VOLUMEN 48
XXXI Verano De la Ciencia
ISSN 2395-9797
www.jovenesenlaciencia.ugto.mx

Simulación y análisis de viabilidad de un sistema integrado de electrocoagulación para hidrógeno verde y tratamiento de aguas

Simulation and Feasibility Analysis of an Integrated Electrocoagulation System for Green Hydrog en Production and Water Treatment

Christian Ricardo Lino Andrade[1], Jesús Manuel Celaya Pérez Jorge[2], Ernesto Emmanuel Rodríguez Alfaro, Diego Rangel Jasso, Giovanni Avendaño Guerrero, Juan Gabriel Segovia Hernandez[1]

[1]estudiantes de la Universidad de Guanajuato, división de Ciencias Naturales y Exactas.
[2]estudiante de la carrera de Ingeniería Química de la Universidad Autónoma de Zacatecas.
Cr.linoandrade@ugto.mx, 42201546@uaz.edu.mx, ee.rodriguezalfaro@ugto.mx, d.rangel.jasso@ugto.mx, jg.avendanoguerrero@ugto.mx, gsegovia@ugto.mx

Resumen

El tratamiento de aguas residuales agrícolas acoplado a la producción de hidrógeno verde ofrece una alternativa sostenible de descarbonización. Este trabajo evalúa la viabilidad técnico-económica de un proceso de electrocoagulación con electrodos de aluminio para la remoción de fósforo y generación simultanea de H2.

Se desarrolló un modelo dinámico en Python que integra balances de materia, cinética química, dispersión axial y la Ley de Faraday. Mediante muestreo de Hipercubo latino (LHS) y correlación de Spearman se determinó la sensibilidad del sistema. También, por medio de un prototipo escala laboratorio, se alcanzaron producciones de hasta 250 mL de H2 en una hora.

Al considerar la purificación del agua como subproducto se mejoró drásticamente la rentabilidad del hidrógeno, haciendo que la integración de este proceso demostrara ser una plataforma prometedora y económicamente viable para la cogeneración de energía limpia y la purificación de agua.

Palabras clave: Electrocoagulación; Hidrógeno verde, Modelado Dinámico, Energía fotovoltaica.

Introducción

La transición hacia un desarrollo sostenible exige abordar de manera simultánea dos desafíos fundamentales: la contaminación de los recursos hídricos y la dependencia de combustibles fósiles como fuente principal de energía. El crecimiento demográfico, la expansión urbana, el desarrollo industrial y el uso intensivo de agroquímicos han incrementado significativamente la presión sobre los cuerpos de agua, haciendo indispensable el desarrollo de tecnologías eficientes para el tratamiento de aguas residuales (Hakizimana *et al*., 2017). Paralelamente, la Agenda 2030 establece, mediante los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) 6, 7, 9 y 13, la necesidad de garantizar el acceso al agua limpia, promover el uso de energías limpias, impulsar la innovación industrial y fortalecer las acciones frente al cambio climático (Segovia-Hernández *et al*., 2025).

En este escenario, el hidrógeno ha emergido como uno de los vectores energéticos con mayor potencial debido a su elevada densidad energética gravimétrica y a sus múltiples aplicaciones en sectores como el transporte, la industria química, la producción de acero y el almacenamiento de energía (Segovia-Hernández *et al*., 2025; Fernández-Madrigal & Mathews, 2025). Cuando su producción se realiza mediante procesos electroquímicos alimentados con electricidad proveniente de fuentes renovables, se denomina hidrógeno verde, constituyendo una alternativa prometedora para la descarbonización de sectores cuya electrificación resulta compleja. No obstante, su implementación a gran escala continúa enfrentando desafíos asociados con el elevado consumo energético, los costos de producción, la infraestructura requerida y el escalamiento industrial de los sistemas (Segovia-Hernández *et al*., 2025).

La electrocoagulación representa una tecnología electroquímica ampliamente utilizada para el tratamiento de aguas y aguas residuales. Durante este proceso, un ánodo de sacrificio, generalmente fabricado de aluminio o hierro, se disuelve electroquímicamente generando especies coagulantes *in situ*, las cuales promueven la

adsorción, precipitación, neutralización de cargas y aglomeración de los contaminantes presentes en el medio acuoso. De manera simultánea, en el cátodo ocurre la reducción del agua, produciendo iones hidroxilo e hidrógeno gaseoso. Aunque las burbujas de hidrógeno favorecen la electrocoagulación de los flóculos generados, dicho hidrógeno también puede considerarse un coproducto con potencial de aprovechamiento energético. En consecuencia, un único sistema de electrocoagulación puede integrar simultáneamente dos funciones: el tratamiento de aguas y la producción de hidrógeno (Kabdaşlı *et al*., 2012).

El desempeño de los sistemas de electrocoagulación depende de diversos parámetros operativos, entre los que destacan la densidad de corriente, el pH, la conductividad eléctrica, la geometría y el material de los electrodos, el caudal de operación y las condiciones de mezclado. La compleja interacción entre fenómenos electroquímicos, químicos e hidrodinámicos dificulta tanto la predicción del comportamiento del proceso como su escalamiento industrial. En este contexto, el modelado matemático constituye una herramienta fundamental para describir la evolución de las especies químicas, identificar las variables con mayor influencia sobre el proceso y estimar indicadores clave como el consumo energético, la eficiencia de remoción de contaminantes y la producción de gases bajo diferentes condiciones operativas (Hakizimana *et al*., 2017).

En el presente trabajo se desarrolla un modelo dinámico para un sistema integrado de electrocoagulación destinado a la remoción de fósforo asociado con glifosato y a la producción simultánea de hidrógeno, tomando como referencia el reactor tubular estudiado experimentalmente por Villalobos-Lara *et al*. (2025). El modelo considera un reactor tubular acoplado a un tanque de recirculación e incorpora balances de materia, dispersión axial, una expresión cinética global para la remoción del contaminante, la especiación del aluminio, la producción de hidrógeno mediante la ley de Faraday y el cálculo del consumo energético. El modelo fue implementado en Python y empleado para realizar análisis de sensibilidad, estudiar el escalamiento del proceso y efectuar una evaluación preliminar de su viabilidad técnico-económica. Finalmente, se discute su posible contribución al desarrollo sostenible y se plantean como líneas futuras de investigación la recuperación del hidrógeno producido y la realización de una evaluación ambiental integral.

Antecedentes

La electrocoagulación constituye una tecnología electroquímica utilizada para la purificación de agua desde finales del siglo XIX. Su principio de funcionamiento consiste en aplicar una corriente eléctrica entre electrodos metálicos, provocando la disolución controlada del ánodo y la generación *in situ* de especies coagulantes dentro del medio acuoso (Figura 1). Cuando se utilizan electrodos de aluminio, los iones Al^{3+} liberados experimentan reacciones de hidrólisis que originan especies monoméricas, poliméricas y precipitados de hidróxido de aluminio, capaces de remover contaminantes mediante mecanismos de adsorción, complejación, precipitación, neutralización de cargas y coagulación por barrido. Paralelamente, la reducción del agua en el cátodo genera iones hidroxilo e hidrógeno gaseoso, cuyas burbujas favorecen la separación de los flóculos mediante electroflotación (Kabdaşlı *et al*., 2012; Hakizimana *et al*., 2017).

VOLUMEN 48
XXXI Verano De la Ciencia
ISSN 2395-9797
www.jovenesenlaciencia.ugto.mx

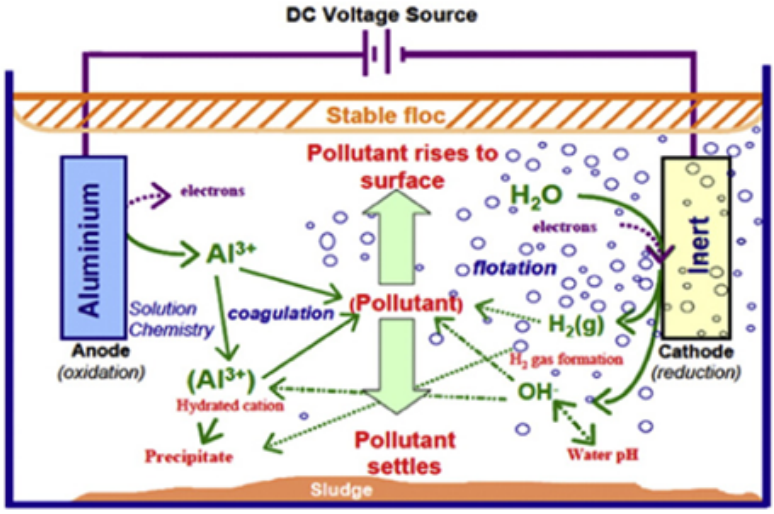

Figura 1 . *Interacciones principales que ocurren en un reactor de electrocoagulación. Adaptada de Hakizimana et al. (2017).*

Entre las principales ventajas de esta tecnología destacan la generación de coagulantes *in situ*, la reducción en el consumo de reactivos químicos, su versatilidad para tratar diferentes tipos de contaminantes y la posibilidad de operar a temperatura y presión ambiente. Sin embargo, su desempeño está fuertemente condicionado por variables como la densidad de corriente, el pH, la conductividad, el material de los electrodos, la geometría del reactor y las condiciones hidrodinámicas. La densidad de corriente controla tanto la velocidad de disolución anódica como la generación de burbujas, mientras que el pH determina la distribución de las especies de aluminio y la conductividad influye directamente sobre la caída óhmica y el consumo energético. En consecuencia, un incremento en la intensidad de corriente puede mejorar la eficiencia de remoción, aunque simultáneamente incrementa el consumo eléctrico y el desgaste de los electrodos (Kabdaşlı *et al*., 2012).

