por lo que la inversión del CAPEX se realiza en el año 0.

- Se asume una depreciación lineal de los equipos principales del proyecto y esta se incluye en el flujo de caja.
- Se hace el supuesto de que anualmente se tendrá un costo de mantenimiento del 5% del CAPEX.
- Se asume que el costo de instalación y obras civiles es del 50% del CAPEX.
- Se define un ítem de gastos imprevistos en la etapa de construcción del 10% del CAPEX y otro de gastos imprevistos en la etapa de operación del 50% del OPEX.
- Se hace el supuesto de que se tiene el dinero de la inversión, es decir, no es necesario pedir un préstamo para construir este proyecto.
- Se realizará solo la evaluación económica de la planta de electrodiálisis y no de la planta completa y se utilizarán los datos entregados por parte de la empresa. Además, para la etapa de prelavado, ya existe un equipo, por ende, no se considera como un extra en la evaluación.

Para la planta de electrodiálisis se obtiene un CAPEX de 30.000 USD. A continuación, se describe cómo se llegó a este valor, mencionando los costos de inversión [17].

5.4.3.1 Planta de electrodiálisis

El módulo de electrodiálisis está compuesto por una serie de pilas, donde la pila está formada por un conjunto de pares de celdas. Cada par de celda está formado por una membrana de intercambio catiónico (CEM) junto a un espaciador por donde fluye la solución purificada y una membrana de intercambio aniónico con su respectivo espaciador para el flujo de la solución concentrada. Estos pares se disponen de manera alternada, formando una estructura apilada entre los electrodos, configurando así una pila de electrodiálisis que opera de forma continua bajo la aplicación de corriente directa.

El módulo seleccionado para la evaluación técnica corresponde al modelo SYDD11055-150 cuyas dimensiones son 750 x 600 x 1800 mm con una capacidad de proceso que alcanza 74 L/h. Está conformado por 150 piezas de membranas de intercambio iónico, dispuestas de forma alternada entre AEM y CEM con dimensiones de 110 x 55 cm. Estas características del equipo y su dimensionamiento cumplen con lo solicitado para procesar estas soluciones. En la Figura 13 se muestra una imagen del equipo cotizado, que fue utilizado como base para la estimación de inversión inicial.



Figura 13. Módulo de electrodiálisis escala piloto.

Los electrodos se encuentran ubicados en ambos extremos de la pila y tienen la función de conducir la corriente continua. Cada compartimento de electrodo está compuesto por un electrodo, un espaciador específico de mayor grosor y una membrana catiónica gruesa. El espaciador se forma mediante varias láminas superpuestas, lo que permite el paso de un mayor caudal de solución y disminuye el riesgo de incrustaciones y desgaste prematuro. La membrana catiónica gruesa posee un mayor espesor que las membranas estándar, lo cual le permite soportar mayores presiones diferenciales [22].

Para mantener coherencia con los ensayos técnicos previos, se utilizarán los electrodos del mismo material, teniendo como ánodo el electrodo de grafito y como cátodo el electrodo de acero inoxidable 316L, ambos con dimensiones de 1100 x 550 x 10 mm.

A continuación, se presenta la Tabla 26 que indica un resumen del equipo y complementos con sus respectivos costos.

Tabla 26. Resumen equipo y complementos implementados para planta electrodialisis escala piloto.

Equipo	Caso 1	Caso 2
Modulo ED	\$ 15.800	\$ 15.800
Almacenador	\$ 398	\$ 796
Membrana AEM	\$ 13.500	\$ 13.500
Membrana CEM	\$ 7.500	\$ 7.500
Electrodo grafito	\$ 300	\$ 300
Electrodo acero inoxidable 316L	\$ 900	\$ 900

Además, se investigaron los costos de la materia prima necesaria para el proceso de electrodialisis, como lo es el ácido sulfúrico y energía eléctrica (Tabla 27). No se considera el agua, ya que esta se obtiene mediante osmosis inversa y ya está contemplado en el escalamiento del proyecto inicial.

Tabla 27. Costos materia prima.

Materia prima	Costo	Unidad
Ácido sulfúrico	\$ 1	USD/L
Energía eléctrica	\$ 0.2	USD/kWh

5.4.3.2 Otros gastos de inversión

Se tienen los siguientes gastos de inversión que se realizarán en el año 0, adicionales a los mencionados en la sección anterior:

- Instalación y obras civiles (50% del CAPEX): Este ítem incluye la mano de obra para la construcción, la instalación de los equipos, las obras civiles requeridas y el envío del equipo principal y secundarios. Tiene un valor monetario de 15.000 USD.
- Imprevistos en la construcción (10% del CAPEX): Como se mencionó en las consideraciones previas, se considera un gasto de inversión de 10% del CAPEX, es decir, 3.000 USD, para imprevistos que puedan surgir en la etapa de construcción de la planta.

5.4.4 Depreciación

La depreciación es el mecanismo mediante el cual se reconoce el desgaste de los activos del proyecto por el uso que se haga de ellos. Los años de depreciación es la vida útil del activo así que, en un escenario de depreciación lineal, como en este caso, se divide el costo del activo por su vida útil y se obtiene la depreciación anual del activo.

Se considera dentro de la depreciación el módulo de electrodialisis, los almacenadores y electrodos. En la Tabla 28 se muestra la depreciación anual de los equipos principales del módulo de electrodialisis.