El modelado de los procesos de electrocoagulación ha sido abordado mediante diferentes enfoques, incluyendo modelos estadísticos, modelos cinéticos o fenomenológicos y dinámica de fluidos computacional (CFD). Los modelos estadísticos permiten identificar la influencia de las variables operativas, aunque presentan limitaciones para extrapolar resultados y realizar escalamiento. Por su parte, los modelos fenomenológicos describen la remoción mediante expresiones cinéticas globales, ofreciendo una implementación relativamente sencilla. Los modelos de mayor nivel de detalle incorporan la ley de Faraday, el transporte de masa, la distribución de corriente, la especiación metálica y la hidrodinámica del reactor. Finalmente, la dinámica de fluidos computacional proporciona una descripción espacial detallada de estos fenómenos, aunque requiere una elevada capacidad computacional y aún enfrenta dificultades para representar simultáneamente la formación de sólidos, la generación de burbujas, la flotación y la sedimentación (Hakizimana *et al*., 2017).

A pesar de los avances alcanzados, todavía no existe una metodología general capaz de integrar simultáneamente la predicción de la remoción de contaminantes, el escalamiento del reactor y la evaluación técnico-económica del proceso. Las condiciones óptimas identificadas a escala de laboratorio no necesariamente mantienen su desempeño cuando se incrementa la capacidad del sistema. Asimismo, la evaluación económica debe considerar de forma integrada el consumo de energía, el desgaste de los electrodos, la generación de lodos, los equipos auxiliares y la eficiencia del tratamiento, aspectos que dependen directamente de la capacidad predictiva del modelo utilizado (Hakizimana *et al*., 2017).

Como antecedente directo del presente estudio, Villalobos-Lara *et al*. (2025) evaluaron experimentalmente y mediante dinámica de fluidos computacional la remoción de fósforo asociado con glifosato en un reactor tubular equipado con electrodos perforados de aluminio reciclado. Sus resultados demostraron eficiencias de remoción superiores al 90 % en tiempos menores a 60 minutos y costos operativos inferiores a 1 USD m^{-3}

para las condiciones estudiadas. El modelo desarrollado permitió describir la distribución de corriente, la transferencia de masa y la generación de aluminio, mostrando además que la configuración de electrodos perforados favorecía el mezclado dentro del reactor. Asimismo, se identificó la interacción entre la dosis de aluminio y el grupo fosfónico del glifosato, dando lugar a la formación de fosfato de aluminio dentro de los flóculos.

Estos antecedentes evidencian el potencial de la electrocoagulación con electrodos de aluminio para remover contaminantes presentes en corrientes agroindustriales y demuestran la utilidad del modelado para comprender el comportamiento del proceso. Sin embargo, la mayoría de los estudios continúa enfocándose principalmente en la eficiencia de remoción, considerando al hidrógeno únicamente como un gas que favorece la electroflotación. En consecuencia, resulta pertinente desarrollar un enfoque integrado que permita analizar simultáneamente la remoción de contaminantes, la producción de hidrógeno, el consumo energético y la viabilidad económica del proceso. Con este propósito, el presente trabajo propone un modelo dinámico de un reactor tubular acoplado a un tanque de recirculación que incorpora la especiación del aluminio, la cinética global de remoción, la producción de gases y los principales indicadores técnicos y económicos del sistema.

Metodología

Como caso de estudio se consideró un proceso de electrocoagulación destinado a la remoción de fósforo asociado con glifosato en una corriente acuosa sintética utilizando electrodos de aluminio. La configuración analizada se tomó como referencia del reactor tubular con electrodos perforados estudiado por Villalobos-Lara *et al*. (2025) (Figura 2), debido a que dicha geometría favorece el contacto entre las especies de aluminio generadas electroquímicamente y los contaminantes presentes en el agua. El proceso fue estudiado desde una perspectiva integrada, considerando simultáneamente la remoción de fósforo, la producción de hidrógeno y oxígeno, la especiación del aluminio y el consumo de energía eléctrica.

El sistema modelado está constituido por un reactor tubular de electrocoagulación conectado a un tanque de recirculación perfectamente mezclado. La corriente líquida contenida en el tanque es impulsada hacia el reactor, atraviesa la zona de electrodos y posteriormente retorna al tanque, conformando un circuito cerrado de tratamiento. En el ánodo tiene lugar la oxidación del aluminio y la liberación de especies Al^{3+}, mientras que en el cátodo ocurre la reducción del agua con la consecuente producción de hidrógeno. La recirculación favorece la distribución homogénea del aluminio generado y su interacción con el fósforo presente en la solución.

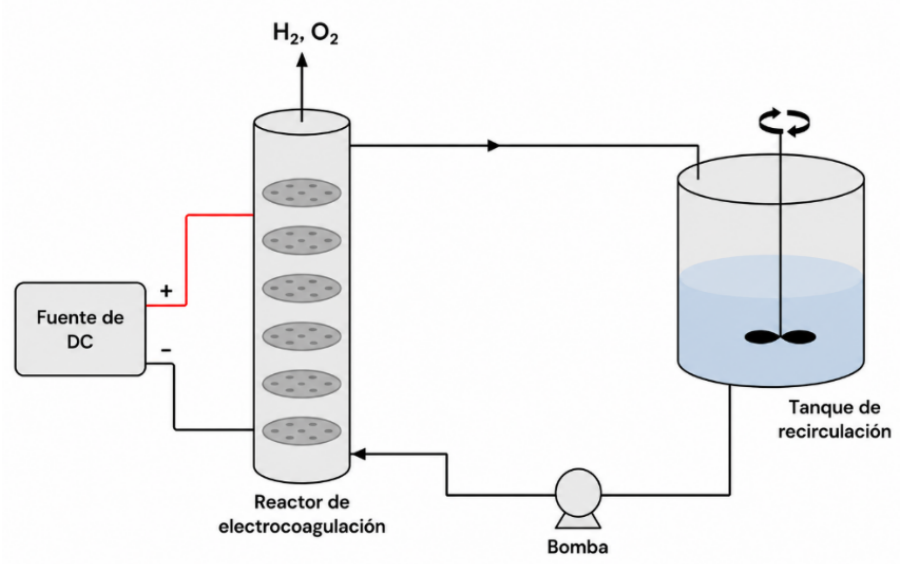

Figura 2. Esquema conceptual del sistema modelado, constituido por un reactor tubular de electrocoagulación acoplado a un tanque de recirculación. Elaboración propia con base en Villalobos-Lara et al. (2025).

Para formular el modelo se establecieron diversas simplificaciones. En el reactor se asumió flujo unidimensional en la dirección axial, velocidad promedio constante y dispersión axial efectiva. El tanque de recirculación se representó como una unidad perfectamente mezclada. Asimismo, se consideraron temperatura y conductividad constantes, la validez de la ley de Faraday y una eficiencia faradaica del 100 % como aproximación inicial. El fósforo fue representado mediante una concentración global, mientras que el aluminio generado por oxidación anódica se distribuyó en diferentes especies químicas en función del pH. Finalmente, la remoción del contaminante se describió mediante una expresión cinética global (lumped). Estas hipótesis constituyen la base del modelo integrado propuesto para describir simultáneamente la electrocoagulación, la producción de hidrógeno, el consumo energético y la especiación del aluminio.

Las variables de estado consideradas corresponden a las concentraciones de aluminio y fósforo tanto en el reactor como en el tanque de recirculación. Adicionalmente, se calcularon de forma acumulativa los moles de hidrógeno y oxígeno producidos durante la operación. A partir de estas variables se determinaron indicadores de desempeño tales como el porcentaje de remoción de fósforo, la producción de gases, la potencia eléctrica requerida y el consumo específico de energía.

Con base en esta representación física del sistema y en las hipótesis establecidas, se formularon los balances de materia correspondientes al reactor tubular y al tanque de recirculación, así como las expresiones electroquímicas, cinéticas y energéticas que se describen en las secciones siguientes.