Tabla 28. Depreciación de equipos y complementos planta electrodialisis escala piloto.

Equipos	Caso 1	Caso 2
Modulo ED	\$ 1.422	\$ 1.422
Almacenador	\$ 36	\$ 72
Electrodos	\$ 108	\$ 108

5.4.5 OPEX

La electricidad y el ácido sulfúrico son los insumos más relevantes y costosos de la operación de la planta, por lo que son considerados en los gastos operacionales (Tabla 29). Por otro lado, se considera el sueldo de los trabajadores donde se tendrá a cargo un operador y un supervisor los cuales ya están considerados dentro del proyecto de la empresa.

Tabla 29. Costos de operación planta electrodialisis escala piloto.

Categoría	Caso 1	Caso 2
Planta piloto		
Costos variables	\$ 71.670	\$ 71.670
Costos fijos	\$ 240.267	\$ 240.267
ED		
Energía	\$ 920	\$ 81
Membranas	\$ 628	\$ 57
Electrodos	\$ 1.200	\$ 300
Total	\$ 312.857	\$ 312.018

5.5 Análisis económico

El análisis económico tiene por objetivo evaluar la viabilidad financiera de la implementación de un sistema de electrodialisis para la recuperación y reutilización de la solución ácida. Para ello, se proyectaron los ingresos y costos asociados a la obtención del T-PHITE añadiendo los costos de cada caso, para luego evaluar la rentabilidad de cada caso.

Además, se contempla una proyección respecto al precio de venta del producto, considerando escenarios de mercado optimista y otro conservador en función de la demanda proyectada del grafito para baterías de ion litio. Incluyendo la sensibilidad de variables frente fluctuaciones de precios en un mercado emergente.

5.5.1 Flujo de caja

Con base en los supuestos económicos definidos y los resultados técnicos obtenidos, se elaboró un flujo de caja proyectado de 10 años para ambos casos de estudio. Los ingresos anuales se estimaron considerando una producción constante de 1.675 kg de T-PHITE tratado, con un precio base de 200 USD/kg, el cual varía según el escenario de análisis. Se consideraron dos escenarios de comportamiento del mercado: uno conservador, con un crecimiento anual del 3 % en el precio de venta, y otro optimista, con un crecimiento del 10 %.

Los costos operacionales incluyen el consumo de ácido sulfúrico, agua desionizada, energía eléctrica, mantención, sueldos y licencias. Por su parte, la inversión inicial contempla los costos asociados al equipamiento principal, almacenadores, patentes y capital de trabajo[26], se tiene en cuenta también los costos que fueron proporcionados por la empresa (Tabla 40).

Este análisis económico se aplicó tanto al Caso 1 como al Caso 2. En ambos casos se utilizó una tasa de descuento del 8 %, y los resultados obtenidos se resumen en las siguientes tablas:

Tabla 30. Comparación escenarios económicos en Caso 1.

Escenario	Tasa de descuento	VAN	TIR	CAE
Conservador (3%)	8%	\$ 87.129	13%	\$ 12.984
Optimista (10%)	8%	\$ 722.386	35%	\$ 107.656

Tabla 31. Comparación escenarios económicos en Caso 2.

Escenario	Tasa de descuento	VAN	TIR	CAE
Conservador (3%)	8%	\$ 131.856	16%	\$ 19.650
Optimista (10%)	8%	\$ 765.348	36%	\$ 114.059

Analizando las Tabla 30 y Tabla 31 se evidencia que, en ambos escenarios evaluados, el proyecto resulta económicamente viable, con valores positivos de VAN y tasas internas de retorno (TIR) superiores al costo de oportunidad del capital. En el escenario conservador, los indicadores económicos son lo suficientemente favorables como para recuperar la inversión inicial y generar utilidades moderadas, mientras que en el escenario optimista se observa un incremento significativo en la rentabilidad[27].

Asimismo, se identifica un ligero aumento en los retornos en el Caso 2, atribuido a una mayor eficiencia en la reutilización de la solución ácida, producto de la implementación de la estrategia de prelavado. Esta mejora se refleja principalmente en los valores de VAN y CAE, lo que respalda la utilidad técnica y económica de esta alternativa frente al caso sin prelavado.

5.5.2 Análisis de sensibilidad

5.5.2.1 Ácido sulfúrico

Con el objetivo de evaluar la robustez económica del proyecto frente a variaciones en los costos operacionales, se realizó un análisis de sensibilidad sobre el precio del ácido sulfúrico, el cual es uno de los insumos y objetivos claves en el proceso de lavado ácido. Actualmente, se considera un valor de 1 USD/L como se muestra en la tabla, sin embargo, su precio puede fluctuar significativamente según condiciones de mercado y ubicación geográfica. Para este análisis se tienen tres escenarios donde fluctúa el valor considerado en un 30%, para el optimista se reduce y para el pesimista aumenta.

Manteniendo constantes el resto de los parámetros económicos y técnicos, se recalcularon los principales indicadores financieros del proyecto para cada caso de estudio, los cuales se presentan en las siguientes tablas.

Tabla 32. Comparación de sensibilidad en Caso 1.

Escenario	Tasa de descuento	VAN	TIR	CAE
Pesimista	8%	\$ 77.078	13%	\$ 11.486
Optimista	8%	\$ 96.949	14%	\$ 14.448

Tabla 33. Comparación de sensibilidad en Caso 2.