Modelo Matemático

Para este proceso, hay varias ecuaciones a considerar dependiendo del equipo que se analice. Para el reactor se tienen las siguientes ecuaciones mostrada en la Tabla 1:

Tabla 1. *Ecuaciones relacionadas al reactor.*

Balance de masa de aluminio en el reactor	
$\frac{\partial C_{Al}}{\partial t} = D_{ax}\frac{\partial^2 C_{Al}}{\partial z^2} - u\frac{\partial C_{Al}}{\partial z} + S_{Al}$	
Fuente de aluminio	
Ley de Faraday	$Al \rightarrow Al^{3+} + 3e^-$
Producción Molar	$\dot{n}_{Al} = \frac{I}{3F}$
Fuente Volumétrica	$S_{Al} = \frac{\dot{n}_{Al}}{V_R}$
Balance de masa de fosforo en el reactor	
$\frac{\partial C_P}{\partial t} = D_{ax}\frac{\partial^2 C_P}{\partial z^2} - u\frac{\partial C_P}{\partial z} - R_P$	
Modelo cinético original	$Rp = kC_p^{2.5}C_{Al}^3$

Para este proceso, el siguiente paso es para el tanque agitado, donde se tienen las siguientes ecuaciones mostradas en la Tabla 2:

***Tabla 2**. Ecuaciones relacionadas al tanque.*

Balance de masa de aluminio en el tanque
$\frac{dC_{Al,T}}{dt} = \frac{Q}{V_T}(C_{Al,out} - C_{Al,T})$
Condición de frontera $C_{Al,out} = C_{Al}(L,t)$
Balance de masa de fosforo en el tanque
$\frac{dC_{P,T}}{dt} = \frac{Q}{V_T}(C_{P,out} - C_{P,T})$
Condición de frontera $C_{P,out} = C_P(L,t)$

Todas estas ecuaciones (Tabla 1 y Tabla 2) deben ser resueltas para aproximar las concentraciones buscadas, para aligerar la carga computacional que conlleva resolver las ecuaciones diferenciales parciales, lo que se decidió fue por medio del método de diferencias finitas discretizar las ecuaciones a simples expresiones algebraicas. Este método aproxima las derivadas continuas mediante combinaciones de valores en puntos específicos llamados nodos, utilizando las series de Taylor sobre una malla angular.

Otra de las decisiones tomadas fue el método de resolución de estas expresiones resultantes. Un método muy utilizado en este tipo de sistemas evolutivos es el método de líneas. En este método se busca aproximar el dominio espacial usando una malla de puntos. Las derivadas espaciales son remplazadas por aproximaciones algebraicas con la discretización de diferencias finitas.

Al discretizar las derivadas espaciales, inmediatamente hace que la derivada dependiente del tiempo se transforme en un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias acopladas donde la única variable continua independiente es la del tiempo.

Escalamiento por capacidad equivalente de agua tratada

El escalamiento se realizó con el objetivo de igualar la capacidad de tratamiento del sistema de electrocoagulación con un intervalo de caudal representativo del Sistema Cutzamala, establecido entre 50,400 y 55,800 m³/h. Debido a que el reactor base opera por lotes con recirculación, el caudal utilizado en el modelo dinámico no se consideró como agua nueva tratada, sino como el flujo interno que circula entre el tanque y el reactor.

Por esta razón, el procedimiento no correspondió al aumento directo de las dimensiones de un único reactor, sino a un escalamiento por capacidad equivalente o *numbering-up*. Primero se determinó el volumen total procesado durante cada ciclo mediante la suma del volumen del reactor y el volumen del tanque de recirculación:

$$V_{lote} = V_{reactor} + V_{tanque}$$

Para el sistema base, el volumen del reactor fue de 2.49×10^{-4} m^3 y el volumen del tanque de 2.5×10^{-3} m^3, obteniéndose un volumen total aproximado de:

$$V_{lote} = 2.749x10^{-3}\, m^3$$

equivalente a aproximadamente 2.75 L por ciclo.

La simulación indicó el comportamiento del sistema durante un tiempo de tratamiento de una hora. Para el análisis preliminar se supuso que, al finalizar este periodo, el volumen completo alcanzaba la calidad de tratamiento calculada y podía sustituirse inmediatamente por un nuevo lote. No se consideraron inicialmente tiempos muertos asociados con llenado, descarga, limpieza o mantenimiento.

La capacidad equivalente de tratamiento de un reactor se calculó mediante:

$$Q_{reactor} = \frac{V_{lote}}{t_{ciclo}}$$

Donde:

$$t_{ciclo} = t_{tratamiento} + t_{muerto}$$

Al considerar un tiempo de tratamiento de una hora y un tiempo muerto igual a cero, la capacidad equivalente de cada unidad fue de aproximadamente:

$$V_{lote} = 2.749x10^{-3}\frac{m^3}{h}$$

El número de reactores requeridos para alcanzar cada caudal objetivo se calculó con:

$$N_{reactores} = \left\lceil \frac{Q_{objetivo}}{Q_{reactor}} \right\rceil$$

Se utilizó el redondeo al entero superior para asegurar que la capacidad instalada fuera igual o ligeramente mayor que el caudal objetivo. La capacidad real alcanzada se obtuvo mediante:

$$Q_{tratado} = N_{reactores} Q_{reactor}$$

Finalmente, las variables extensivas del proceso se escalaron multiplicando el desempeño de una unidad por el número de reactores requeridos. De esta manera, se estimaron la producción total de hidrógeno y oxígeno, la potencia eléctrica, la corriente aplicada, el área de electrodos y el consumo de aluminio:

$$\dot{m}_{H_2 total} = N_{reactores} \dot{m}_{H_2 reactor}$$

$$P_{total} = N_{reactores} P_{reactor}$$

$$A_{electrodos,total} = N_{reactores} A_{electrodos,reactor}$$

El caudal interno de recirculación también se multiplicó por el número de unidades, pero se reportó por separado y no se interpretó como agua nueva tratada. Los resultados anuales se calcularon suponiendo una operación continua ideal de 8,760 horas al año.

Sección experimental

Diseño del prototipo nivel laboratorio

El electrocoagulador se concibió como un reactor discontinuo (batch) de acrílico, operado en modo galvanostático, con el objetivo de remover ortofosfato sintético mediante electrodos sacrificables de aluminio y de cuantificar, de manera simultánea, el hidrógeno generado en el cátodo como subproducto energético del proceso. El diseño se basó en los criterios geométricos y operativos reportados por Villalobos-Lara *et al*. (2025) para reactores de electrocoagulación con electrodos metálicos, particularmente en lo referente a la separación interelectródica y al manejo de la densidad de corriente. Las especificaciones del experimento se detallan en la Tabla 3.

Especificaciones técnicas del reactor

Tabla 3*. Especificaciones técnicas de diseño del prototipo de electrocoagulador.*

Parámetro	Valor de diseño
Tipo de reactor	Discontinuo (batch), acrílico
Volumen de operación (V)	2,000 mL
Material de electrodos	Aluminio (par ánodo–cátodo)
Área electroactiva efectiva (A)	380.35 cm² por electrodo
Separación interelectródica (d)	1 – 2 cm
Densidad de corriente de trabajo (j)	2.5 mA/cm²
Corriente total aplicada (I = j·A)	0.951 A
Voltaje de celda (operación)	15 V (constante)
Modo de operación	Galvanostático
Tiempo de electrólisis por ensayo	60 min

La separación interelectródica de 1–2 cm y el área efectiva de 380.35 cm² (Tabla 3) por electrodo se seleccionaron para favorecer una distribución de corriente razonablemente homogénea sobre la superficie del ánodo y minimizar la caída óhmica en el electrolito, de forma consistente con la metodología de referencia

Materiales, reactivos y equipo

Para la construcción, operación y evaluación experimental del prototipo se utilizaron los materiales, reactivos y equipos auxiliares que se describen a continuación.

Materiales y equipo

- Reactor batch de acrílico con capacidad de 2,000 mL.
- Par de electrodos planos de aluminio (ánodo–cátodo), cada uno con un área superficial de 380.35 cm².
- Fuente de poder de corriente directa (DC) regulable.
- Caimanes para conexión eléctrica.
- Multímetro digital.
- Balanza analítica.
- Papel indicador de pH.
- Papel filtro.
- Bureta y material volumétrico para titulaciones.
- Sistema de recolección de gas mediante desplazamiento de agua para la cuantificación del hidrógeno producido.

Reactivos

- Fosfato monopotásico (KH_2PO_4; peso molecular = 136.09 g/mol; fracción másica de fósforo = 0.2276), empleado para la preparación de la solución sintética de ortofosfato.
- Cloruro de sodio (NaCl), utilizado como electrolito soporte.
- Ácido clorhídrico (HCl 0.1 M) para el ajuste del pH.
- Hidróxido de sodio (NaOH 0.1 M) para el ajuste del pH.
- Cloruro de magnesio ($MgCl_2$ 0.05 M), empleado para la precipitación selectiva del fosfato remanente.
- Negro de Eriocromo T, utilizado como indicador durante la titulación.
- Sistema cloruro de amonio/hidróxido de amonio (NH_4^+), empleado como coadyuvante para la precipitación del fosfato en forma de $MgNH_4PO_4$.

Procedimiento experimental de evaluación

Preparación de la solución sintética

Se preparó una solución sintética de ortofosfato utilizando fosfato monopotásico (KH_2PO_4) con una concentración objetivo de 100 mg P/L. Para alcanzar dicha concentración fue necesario adicionar 4.0 g/L de la sal. Asimismo, se incorporó NaCl como electrolito soporte a una concentración base de 1.0 g/L con el propósito de incrementar la conductividad eléctrica del medio.

Ajuste de pH

El pH de la solución se ajustó a 6.00 ± 0.05 mediante la adición de soluciones de HCl 0.1 M y NaOH 0.1 M. Bajo estas condiciones predominan las especies $H_2PO_4^-$ y HPO_4^{2-}, favoreciendo las condiciones de operación del proceso electroquímico.

Operación galvanostática del reactor

Los ensayos experimentales se realizaron en un reactor batch con un volumen de trabajo de 2,000 mL, operado en modo galvanostático. Se empleó una densidad de corriente de 2.5 mA/cm², equivalente a una corriente de 0.951 A, manteniendo un voltaje de celda constante de 15 V durante 60 minutos en cada experimento.

Resultados de experimentación

***Tabla 4**. Resultados de la experimentación.*

Exp.	j (mA/cm²)	t (min)	NaCl	pH i→f	V (V)	$V(H_2)$ exp. (mL)
1	~2.5	60	1.0 g/L	6 → 7	15	214.5
2	~2.5	60	2.0 g/L	6 → 7	15	300
3	~2.5	60	2.0 g/L	6 → 7	15	300

De la Tabla 4 podemos respaldar que el uso de la electrocoagulación es una alternativa viable para la producción de hidrógeno.

Modelo Económico

Se realizó un análisis económico para obtener el precio mínimo de venta con dos enfoques diferentes, el del hidrógeno como producto principal y otro enfoque orientado al beneficio por tratar el agua residual. Para establecer un precio de venta competitivo y viable se hizo la comparación con el precio del hidrógeno según la fuente de proveniencia (azul, marrón, gris, verde) mediante una estimación de la inversión basada en los costos de fabricación (CAPEX) y operación (OPEX). Los costos de fabricación se estimaron utilizando un valor de $1.185\frac{USD}{kg}$, precio internacional referencia para un reactor de acero HRC (Hot Rolled Coil).

El volumen de material requerido (V_{metal}) se calculó modelando el reactor como un cilindro hueco, empleando la siguiente ecuación geométrica:

$$V_{\text{metal}} = \frac{\pi}{4} \times \left(D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2\right) \times L$$

Donde D_{ext} y D_{int} corresponden a los diámetros exterior e interior, respectivamente, y L es la longitud del reactor. El diámetro exterior se define en función del diámetro interior y el espesor de pared (t):

$$D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + (2 \times t)$$

Se asumió la utilización de un tubo comercial de cedula 40, el cual cuenta con un espesor de 4 mm, además de un factor de protección del 15% referido a bridas y tornillería en el sistema.

Finalmente, el costo de un reactor se calculó con la ecuación:

$$Costo_{reactor} = V_{metal} \times \rho \times 1.185\ \frac{USD}{kg}$$

El establecimiento de un precio mínimo de venta (p) competitivo y rentable requiere un análisis integral que incorpore los costos operativos, la depreciación de los activos, las obligaciones fiscales y la tasa de retorno esperada por los inversionistas. A continuación, se describe la secuencia analítica empleada para este modelo.

El costo total de operación se determina sumando los gastos fijos y variables, y deduciendo los ingresos proyectados por la recuperación de subproductos. La expresión matemática es la siguiente:

$$C = aI_F + bMP + cE + dMO - p_{sp}SP$$

Donde:

aI_F: Gastos fijos anuales que dependen de la inversión (como regalías y mantenimiento).

bMP: Costo de la materia prima. Para el suministro de aluminio, se estableció un precio de 2.008 USD/kg (Villalobos-Lara, 2025).

cE: Costo de los servicios o energía, estimado con una tarifa de 0.14 USD/kWh (Comisión Federal de Electricidad.).

dMO: Costo de la mano de obra directa.

p_{sp}: Ingreso por la venta de subproductos. El precio del subproducto (p_{sp}) se fijó en 258 USD/Ton O_2 (IMARC Group. (2026)).

Nota: Para simplificar el modelo base, los gastos fijos y la mano de obra se agruparon en una proporción dependiente de la inversión total (I), donde $aI_F + dMO = 0.05I$.

Para asegurar la viabilidad financiera del proyecto, se establece una ganancia real mínima exigida (asumiendo un beneficio extra de cero):

$$P = i_{min}I$$

El parámetro i_{min} representa la tasa de referencia que dicta el costo del dinero. Para este estudio, se adoptó una tasa objetivo del **6.50%** anual, en concordancia con la política monetaria vigente del Banco de México (Banxico).

A partir de la utilidad neta, se despeja la ganancia antes de impuestos (R), incorporando la carga fiscal y la depreciación de los equipos:

$$R = \frac{P + eI - tdI}{1 - t}$$

Los parámetros regulatorios utilizados en esta etapa son:

$t = 0.30$: Tasa impositiva, conforme al Artículo 9 de la Ley del Impuesto sobre la Renta (LISR).

$d = 0.10$: Tasa de depreciación fiscal, deducible de impuestos (Art. 35, LISR).

$e = 0.10$: Tasa de depreciación contable para el desgaste de activos, exigida por la Norma de Información Financiera (NIF) C-6.

Las ventas totales anuales requeridas para que el proyecto alcance el punto de equilibrio económico deben cubrir tanto la utilidad bruta como los costos de operación:

$$S = R + C$$

Finalmente, el precio mínimo de venta unitario se obtiene dividiendo las ventas totales entre el volumen de producción anual proyectado (Q_{anual}):

$$p = \frac{S}{Q_{anual}}$$

Sustituyendo las funciones previas y factorizando la Inversión (I), se obtiene la fórmula general del precio mínimo de venta:

$$p = \frac{I\left(\frac{i_{min} + e - td}{1 - t} + a\right) + bMP + cE + dMO - p_{sp}SP}{Q_{anual}}$$

Reemplazo de la energía eléctrica de la red por energía proveniente de celdas fotovoltaicas.

Una vez se construyó el simulador del electrocoagulador y se unió al modelo económico fue apreciable que la mayor parte del costo proviene de la energía eléctrica consumida durante el proceso, por lo que se plantearon diversas soluciones, la que se probó para este verano fue la sustitución de una parte de la energía de la red por energía solar. No obstante, se tuvo que hacer una previa investigación sobre las especificaciones de los paneles y del territorio donde planteamos poner la planta (León, Gto.) (Tabla 5).

***Tabla 5**. parámetros de la unidad fotovoltaica.*

Parámetro	Valor
HSP (Horas Pico Solares) (Conermex)	4.67-6.89
PR (Performance Ratio)[1]	0.75-0.85
Potencia promedio (W)	550
Precio por MW (USD/MW)[1]	750,000 – 950,000
Tiempo de vida útil (años)[1]	25

Agencia Internacional de Energías Renovables. (2025)

Además, de Agencia Internacional de Energías Renovables. (2025), conocemos que también debemos considerar un porcentaje de la inversión a mantenimiento, ya que factores como el ensuciamiento bajan su eficiencia. Sin embargo, no encontramos un único rango del porcentaje de inversión, más que este es considerado “bajo”, pero una buena aproximación la da el “Laboratorio Nacional de Energía Renovable de EE. UU.” en un rango de 1.2 a 1.8 %, por lo que decidimos destinar un 1.5% anual de la inversión total a mantenimiento de los paneles.

Con esta información pudimos iniciar construyendo el modelo del panel para implementarlo en el simulador creado para ver que tanto impactaba el uso de este tipo de tecnología.