Escenario	Tasa de descuento	VAN	TIR	CAE
Pesimista	8%	\$ 129.401	16%	\$ 19.284
Optimista	8%	\$ 134.311	16%	\$ 20.016

Se puede observar que en la Tabla 32 y Tabla 33, para ambos casos de estudio, los indicadores económicos mejoran al disminuir el precio del ácido sulfúrico y se reducen ante un aumento de este insumo, como era esperable. No obstante, el proyecto mantiene su viabilidad económica incluso en el escenario pesimista, lo que refleja una adecuada tolerancia a variaciones en los costos operacionales. En particular para el Caso 1, se evidencia que un aumento del 30 % en el precio del ácido puede reducir VAN en aproximadamente un 11 % respecto del escenario base, lo que demuestra una sensibilidad moderada del proyecto frente a este parámetro.

5.5.2.2 Membranas de intercambio iónico

Se realizará un análisis de sensibilidad para evaluar el impacto económico asociado al reemplazo de las membranas de intercambio iónico, las cuales están sujetas a desgaste progresivo debido a factores operacionales como la frecuencia de uso del módulo de electrodiálisis, la temperatura de operación, la composición química de la solución ácida y la calidad del mantenimiento preventivo aplicado. Este análisis permite estimar los costos anuales de mantención en función de dos escenarios representativos:

- Caso 1: Uso frecuente del módulo, donde se emplea una solución ácida fresca en cada ciclo de lavado, implicando una operación continua del módulo.
- Caso 2: Reutilización de solución ácida, en el cual la misma solución se aplica hasta en cuatro lavados consecutivos, reduciendo considerablemente la frecuencia de uso del módulo de electrodiálisis.

El sistema piloto cuenta con 74 membranas (37 aniónicas y 37 catiónicas), cada una con un área efectiva de 0,061 m². Según la ficha técnica del proveedor, el costo unitario es de USD 180/m² para las membranas aniónicas y USD 100/m² para las catiónicas. Esto se traduce en un costo total de reemplazo de USD 626,78 por conjunto completo de membranas.

De acuerdo con la planificación de producción del proceso T-PHITE, se proyectan 372 ciclos de lavado anuales. En el caso 1, se utiliza el módulo en cada lavado, por lo que se requiere un reemplazo anual completo de las membranas. En el caso 2, al reducirse la cantidad de ciclos operativos a 93 por año, se

estima que el reemplazo puede realizarse cada cuatro años, en promedio. De acuerdo con lo anterior, se presenta la Tabla 34 con los costos anuales estimados.

Tabla 34. Ciclos de uso y costo mantención de membrana para ambos casos.

Categoría	Caso 1	Caso 2
Ciclos de uso del módulo por año	372	93
Reemplazos anuales estimados	1	0,25
Costo anual de mantención estimado	626,78	56,70

Esta diferencia representa una reducción significativa en los costos de mantención del módulo, lo que respalda la conveniencia técnica y económica de disminuir la frecuencia de operación mediante la reutilización controlada de la solución ácida. Asimismo, contribuye a extender la vida útil de las membranas y a disminuir la frecuencia de intervención del sistema.

5.5.3 Comparación casos

El análisis comparativo entre ambos casos permite identificar diferencias clave en términos de rentabilidad, inversión y sensibilidad económica. Si bien ambos presentan indicadores positivos de viabilidad financiera, el Caso 2 destaca por su mayor estabilidad frente a fluctuaciones en el precio del ácido sulfúrico, reemplazo de membranas y una mejor valorización del recurso ácido, factores que se traducen en un VAN y CAE ligeramente superiores. Por otro lado, el Caso 1 implica una menor inversión inicial y menores costos operacionales asociados al consumo de agua y almacenadores, pero muestra una mayor sensibilidad económica ante cambios en el costo del insumo ácido, debido a una mayor frecuencia de operación del sistema ED.

En la Tabla 35 se presenta un resumen comparativo de los principales aspectos económicos analizados, permitiendo visualizar las fortalezas y debilidades de cada alternativa desde una perspectiva financiera.

Tabla 35. Comparación trade-off para ambos casos de estudio.

Categoría	Caso 1	Caso 2
CAPEX	\$ 30.043	\$ 30.441
OPEX	\$ 2.748	\$ 438
VAN	\$ 87.129	\$ 105.078
TIR	13%	14%
CAE	\$ 12.984	\$ 15.659

6 Conclusiones y Recomendaciones

En el presente estudio se evaluó la factibilidad técnica y económica de implementar un sistema de electrodiálisis para la recuperación y reutilización de solución ácida proveniente del proceso T-PHITE, considerando dos estrategias operacionales: el Caso 1, basado en la reutilización directa sin prelavado, y el Caso 2, que incorpora una etapa de prelavado previo al contacto con carbón activado.