Para el modelo creamos una variable llamada f_fv, que no es más que el porcentaje de cobertura de la energía utilizada en el proceso que queremos reemplazar con los paneles, esto lo hacemos para evaluar la viabilidad de esta implementación a distintos porcentajes de cobertura.

$$Energía\ anual_{por\ paneles} = Energía\ anual * f_{fv}$$

VOLUMEN 48
XXXI Verano De la Ciencia
ISSN 2395-9797
www.jovenesenlaciencia.ugto.mx

$$Potencia = \frac{Energía\ anual_{por\ paneles}}{365 * HSP * PR}$$

$$\#paneles = \frac{Potencia}{Potencia\ promedio}$$

En la práctica, mientras más energía uses esta sale más barata, por lo que el precio es dinámico dependiendo de ello. Por consiguiente, para nuestro modelo tomaremos la siguiente aproximación (esto enfocado para nuestra planta, no transferible a otro modelo ya que utilizamos en ella el porcentaje de cobertura y en otra planta esto representaría un valor distinto):

$$costo\ dinámico = costo_{MW} * (1 - 0.15 * f_{fv})$$

$$CAPEX = potencia * costo\ dinámico$$

$$OPEX = 0.0015 * CAPEX$$

A su vez, para hacer el modelo dimensionalmente homogéneo se anualizo el CAPEX utilizando el siguiente factor:

$$Factor\ de\ Recuperación\ del\ Capital\ (CRF) = \frac{tasa\ descuento * (1 + tasa\ descuento)^{vida\ útil}}{(1 + tasa\ descuento)^{vida\ útil} - 1}$$

La tasa de descuento la obtenemos directo de Banxico y varia cada cierto tiempo (≈ 6.5% en el momento).

$$CAPEX_{anualizado} = CAPEX * CRF$$

Resultados

Debido a que el modelo matemático desarrollado presentaba un elevado número de grados de libertad, incluso antes de incorporar el análisis económico y el dimensionamiento del sistema fotovoltaico, se realizó inicialmente un muestreo mediante la técnica Latin Hypercube Sampling (LHS) sobre todas las variables de diseño y operación. El objetivo de este procedimiento fue generar un conjunto representativo de escenarios para posteriormente construir una matriz de correlación utilizando el método de Spearman. A partir de esta matriz se elaboró un mapa de calor que permitió identificar la influencia real de cada variable sobre el comportamiento del sistema y, con ello, descartar aquellas con menor impacto.

	j_Am2	pH	k_cinetica	Vol_tanque_r	Dax_m2s	Q_m3s	C_Po_molm3	L_m	Di_m	Atotal_electr	gap_m	remocion_P_	masa_H2_g	SEC_kWh_kg
j_Am2	1.00	0.01	0.07	-0.14	-0.06	-0.09	0.00	0.15	0.07	0.02	-0.02	0.66	0.79	0.80
pH	0.01	1.00	0.10	-0.10	0.06	0.05	0.03	-0.01	-0.05	0.09	-0.12	0.12	0.04	-0.07
k_cinetica	0.07	0.10	1.00	0.06	-0.04	0.00	0.07	0.03	0.02	-0.06	0.04	0.09	0.02	0.08
Vol_tanque_m3	-0.14	-0.10	0.06	1.00	0.01	-0.08	-0.05	0.00	0.05	-0.02	0.07	-0.59	-0.13	-0.07
Dax_m2s	-0.06	0.06	-0.04	0.01	1.00	0.07	-0.03	0.02	-0.01	-0.01	-0.07	-0.05	-0.05	-0.11
Q_m3s	-0.09	0.05	0.00	-0.08	0.07	1.00	0.09	0.08	0.01	0.01	0.04	0.01	-0.06	-0.07
C_Po_molm3	0.00	0.03	0.07	-0.05	-0.03	0.09	1.00	-0.12	0.05	0.07	-0.02	0.31	0.03	-0.02
L_m	0.15	-0.01	0.03	0.00	0.02	0.08	-0.12	1.00	0.05	0.00	-0.05	0.02	0.11	0.09
Di_m	0.07	-0.05	0.02	0.05	-0.01	0.01	0.05	0.05	1.00	0.05	-0.09	-0.03	0.07	-0.01
Atotal_electrodos_m2	0.02	0.09	-0.06	-0.02	-0.01	0.01	0.07	0.00	0.05	1.00	-0.04	0.45	0.60	-0.02
gap_m	-0.02	-0.12	0.04	0.07	-0.07	0.04	-0.02	-0.05	-0.09	-0.04	1.00	-0.06	-0.04	0.56
remocion_P_pct	0.66	0.12	0.09	-0.59	-0.05	0.01	0.31	0.02	-0.03	0.45	-0.06	1.00	0.81	0.50
masa_H2_g	0.79	0.04	0.02	-0.13	-0.05	-0.06	0.03	0.11	0.07	0.60	-0.04	0.81	1.00	0.63
SEC_kWh_kgH2	0.80	-0.07	0.08	-0.07	-0.11	-0.07	-0.02	0.09	-0.01	-0.02	0.56	0.50	0.63	1.00

Figura 3. mapa de calor de las distintas variables.

El mapa de calor obtenido, Figura 3, permite identificar tanto las relaciones directamente proporcionales como las inversamente proporcionales entre las variables de diseño y los tres indicadores de desempeño considerados: remoción de fósforo, producción de hidrógeno y consumo específico de energía. Valores del coeficiente de correlación cercanos a 1 indican una relación directamente proporcional, es decir, cuando una variable aumenta, el indicador correspondiente también lo hace. Por el contrario, valores cercanos a −1 representan una relación inversamente proporcional, donde el incremento de una variable provoca la

disminución del indicador. Finalmente, coeficientes próximos a 0 reflejan una influencia prácticamente nula, lo cual puede apreciarse visualmente mediante la intensidad del color en el mapa de calor.

A partir de este análisis preliminar se identificó que las variables con mayor influencia sobre el desempeño del proceso fueron la densidad de corriente y el área total de los electrodos, debido a su fuerte correlación positiva con la remoción de fósforo y la producción de hidrógeno. Asimismo, se observó que una reducción en la separación entre electrodos (GAP) permite disminuir el consumo específico de energía (SEC) sin afectar significativamente los demás indicadores. De igual manera, la disminución del volumen del reactor favorece mayores eficiencias de remoción, mientras que el pH, aunque presenta una correlación menos pronunciada, constituye una variable crítica debido a su efecto sobre la especiación del aluminio y, por consiguiente, sobre los mecanismos de coagulación electroquímica.

No obstante, considerando que el escalamiento del sistema debía conservar la geometría del reactor para evitar problemas asociados con la transferencia de masa y cantidad de movimiento, se decidió restringir el estudio de escalamiento únicamente a la variación de la densidad de corriente, el volumen del tanque y el pH, manteniendo constantes las restantes variables geométricas.

Resultados del escalamiento

El análisis de escalamiento se llevó a cabo empleando una densidad de corriente de 25 A/m², un pH de 5.0 y un tiempo de tratamiento de una hora. Bajo estas condiciones de operación, el reactor base presentó una capacidad equivalente de tratamiento de 2.749×10^{-3} m³, una producción de hidrógeno de 1.060×10^{-5} kg/h y un consumo de potencia eléctrica de 1.206×10^{-3} kW. La eficiencia de remoción de fósforo alcanzó 69.47 % al finalizar el periodo de operación de una hora.

La producción de hidrógeno se estimó mediante la ley de Faraday, mientras que la potencia eléctrica requerida se calculó a partir de la corriente de operación y del voltaje estimado de la celda.

Con base en el desempeño unitario obtenido para el reactor experimental, se estimó el número de unidades y los requerimientos operativos necesarios para cubrir un intervalo de tratamiento comprendido entre 50,400 y 55,800 m³/h, considerado como caso de referencia para el escalamiento. Los principales resultados obtenidos se presentan en la Tabla 6.

Tabla 6. *Resultados técnicos del escalamiento por capacidad equivalente.*

Parámetro	50,400 m³/h	55,800 m³/h
Capacidad real alcanzada, m³/h	50,400.001	55,800.002
Reactores equivalentes	18,332,037	20,296,184
Remoción de fósforo, %	69.47	69.47
Producción de H_2, kg/h	194.292	215.109
Producción anual de H_2, kg/año	1,701,998	1,884,355
Producción anual de H_2, t/año	1,702.0	1,884.4
Producción teórica de O_2, kg/h	1,541.904	1,707.108
Potencia eléctrica total, kW	22,102.842	24,471.004
Corriente total, A	5.166×10^6	5.719×10^6
Área total de electrodos, m²	206,638.721	228,778.586

Consumo teórico de aluminio, kg/h	1,733.561	1,919.300
SEC, kWh/kg H_2	113.761	113.761
Energía del H_2/energía consumida, %	29.30	29.30

Al relacionar la producción de hidrógeno con el volumen de agua tratada, se obtuvo un rendimiento prácticamente constante de:

$$Y_{H2} = \frac{\dot{m}_{H_2}}{Q_{tratado}} = 0.003855 \frac{kgH_2}{m^3}$$

es decir, aproximadamente:

$$Y_{H2} = 3.855 \frac{gH_2}{m^3}$$

De forma similar, la energía eléctrica específica respecto al agua tratada fue:

$$E_{esp,agua} = 0.439 \frac{kWh}{m^3}$$

Estos dos indicadores permanecieron constantes en el intervalo evaluado porque tanto la producción de hidrógeno como la potencia se escalaron proporcionalmente con el número de unidades.

El consumo específico de energía asociado con la producción de hidrógeno fue de 113.76 kWh/kg H_2 en ambos escenarios. La invariabilidad del SEC confirma que el procedimiento de *numbering-up* modifica la capacidad total, pero no mejora por sí mismo el desempeño energético de cada reactor. El contenido energético teórico del hidrógeno, calculado mediante su poder calorífico inferior, representó aproximadamente 29.3 % de la energía eléctrica suministrada. Este valor debe considerarse como una relación energética ideal y no como una eficiencia neta de recuperación, ya que el modelo no incluye pérdidas relacionadas con la separación, secado, purificación, compresión o almacenamiento del hidrógeno.