Desde el punto de vista técnico, como primera conclusión, se verificó que la electrodiálisis permite remover eficazmente Zn^{+2} desde soluciones ácidas contaminadas, obteniendo una solución tratada que puede ser reutilizada en ciclos sucesivos de lavado sin comprometer la calidad del carbón activado (CA), cumpliendo con el criterio técnico de mantener la concentración de Zn por debajo de 1 ppm. Como segunda conclusión, ambos casos demostraron la viabilidad del proceso, aunque el Caso 2 logró extender la vida útil de la solución hasta cuatro reutilizaciones previas al tratamiento, gracias a la remoción de residuos alcalinos mediante prelavado. Como tercera conclusión, se identificaron como condiciones óptimas de operación una temperatura de 40 °C y una densidad de corriente de 250 A/m², donde se alcanzó un equilibrio adecuado entre eficiencia de transporte iónico, estabilidad del sistema y consumo energético. Como cuarta conclusión, se observó que, si bien el aumento de temperatura y densidad de corriente favorece el transporte iónico, las diferencias no siempre fueron estadísticamente significativas debido a la variabilidad experimental. Finalmente, se evidenció que la solución tratada mediante ED conserva su capacidad de remoción de Zn en el CA, obteniendo eficiencias superiores al 90 % y un comportamiento comparable al de una solución ácida fresca.

En términos económicos, como primera conclusión, ambos casos resultaron viables financieramente, mostrando VAN y TIR positivos incluso bajo escenarios conservadores. Como segunda conclusión, el Caso 2 presentó mejores indicadores económicos (mayor VAN y CAE), así como una menor sensibilidad frente a variaciones del precio del ácido sulfúrico, debido a la reducción en la frecuencia de uso del sistema ED y en el recambio de membranas. Como tercera conclusión, el Caso 1 se posicionó como una alternativa de menor inversión inicial y operación más simple, siendo adecuado en contextos donde se prioriza la reducción de CAPEX. Como cuarta conclusión, el análisis de sensibilidad evidenció que el Caso 2 ofrece una solución más robusta y estable frente a incertidumbres en el costo de insumos críticos, favoreciendo su aplicación en escenarios de mayor incertidumbre de mercado.

Como proyección del presente estudio, se recomienda complementar futuras evaluaciones con un análisis ambiental integral que permita cuantificar los beneficios derivados de la reducción en el consumo de ácido sulfúrico y la generación de residuos peligrosos. Asimismo, se sugiere evaluar la valorización de la corriente enriquecida en Zn^{2+} obtenida desde el sistema ED, explorando su recuperación metalúrgica o aplicación como subproducto en otras industrias. También se recomienda considerar la integración de este sistema en un modelo de economía circular, midiendo indicadores como eficiencia de recursos, huella de carbono y residuos evitados. Finalmente, se propone estudiar la escalabilidad industrial del sistema bajo condiciones reales de operación continua, abordando aspectos como ensuciamiento de membranas, mantenimiento, eficiencia energética y compatibilidad con otras corrientes del proceso.

7 Referencias

- [1] S. Bogdahn, C. Malek, E. Koch, y D. Katrakova-Kr黲ter, “Production and Characterization of Recovered Carbon Black (rCB) by Waste Tire Pyrolysis as a Potential Carbon Black (CB) Substitute”, *Advanced Materials & Sustainable Manufacturing*, vol. 2, n° 2, pp. 10007–10007, 2025, doi: 10.70322/amsm.2025.10007.
- [2] S. M. R. Costa, D. Fowler, G. A. Carreira, I. Portugal, y C. M. Silva, “Production and Upgrading of Recovered Carbon Black from the Pyrolysis of End-of-Life Tires”, 1 de marzo de 2022, *MDPI*. doi: 10.3390/ma15062030.
- [3] E. Rikmann, U. Mäeorg, y J. Liiv, “Recycling of Low-Quality Carbon Black Produced by Tire Pyrolysis”, *Applied Sciences (Switzerland)*, vol. 14, n° 5, mar. 2024, doi: 10.3390/app14052192.
- [4] L. Recuperación Del Baño Gastado Mediante Electrodialisis y P. EL Obtener Grado De, “MODELADO DEL PROCESO DE DECAPADO DE ACERO AL CARBÓN CON ÁCIDO SULFÚRICO Y DE I.Q. LOCKSLEY FABIÁN CASTAÑEDA ULLOA”, 2012.
- [5] S. Bogdahn, E. Koch, D. Katrakova-Kr黲ter, y C. Malek, “Application of recovered Carbon Black (rCB) by Waste Tire Pyrolysis as an Alternative Filler in Elastomer Products”, *Advanced Materials & Sustainable Manufacturing*, vol. 2, n° 2, pp. 10008–10008, 2025, doi: 10.70322/amsm.2025.10008.
- [6] L. Gurreri, A. Tamburini, A. Cipollina, y G. Micale, “Electrodialysis applications in wastewater treatment for environmental protection and resources recovery: A systematic review on progress and perspectives”, 1 de julio de 2020, *MDPI AG*. doi: 10.3390/membranes10070146.
- [7] J. M. Arana Juve, F. M. S. Christensen, Y. Wang, y Z. Wei, “Electrodialysis for metal removal and recovery: A review”, 1 de mayo de 2022, *Elsevier B.V.* doi: 10.1016/j.cej.2022.134857.
- [8] V. Baltazar, G. Harris, y C. White, “The selective recovery and concentration of sulphuric acid by electrodialysis”, 1992.
- [9] J. P. Ibáñez, “Eliminación de As (V) y producción simultánea de polvo de cobre de un electrolito de Cu(II) - As(V) - H₂SO₄ mediante electrodialisis reactiva”, *Revista de Metalurgia*, vol. 48, n° 3, pp. 192–198, may 2012, doi: 10.3989/revmetalm.1126.
- [10] J. P. Ibáñez, A. Vásquez, y Á. Aracena, “Valorisation of sulphate rich effluents by electrodialysis”, *Canadian Metallurgical Quarterly*, vol. 63, n° 2, pp. 606–615, 2024, doi: 10.1080/00084433.2023.2179713.
- [11] L. Handojo, A. K. Wardani, D. Regina, C. Bella, M. T. A. P. Kresnowati, y I. G. Wenten, “Electro-membrane processes for organic acid recovery”, *RSC Adv*, vol. 9, n° 14, pp. 7854–7869, 2019, doi: 10.1039/C8RA09227C.
- [12] M. I. Aydin, B. Yuzer, B. Hasancebi, y H. Selcuk, “Application of electrodialysis membrane process to recovery sulfuric acid and wastewater in the chalcopyrite mining industry”, *Desalination Water Treat*, vol. 172, pp. 206–211, dic. 2019, doi: 10.5004/dwt.2019.25051.

- [13] M. Tedesco, H. V. M. Hamelers, y P. M. Biesheuvel, “Nernst-Planck transport theory for (reverse) electrodialysis: II. Effect of water transport through ion-exchange membranes”, feb. 2017, doi: 10.1016/j.memsci.2017.02.031.
- [14] F. Li, Y. Jia, y M. Wang, “Recovery of low-concentration waste acid by electrodialysis: Modeling and validation”, *J Clean Prod*, vol. 482, p. 144203, dic. 2024, doi: 10.1016/j.jclepro.2024.144203.
- [15] B. Yuzer, M. I. Aydin, H. Yildiz, B. Hasançebi, H. Selcuk, y Y. Kadmi, “Optimal performance of electrodialysis process for the recovery of acid wastes in wastewater: Practicing circular economy in aluminum finishing industry”, *Chemical Engineering Journal*, vol. 434, abr. 2022, doi: 10.1016/j.cej.2022.134755.
- [16] D. Deng *et al.*, “Overlimiting Current and Shock Electrodialysis in Porous Media”, oct. 2013, [En línea]. Disponible en: <http://arxiv.org/abs/1310.5719>
- [17] “Planta desalinizadora con ED”.
- [18] B. K. Sheth, “Separation of sulfuric acid from spent acid using membrane-based separation process-Electrodialysis Chemical Engineering”, 2020.
- [19] D. N. Yadav y B. K. Sheth, “Concentration / Recovery of H₂SO₄ using Electrodialysis”, 2015. [En línea]. Disponible en: www.ijsr.net
- [20] D. N. Yadav y B. K. Sheth, “Concentration / Recovery of H₂SO₄ using Electrodialysis 1 2”, 2015. [En línea]. Disponible en: www.ijsr.net
- [21] S. A. Loza, N. A. Smyshlyaev, A. N. Korzhov, y N. A. Romanyuk, “Electrodialysis concentration of sulfuric acid”, *Chimica Techno Acta*, vol. 8, n° 1, 2021, doi: 10.15826/CHIMTECH.2021.8.1.06.
- [22] D. Ankoliya *et al.*, “Techno-economic analysis of integrated bipolar membrane electrodialysis and batch reverse osmosis for water and chemical recovery from dairy wastewater”, *J Clean Prod*, vol. 420, sep. 2023, doi: 10.1016/j.jclepro.2023.138264.
- [23] M. A. Alkhadra *et al.*, “Electrochemical Methods for Water Purification, Ion Separations, and Energy Conversion”, 24 de agosto de 2022, *American Chemical Society*. doi: 10.1021/acs.chemrev.1c00396.
- [24] S. Loza, N. Loza, A. Korzhov, N. Romanyuk, N. Kovalchuk, y S. Melnikov, “Hybrid Membrane Technology for Acid Recovery from Wastewater in Coated Steel Wire Production: A Pilot Scale Study”, *Membranes (Basel)*, vol. 12, n° 12, dic. 2022, doi: 10.3390/membranes12121196.
- [25] M. C. Martí-Calatayud *et al.*, “Sulfuric acid recovery from acid mine drainage by means of electrodialysis”, *Desalination*, vol. 343, pp. 120–127, jun. 2014, doi: 10.1016/j.desal.2013.11.031.
- [26] R. K. McGovern, A. M. Weiner, L. Sun, C. G. Chambers, S. M. Zubair, y J. H. Lienhard V, “On the cost of electrodialysis for the desalination of high salinity feeds”, *Appl Energy*, vol. 136, pp. 649–661, dic. 2014, doi: 10.1016/j.apenergy.2014.09.050.
- [27] L. Bazinet y T. R. Geoffroy, “Electrodialytic processes: Market overview, membrane phenomena, recent developments and sustainable strategies”, 1 de septiembre de 2020, *MDPI AG*. doi: 10.3390/membranes10090221.

8 Anexo

8.1 Anexo N°1: Consideraciones técnicas

Tabla 36. Resultados para solución concentrada en Zn con diversas condiciones operacionales en Caso 1.

Solución concentrada en Zn 20°C						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	0,49	0,99	1,48	1,97	2,46	2,54

Solución concentrada en Zn 40°C						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	0,53	1,05	1,57	2,1	2,54	2,54

Solución concentrada en Zn 55°C						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	0,58	1,15	1,73	2,3	2,54	2,54

Solución concentrada en Zn 200 A/m2						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	0,4	0,79	1,18	1,57	1,96	2,36

Solución concentrada en Zn 250 A/m2						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	0,53	1,05	1,57	2,1	2,54	2,54

Solución concentrada en Zn 300 A/m2						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	0,67	1,33	2	2,54	2,54	2,54

Tabla 37. Resultados para solución de trabajo con diversas condiciones operacionales en Caso 1.