La remoción de fósforo permaneció en 69.47 % en ambos extremos, debido a que se asumió que todos los reactores equivalentes operaban bajo las mismas condiciones del reactor base. Por tanto, el aumento de capacidad no modificó el porcentaje de tratamiento alcanzado, sino únicamente la cantidad total de agua procesada y los requerimientos acumulados de equipos, energía y electrodos.

Finalmente, el elevado número de reactores equivalentes, del orden de 18.3 a 20.3 millones de unidades, muestra que la reproducción directa del prototipo de laboratorio no constituye una configuración industrial práctica. Más que representar un diseño definitivo, este resultado evidencia la magnitud de la diferencia entre la escala experimental y el caudal objetivo. En consecuencia, una implementación real requeriría aumentar considerablemente el volumen útil de los reactores, el área individual de electrodos y la capacidad por módulo, además de evaluar una operación continua que reduzca el número de unidades necesarias.

Para los resultados se plantearon dos escenarios, uno donde purificar agua fuera el producto principal y otro donde lo fuera el hidrógeno producido.

Para comercializar con el agua debemos verificar que este dentro de la normativa, por lo que revisando la NOM-001-SEMARNAT-2021 obtenemos los límites permisibles en cuanto a contenido de fosforo para embalses, lagos y lagunas (Tabla 7).

Tabla 7. *Límites permisible del agua NOM-001-SEMARNAT-2021.*

	Ríos, arroyos, canales, drenes	Embalses, lagos y lagunas	Zonas marinas mexicanas	Riego de áreas verdes	Infiltración y otros riegos	Cársticos
Fósforo (ppm)	15	5	15	NA	NA	NA

Con ello hacemos un barrido de los grados de libertad relevante para conocer el precio de venta del agua, aplicando ya un filtro para asegurarnos que en ninguno de los escenarios reportados se viole el límite permisible de fosforo.

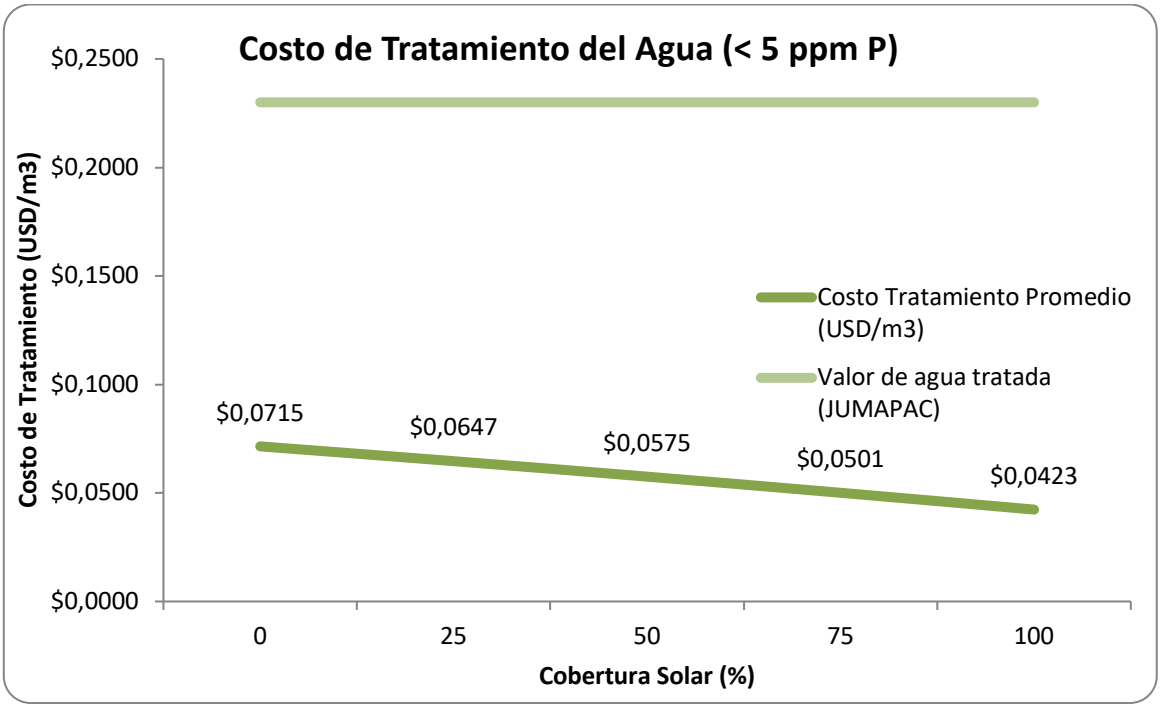

Figura 4. *precio de tratar un metro cúbico de agua.*

De la Figura 4 podemos notar que, al menos en cuanto al costo del agua tratada que ofrece JUMAPAC, nuestro proceso es más viable, aunque no debemos olvidar que la calidad de esta agua es más cara, pero es el mejor comparativo que tenemos para comparar. También que este costo se obtiene al suponer como precio de venta del hidrogeno 8.2 USD por kg, ya que este está dentro del rango de costos reportados en la industria (Agarwal, S., & Gupta, A. (2026)).

También decir que este precio es atractivo para las empresas, ya que podrían limpiar el agua de sus procesos de forma más baratas que las multas impuestas por verter el agua con el fosforo. Según la Ley de Aguas Nacionales las multas por no cumplir la normativa podrían ir desde los $189,997.50 a los $3,257,100 (pesos mexicanos), dependiendo de la gravedad de la acción, con riesgo de clausura total en caso incumplimiento repetido. Esto comparado con nuestro proceso que, por tratar 52,321.84 metros cúbicos, al costo más bajo, se requiere aproximadamente $37661.93 (pesos mexicanos).

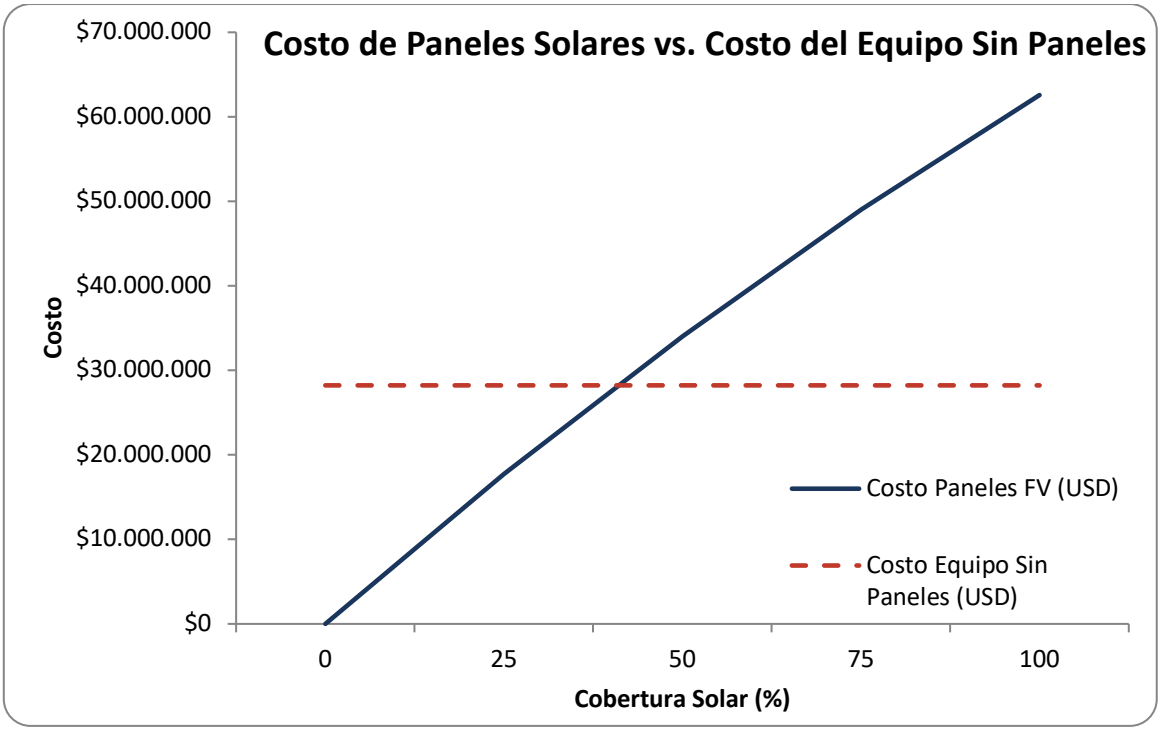

Figura 5. Costo de los paneles frente al costo del electrocoagulador.