Solución de trabajo 20°C						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	2,05	1,55	1,06	0,57	0,08	0
H2SO4	197,5	196,5	196	195,5	195	194,5

Solución de trabajo 40°C						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	2,01	1,49	0,97	0,44	0	0
H2SO4	197	196	195	194	193	192

Solución de trabajo 55°C						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	1,96	1,39	0,81	0,24	0	0
H2SO4	196,5	195	193,5	192	190,5	189

Solución de trabajo 200 A/m2						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	2,14	1,75	1,36	0,97	0,58	0,18
H2SO4	197,2	196,3	195,5	194,7	194	193,2

Solución de trabajo 250 A/m2						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	2,01	1,49	0,97	0,44	0	0
H2SO4	197	196	195	194	193	192

Solución de trabajo 300 A/m2						
Tiempo (min)	10	20	30	40	50	60
Especie	[] g/L					
Zn	1,87	1,21	0,54	0	0	0
H2SO4	195,7	194,6	193,6	192,8	191,7	190,8

Tabla 38. Resultados para solución concentrada en Zn con diversas condiciones operacionales en Caso 2.

Solución concentrada en Zn 20°C								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	1,48	2,95	4,42	5,89	7,36	8,83	9	9
Solución concentrada en Zn 40°C								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	1,57	3,13	4,69	6,27	7,84	9	9	9
Solución concentrada en Zn 55°C								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	1,72	3,44	5,19	7	8,62	9	9	9
Solución concentrada en Zn 200 A/m2								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	1,17	2,36	3,53	4,71	5,89	7,06	8,24	9
Solución concentrada en Zn 250 A/m2								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	1,57	3,13	4,69	6,27	7,84	9	9	9
Solución concentrada en Zn 300 A/m2								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	1,99	3,98	5,92	8	9	9	9	9

Tabla 39. Resultados para solución de trabajo con diversas condiciones operacionales en Caso 2.

Solución de trabajo 20°C								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	7,52	6,05	4,58	3,11	1,64	0,17	0	0
H2SO4	196	194	192	190	188	187	184	182
Solución de trabajo 40°C								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	7,43	5,87	4,31	2,73	1,16	0	0	0
H2SO4	195	192	189	186	183	180	177	174
Solución de trabajo 55°C								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	7,28	5,56	3,81	2	0,38	0	0	0
H2SO4	193,5	189	184,5	180	175,5	171	166,5	162
Solución de trabajo 200 A/m2								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	7,83	6,64	5,47	4,29	3,11	1,94	0,76	0
H2SO4	196	195	193,5	192	190,7	189,5	188	187
Solución de trabajo 250 A/m2								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	7,43	5,87	4,31	2,73	1,16	0	0	0
H2SO4	195	192	189	186	183	180	177	174
Solución de trabajo 300 A/m2								
Tiempo (min)	30	60	90	120	150	180	210	240
Especie	[] g/L							
Zn	7,01	5,02	3,08	1	0	0	0	0
H2SO4	194,3	190,4	186	181,6	178	172,8	170	166

8.2 Anexo N°2: Consideraciones económicas

Tabla 40. Capital considerado para planta piloto por parte de la empresa.

Planta piloto		
Capital fijo directo	177.357	USD
Capital fijo indirecto	45.256	USD
Capital total de inversión	261.899	USD
Capital de trabajo	39.284	USD

Tabla 41. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 1 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 345.050	\$ 355.402	\$ 366.064
Costo Variable Total		\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -19.770	\$ -9.720	\$ 632	\$ 11.294
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -158	\$ -2.823
UDI	\$ -	\$ -19.770	\$ -9.720	\$ 474	\$ 8.470
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 8.240	\$ 18.290	\$ 28.484	\$ 36.481
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.555				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -232.839	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -232.839	\$ 8.240	\$ 18.290	\$ 28.484	\$ 36.481

Tabla 42. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 1 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 377.045	\$ 388.357	\$ 400.008	\$ 412.008	\$ 424.368	\$ 437.099
\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 22.276	\$ 33.587	\$ 45.238	\$ 57.238	\$ 69.598	\$ 82.329
\$ -5.569	\$ -8.397	\$ -11.309	\$ -14.309	\$ -17.400	\$ -20.582
\$ 16.707	\$ 25.190	\$ 33.928	\$ 42.928	\$ 52.199	\$ 61.747
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 44.717	\$ 53.201	\$ 61.939	\$ 70.939	\$ 80.209	\$ 89.757
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 44.717	\$ 53.201	\$ 61.939	\$ 70.939	\$ 80.209	\$ 148.276

Tabla 43. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 1 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 368.500	\$ 405.350	\$ 445.885
Costo Variable Total		\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -19.770	\$ 13.730	\$ 50.580	\$ 91.115
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -3.433	\$ -12.645	\$ -22.779
UDI	\$ -	\$ -19.770	\$ 10.298	\$ 37.935	\$ 68.336
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 8.240	\$ 38.308	\$ 65.945	\$ 96.347
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.555				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -232.839	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -232.839	\$ 8.240	\$ 38.308	\$ 65.945	\$ 96.347