Al analizar la Figura 5 es de vital importancia recordar que el precio del equipo sin paneles es una aproximación que varía mucho del coste real, ya que la estimación hecha fue en base a áreas y costo del material por unidad de área, sin embargo, no se consideran costos de instalación, ensamblado, bombas, tuberías y más factores que elevaran en un grado considerable este valor. Aun así, no debe ser una aproximación lejana, con la que pudimos ver que el costo de los servicios es mucho más significativo a la hora de evaluar el costo del proceso (Tabla 8), por lo que para el alcance de este primer trabajo dejaremos esta aproximación inicial.

***Tabla 8**. comparativa entre el CAPEX anualizado y el OPEX.*

OPEX Reactores (USD/año)	CAPEX anualizado (USD/año)
21, 874, 969	8,505,698

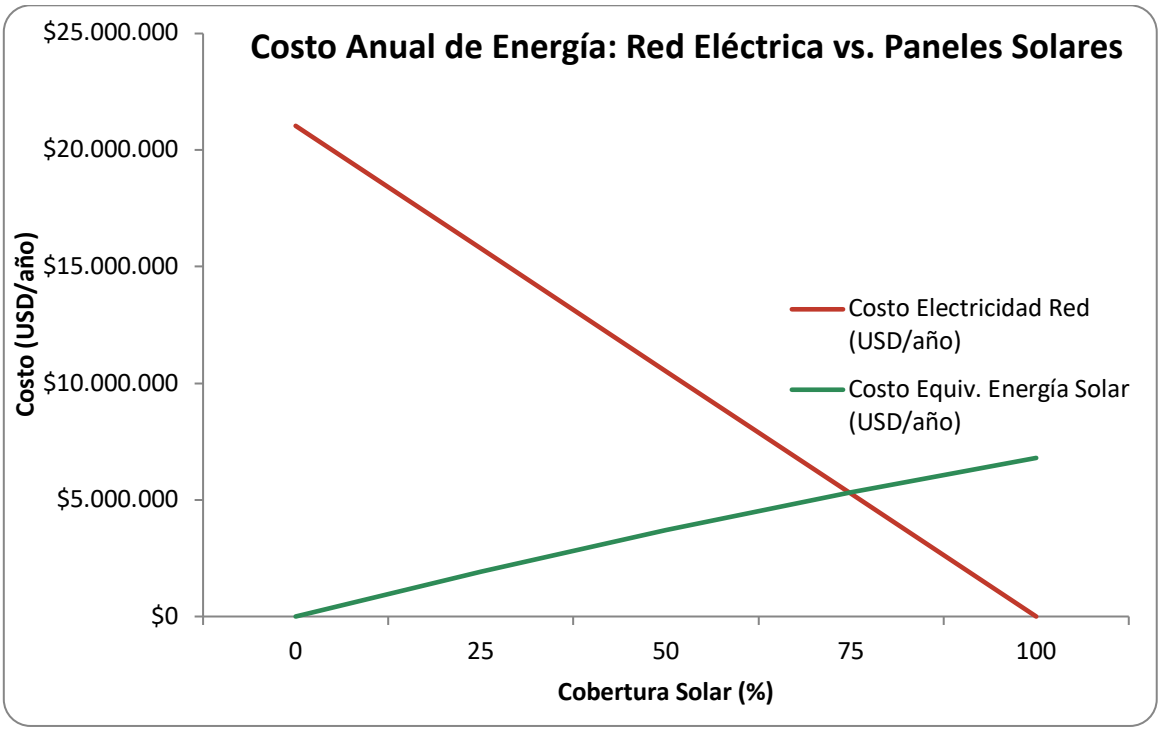

Figura 6. evolución del costo eléctrica en el avance de la cobertura solar.

De la Figura 6 podemos observar que a medida que cubrimos mayor porcentaje de energía de la red por energía solar, nuestros gastos en energía van reduciéndose considerablemente. En la tabla 9 se suma el costo de ambas líneas para cada porcentaje de cobertura, con el objetivo de verlo de manera clara:

Tabla 9. *costo total de la energía en cada %cobertura.*

Cobertura (%)	Costo de energía total (USD/año)
0	$21,040,397
25	$17,705,398
50	$14,220,391
75	$10,585,376
100	$6,800,353

Para el segundo escenario, la venta de hidrógeno como producto principal, debemos antes fijar un precio para tratar el agua y considerarlo como subproducto. En este caso usaremos el costo 0.23 dólares por metro cúbicos, al igual que JUMAPAC.

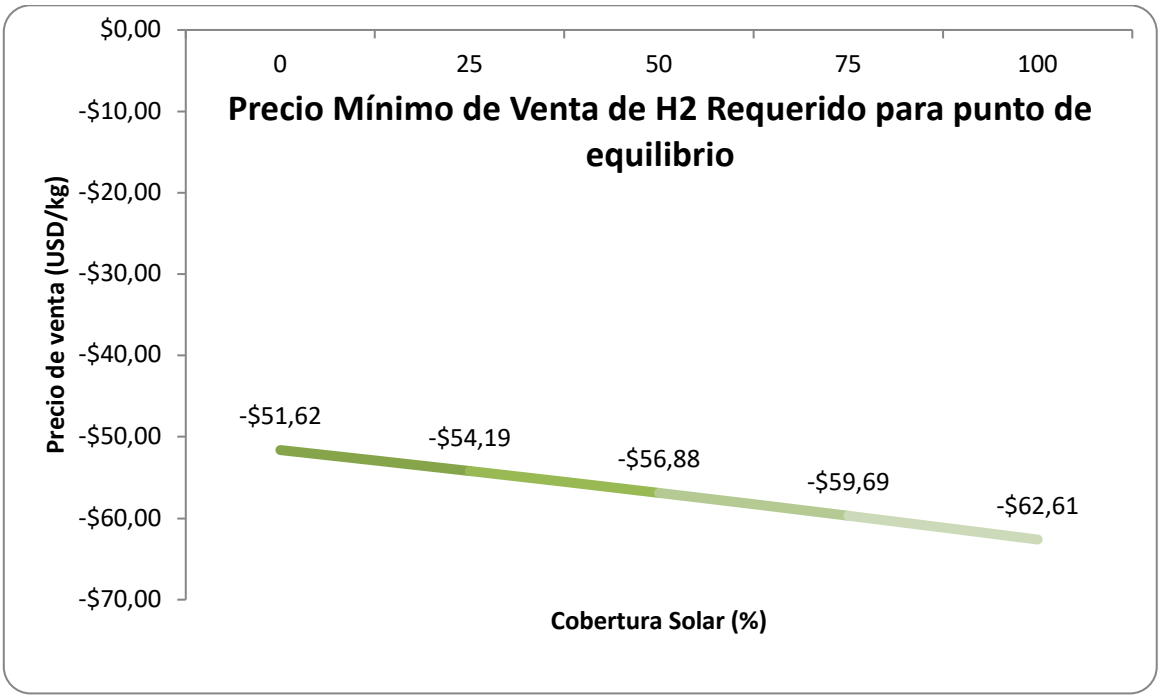

Figura 7. Precio de venta mínimo del hidrógeno considerando el agua como subproducto.

De la Figura 7 los valores negativos pudieran parecer contraintuitivos, estos no son un error matemático o de programación, es la consecuencia directa de que el proceso de limpiar el agua es tan rentable que nos permite prácticamente bajar a mínimos el precio del hidrogeno. Esto también se debe a la aproximación que se hizo del CAPEX, ya que debido a la estimación tan conservadora que se realizó la inversión se recupera muy rápido y hace que el precio mínimo de venta se reduzca drásticamente.

El impacto del agua podemos verlo reflejado si vemos el mismo gráfico, pero eliminando el beneficio del agua (Figura 8).

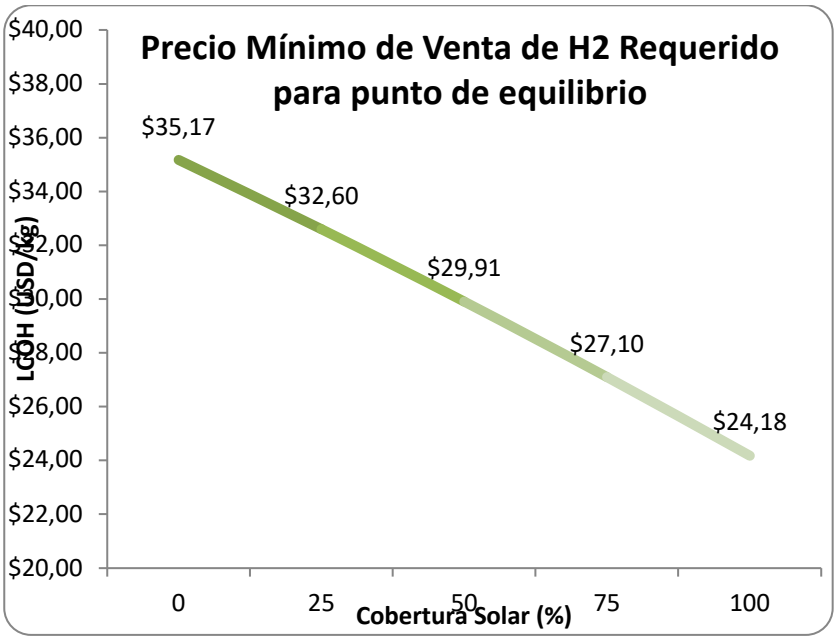

Figura 8. Precio de venta mínimo del hidrógeno sin considerar el agua como subproducto.