Tabla 44. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 1 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 490.474	\$ 539.521	\$ 593.473	\$ 652.820	\$ 718.102	\$ 789.912
\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494	\$ -86.494
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 135.704	\$ 184.751	\$ 238.703	\$ 298.050	\$ 363.332	\$ 435.143
\$ -33.926	\$ -46.188	\$ -59.676	\$ -74.513	\$ -90.833	\$ -108.786
\$ 101.778	\$ 138.563	\$ 179.027	\$ 223.538	\$ 272.499	\$ 326.357
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 129.788	\$ 166.574	\$ 207.038	\$ 251.548	\$ 300.510	\$ 354.367
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 129.788	\$ 166.574	\$ 207.038	\$ 251.548	\$ 300.510	\$ 412.886

Tabla 45. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 1 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 345.050	\$ 355.402	\$ 366.064
Costo Variable Total		\$ -88.286	\$ -88.286	\$ -88.286	\$ -88.286
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -21.562	\$ -11.512	\$ -1.161	\$ 9.501
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -2.375
UDI	\$ -	\$ -21.562	\$ -11.512	\$ -1.161	\$ 7.126
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 6.448	\$ 16.498	\$ 26.849	\$ 35.136
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.555				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -232.839	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -232.839	\$ 6.448	\$ 16.498	\$ 26.849	\$ 35.136

Tabla 46. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 1 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 377.045	\$ 388.357	\$ 400.008	\$ 412.008	\$ 424.368	\$ 437.099
\$ -88.286	\$ -88.286	\$ -88.286	\$ -88.286	\$ -88.286	\$ -88.286
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 20.483	\$ 31.794	\$ 43.445	\$ 55.445	\$ 67.806	\$ 80.537
\$ -5.121	\$ -7.949	\$ -10.861	\$ -13.861	\$ -16.951	\$ -20.134
\$ 15.362	\$ 23.846	\$ 32.584	\$ 41.584	\$ 50.854	\$ 60.402
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 43.373	\$ 51.856	\$ 60.594	\$ 69.594	\$ 78.864	\$ 88.413
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 43.373	\$ 51.856	\$ 60.594	\$ 69.594	\$ 78.864	\$ 146.932

Tabla 47. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 1 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 345.050	\$ 355.402	\$ 366.064
Costo Variable Total		\$ -84.701	\$ -84.701	\$ -84.701	\$ -84.701
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -17.977	\$ -7.927	\$ 2.424	\$ 13.086
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -606	\$ -3.272
UDI	\$ -	\$ -17.977	\$ -7.927	\$ 1.818	\$ 9.815
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 10.033	\$ 20.083	\$ 29.829	\$ 37.825
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.555				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -232.839	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -232.839	\$ 10.033	\$ 20.083	\$ 29.829	\$ 37.825

Tabla 48. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 1 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 377.045	\$ 388.357	\$ 400.008	\$ 412.008	\$ 424.368	\$ 437.099
\$ -84.701	\$ -84.701	\$ -84.701	\$ -84.701	\$ -84.701	\$ -84.701
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 24.068	\$ 35.380	\$ 47.030	\$ 59.031	\$ 71.391	\$ 84.122
\$ -6.017	\$ -8.845	\$ -11.758	\$ -14.758	\$ -17.848	\$ -21.030
\$ 18.051	\$ 26.535	\$ 35.273	\$ 44.273	\$ 53.543	\$ 63.091
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 46.061	\$ 54.545	\$ 63.283	\$ 72.283	\$ 81.553	\$ 91.102
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 46.061	\$ 54.545	\$ 63.283	\$ 72.283	\$ 81.553	\$ 149.621

Tabla 49. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 2 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 345.050	\$ 355.402	\$ 366.064
Costo Variable Total		\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo		\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -11.533	\$ -1.483	\$ 8.869	\$ 19.531
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -2.217	\$ -4.883
UDI	\$ -	\$ -11.533	\$ -1.483	\$ 6.652	\$ 14.648
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 16.477	\$ 26.527	\$ 34.662	\$ 42.658
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.953				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -233.237	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -233.237	\$ 16.477	\$ 26.527	\$ 34.662	\$ 42.658

Tabla 50. Flujo de caja variación de ingresos escenario conservador Caso 2 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 377.045	\$ 388.357	\$ 400.008	\$ 412.008	\$ 424.368	\$ 437.099
\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399
\$ 30.513	\$ 41.824	\$ 53.475	\$ 65.475	\$ 77.835	\$ 90.566
\$ -7.628	\$ -10.456	\$ -13.369	\$ -16.369	\$ -19.459	\$ -22.642
\$ 22.884	\$ 31.368	\$ 40.106	\$ 49.106	\$ 58.376	\$ 67.925
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 50.895	\$ 59.378	\$ 68.116	\$ 77.116	\$ 86.387	\$ 95.935
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 50.895	\$ 59.378	\$ 68.116	\$ 77.116	\$ 86.387	\$ 154.454

Tabla 51. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 2 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 368.500	\$ 405.350	\$ 445.885
Costo Variable Total		\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo		\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -11.533	\$ 21.967	\$ 58.817	\$ 99.352
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -5.492	\$ -14.704	\$ -24.838
UDI	\$ -	\$ -11.533	\$ 16.475	\$ 44.113	\$ 74.514
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 16.477	\$ 44.486	\$ 72.123	\$ 102.524
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.953				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -233.237	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -233.237	\$ 16.477	\$ 44.486	\$ 72.123	\$ 102.524

Tabla 52. Flujo de caja variación de ingresos escenario optimista Caso 2 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 490.474	\$ 539.521	\$ 593.473	\$ 652.820	\$ 718.102	\$ 789.912
\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655	\$ -85.655
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399	\$ 7.399
\$ 143.941	\$ 192.988	\$ 246.940	\$ 306.287	\$ 371.569	\$ 443.380
\$ -35.985	\$ -48.247	\$ -61.735	\$ -76.572	\$ -92.892	\$ -110.845
\$ 107.956	\$ 144.741	\$ 185.205	\$ 229.716	\$ 278.677	\$ 332.535
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 135.966	\$ 172.751	\$ 213.215	\$ 257.726	\$ 306.687	\$ 360.545
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 135.966	\$ 172.751	\$ 213.215	\$ 257.726	\$ 306.687	\$ 419.064

Tabla 53. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 2 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 345.050	\$ 355.402	\$ 366.064
Costo Variable Total		\$ -87.448	\$ -87.448	\$ -87.448	\$ -87.448
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo		\$ 8.743	\$ 8.743	\$ 8.743	\$ 8.743
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -11.981	\$ -1.931	\$ 8.421	\$ 19.083
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -2.105	\$ -4.771
UDI	\$ -	\$ -11.981	\$ -1.931	\$ 6.315	\$ 14.312
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 16.029	\$ 26.079	\$ 34.326	\$ 42.322
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.953				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -233.237	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -233.237	\$ 16.029	\$ 26.079	\$ 34.326	\$ 42.322

Tabla 54. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario pesimista Caso 2 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 377.045	\$ 388.357	\$ 400.008	\$ 412.008	\$ 424.368	\$ 437.099
\$ -87.448	\$ -87.448	\$ -87.448	\$ -87.448	\$ -87.448	\$ -87.448
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 8.743	\$ 8.743	\$ 8.743	\$ 8.743	\$ 8.743	\$ 8.743
\$ 30.064	\$ 41.376	\$ 53.027	\$ 65.027	\$ 77.387	\$ 90.118
\$ -7.516	\$ -10.344	\$ -13.257	\$ -16.257	\$ -19.347	\$ -22.530
\$ 22.548	\$ 31.032	\$ 39.770	\$ 48.770	\$ 58.040	\$ 67.589
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 50.559	\$ 59.042	\$ 67.780	\$ 76.780	\$ 86.051	\$ 95.599
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 50.559	\$ 59.042	\$ 67.780	\$ 76.780	\$ 86.051	\$ 154.118

Tabla 55. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 2 (parte 1).

Año	0	1	2	3	4
Ingresos por Venta		\$ 335.000	\$ 345.050	\$ 355.402	\$ 366.064
Costo Variable Total		\$ -83.863	\$ -83.863	\$ -83.863	\$ -83.863
Costo Fijo Total		\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
Depreciación Lineal a 10 años		\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
Intereses					
Ganancia o Perdida por venta activo fijo		\$ 6.054	\$ 6.054	\$ 6.054	\$ 6.054
Perdidas del ejercicio anterior					
UAI	\$ -	\$ -11.085	\$ -1.035	\$ 9.317	\$ 19.979
Impuesto	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -2.329	\$ -4.995
UDI	\$ -	\$ -11.085	\$ -1.035	\$ 6.988	\$ 14.984
Depreciación Lineal		\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
Amortización activo fijo intangible		\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
Ganancia o Perdida por venta activo fijo					
Perdidas del ejercicio anterior					
FCO	\$ -	\$ 16.926	\$ 26.976	\$ 34.998	\$ 42.994
Inversión Activo Fijo (Tangible)	\$ -193.953				
Inversión capital de Trabajo	\$ -39.284				
Préstamo					
Amortización préstamo					
Valor Residual activo fijo (valor de mercado)					
Recuperacion del capital de Trabajo					
FCC	\$ -233.237	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo Caja Privado	\$ -233.237	\$ 16.926	\$ 26.976	\$ 34.998	\$ 42.994

Tabla 56. Flujo de caja de análisis de sensibilidad de ácido sulfúrico escenario optimista Caso 2 (parte 2).

5	6	7	8	9	10
\$ 377.045	\$ 388.357	\$ 400.008	\$ 412.008	\$ 424.368	\$ 437.099
\$ -83.863	\$ -83.863	\$ -83.863	\$ -83.863	\$ -83.863	\$ -83.863
\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266	\$ -240.266
\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010	\$ -18.010
\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000	\$ -10.000
\$ 6.054	\$ 6.054	\$ 6.054	\$ 6.054	\$ 6.054	\$ 6.054
\$ 30.961	\$ 42.272	\$ 53.923	\$ 65.923	\$ 78.283	\$ 91.014
\$ -7.740	\$ -10.568	\$ -13.481	\$ -16.481	\$ -19.571	\$ -22.754
\$ 23.221	\$ 31.704	\$ 40.442	\$ 49.442	\$ 58.712	\$ 68.261
\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010	\$ 18.010
\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000	\$ 10.000
\$ 51.231	\$ 59.714	\$ 68.452	\$ 77.453	\$ 86.723	\$ 96.271
					\$ 58.519
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 58.519
\$ 51.231	\$ 59.714	\$ 68.452	\$ 77.453	\$ 86.723	\$ 154.790