En el Figura 8 podemos apreciar como si no consideramos el agua, el precio del hidrógeno se dispararía a costes no competitivos con el mercado.

Conclusiones

En este trabajo se diseñó, construyó y evaluó exitosamente un prototipo de electrocoagulación a escala laboratorio equipado con electrodos planos de aluminio, operado en modo galvanostático a una densidad de corriente de 2.5 mA/cm² (0.951 A) y un voltaje constante de 15 V. Los resultados experimentales confirmaron la viabilidad técnica del sistema para la remoción de ortofosfato y la producción simultánea de hidrógeno, demostrando que la electrocoagulación puede trascender su función tradicional como tecnología de tratamiento de agua para convertirse en un proceso con potencial de valorización energética.

Durante la experimentación se comprobó que el incremento del pH de 6.0 a 7.0 obedece a la generación in situ de iones hidroxilo asociada a la reacción de evolución de hidrógeno en el cátodo. Asimismo, la concentración del electrolito soporte (NaCl) se identificó como uno de los parámetros operativos más importantes, ya que al incrementar su concentración de 1.0 a 2.0 g/L la producción de hidrógeno aumentó de aproximadamente 214.5 mL hasta cerca de 300 mL, evidenciando la influencia directa de la conductividad eléctrica sobre el desempeño electroquímico del reactor. De igual forma, la formación visible de flóculos de hidróxido de aluminio corroboró el adecuado funcionamiento del mecanismo de electrocoagulación y la capacidad del sistema para remover fósforo de la solución sintética.

El análisis de sensibilidad desarrollado mediante Latin Hypercube Sampling (LHS) y correlaciones de Spearman permitió identificar las variables con mayor influencia sobre la remoción de fósforo, la producción de hidrógeno y el consumo energético específico. A diferencia de los diseños convencionales de electrocoagulación, la metodología propuesta permitió optimizar simultáneamente las variables de operación para obtener una producción de hidrógeno considerablemente superior y competitiva respecto a otros sistemas de electrocoagulación, acercándose a los niveles alcanzados por procesos de electrólisis convencionales, pero manteniendo de forma simultánea la función principal de tratamiento del agua.

Los resultados obtenidos demuestran que el hidrógeno generado constituye un subproducto de alto valor agregado que puede aprovecharse mediante esquemas de cogeneración para reducir el consumo energético de la propia planta o bien comercializarse como vector energético, mejorando la rentabilidad global del proceso. En este contexto, la integración de la recuperación de fósforo con la producción de hidrógeno

representa una estrategia prometedora dentro del paradigma de la economía circular y de las tecnologías sostenibles para el tratamiento de aguas.

No obstante, el análisis económico mostró que el costo unitario de producción de hidrógeno resulta elevado cuando el proceso se evalúa exclusivamente como una tecnología de producción de este combustible, sin considerar el beneficio económico asociado al tratamiento del agua. Este resultado era previsible, ya que las tecnologías de electrólisis dedicadas continúan siendo más competitivas cuando el único objetivo es la generación de hidrógeno. En consecuencia, la verdadera ventaja de la tecnología propuesta radica en la valorización simultánea de dos productos: el agua tratada y el hidrógeno generado.

Finalmente, aunque los resultados obtenidos confirman la factibilidad técnica del concepto y su potencial para combinar el tratamiento de aguas con la recuperación energética, aún existen retos importantes para su implementación a escala industrial. Como trabajo futuro, resulta indispensable profundizar en estrategias de escalamiento que preserven las condiciones hidrodinámicas y electroquímicas del sistema, así como desarrollar modelos de diseño y estimación de costos de capital (CAPEX) más rigurosos que permitan reducir la incertidumbre del análisis tecnoeconómico y evaluar con mayor precisión la viabilidad industrial de esta tecnología.

Referencias

[1]. Agarwal, S., & Gupta, A. (2026). Tamaño del mercado del hidrógeno azul: por aplicación, por tecnología, por modo de transporte, perspectivas regionales y pronóstico, 2026-2035. In Global Market Insights Inc. https://www.gminsights.com/es/industry-analysis/blue-hydrogen-market

[2]. Agencia Internacional de Energías Renovables. (2025). Costes de la generación de la energía renovable en 2024. https://www.irena.org/publications

[3]. Cámara de Diputados del H. Congreso de la Unión. (2025). Ley de Aguas Nacionales. Diario Oficial de la Federación. (Publicada originalmente el 1 de diciembre de 1992; última reforma publicada el 11 de diciembre de 2025).

[4]. Comisión Federal de Electricidad. (2024). Informe de la gestión gubernamental 2018-2024: CFE Suministrador de Servicios Básicos. https://www.cfe.gob.mx/nuestraempresa/Informe%20de%20gestion%201824/EPS%20Suministro%20B%C3%A1sico.pdf

[5]. Conermex. (s. f.). Insolación de las ciudades más importantes de México según NASA [Archivo PDF]. http://conermex.com.mx/webinar/Insolaciones%20NASA.pdf

[6]. Cuellar Pérez, Y. G., Bermúdez Santaella, J. R., & Herrera Susa, D. A. (2024). Hidrógeno verde: Revisión del estado del arte de las tecnologías de generación para la descarbonización del sector energético. *Ingeniería y Competitividad*, 26(3), e-30114190. https://doi.org/10.25100/iyc.v26i3.14190

[7]. Energético, C. (30 de diciembre de 2021). ¿Cual es la duración de las placas solares? - Vida útil de un panel solar. Cambio Energético. https://www.cambioenergetico.com/blog/duracion-placa-solar/

[8]. Estructura de información (SIE, Banco de México). (s. f.). https://www.banxico.org.mx/SieInternet/consultarDirectorioInternetAction.do?accion=consultarCuadro&idCuadro=CF111&locale=es§or=18

[9]. Fernández Madrigal, A., & Mathews, N. R. (2025). Hidrógeno verde, el combustible del futuro. *Ciencia*, 76(3), 6–13.

[10]. Hakizimana, J. N., Gourich, B., Chafi, M., Stiriba, Y., Vial, C., Drogui, P., & Naja, J. (2017). Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches. *Desalination*, 404, 1–21. https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.10.011

[11]. IMARC Group. (2026). Oxygen prices, trend, chart, demand, market analysis, news, historical and forecast data report 2026 edition (Report ID: SR112026A23223). https://www.imarcgroup.com/oxygen-price-index

[12]. Kabdaşlı, I., Arslan-Alaton, I., Ölmez-Hancı, T., & Tünay, O. (2012). Electrocoagulation applications for industrial wastewaters: A critical review. *Environmental Technology Reviews*, 1(1), 2–45. https://doi.org/10.1080/21622515.2012.715390

[13]. López Antoranz, J. (2021). El hidrógeno verde en la Unión Europea: Una vía necesaria para la transición energética. *Revista Española de Desarrollo y Cooperación*, (48), 13–33. https://doi.org/10.5209/redc.81174

[14]. MarketsandMarkets. (11 de diciembre de 2025). Hydrogen Energy Storage Market Size, Share & Growth Analysis Report, 2032. MarketsandMarkets. https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/hydrogen-energy-storage-market-107179995.html?gad_source=1&gad_campaignid=401403796&gbraid=0AAAADxY7Sys-Q66w0lEeYPTH5B7sdT_V&gclid=CjwKCAjwsfzSBhB5EiwAOGyqSXLSywJFXTN6l8DuDboKjrQlq5DEpeNe1iQQr5Mmg6_VQyX_qVOkjBoC-r4QAvD_BwE

[15]. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. (11 de marzo de 2022). NORMA Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT-2021, Que establece los límites permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en cuerpos receptores propiedad de la nación. Diario Oficial de la Federación.

[16]. Segovia-Hernández, J. G., Hernández, S., Cossío-Vargas, E., Juárez-García, M., & Sánchez-Ramírez, E. (2025). Green hydrogen production for sustainable development: A critical examination of barriers and strategic opportunities. *RSC Sustainability*, 3, 134–157. https://doi.org/10.1039/D4SU00630E

[17]. Villalobos-Lara, A. D., Rivera, F. F., Páramo-Vargas, J., Ruiz-Vera, T., Gamiño-Arroyo, Z., Eloy-Munguía, C., & Álvarez-Rodriguez, N. V. (2025). Experimental and CFD modeling of the phosphorus removal attributed to glyphosate by a tubular electrocoagulation reactor using recycled perforated aluminum electrodes. *Journal of Applied Electrochemistry,* 55, 1849-1869. https://doi.org/10.1007/s10800-025-02283-4