

Desarrollo tecnológico de equipo generador de hidrógeno verde

Paula Rojas Alvarado¹, Mario Toledo Torres²

¹Grupo de Termoquímica Sostenible, Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad Técnica Federico Santa María, Chile. Email: paula.rojasa@sansano.usm.cl, Mario.toledo@usm.cl.

Resumen

El proceso de descarbonización se ha vuelto fundamental debido al cambio climático y sus consecuencias. Es aquí donde el hidrógeno verde (H_2V) ha tomado un rol importante como combustible verde. El presente trabajo busca mejorar un reactor de water-splitting para generación de H_2V , el cual cuenta con un primer prototipo validado experimentalmente y numéricamente. Se prueba el segundo prototipo utilizando los mismos parámetros de operación del primero, con el fin de validarlo tanto numéricamente con un modelo matemático que describe el proceso, como con resultados experimentales. La temperatura alcanzada mejora aproximadamente en 200 K, y la producción de H_2V en más de 5 mol. La eficiencia energética aumenta de un 0,028% a un 3,02% y la eficiencia de conversión de un 0,9% a un 1,1%. A lo largo del documento se presentan las características distintivas del nuevo prototipo, y la lógica de su aplicación.

Palabras clave: Water-splitting; ciclos termoquímicos; óxido de cerio; medios porosos; modelación computacional; hidrógeno verde; energía solar.

Abstract

The process of decarbonization has become critical due to climate change and its consequences. It is here where green hydrogen (H_2V) has taken an important role as a green fuel. The present work aims to improve a water-splitting reactor for H_2V generation, which has a first prototype experimentally and numerically validated. The second prototype is tested using the same operating parameters of the first one, to validate it both numerically with a mathematical model that describes the process, and with experimental results. The temperature reached improves by approximately 200 K, and the H_2V production by more than 5 mol. The energy efficiency increases from 0.028% to 3.02% and the conversion efficiency from 0.9% to 1.1%. The distinctive features of the new prototype, and the rationale for its application, are presented throughout the paper.

Keywords: Water-splitting; Thermochemical cycles; cerium oxide; porous media; computational modeling; green hydrogen; solar energy.

1. Introducción

El hidrógeno verde (H_2V) emerge como una solución crucial para reducir las emisiones de gases contaminantes, ya que permite almacenar y transportar energía renovable [1-4]. Chile, con sus recursos naturales como la alta radiación solar y los vientos fuertes, está bien posicionado para producir H_2V de manera competitiva. Esto respalda los objetivos del país de lograr la neutralidad de carbono para 2050.

En 2022, la producción mundial de hidrógeno dependía mayormente de procesos convencionales,

como el uso de gas natural y carbón, generando emisiones de CO_2 [5-8]. No obstante, se está transitando hacia métodos más sostenibles, como la electrólisis con energías renovables y ciclos termoquímicos [6, 9,10]. Entre estos ciclos, destaca el uso de óxidos metálicos como el óxido de cerio CeO_2 (ceria) [2, 9, 10, 11].

Lidor et al. [12] llevaron a cabo una investigación paramétrica de un receptor-reactor solar volumétrico a gran escala utilizando ceria, explorando mejoras para aumentar las eficiencias de estos reactores, que muestran un gran potencial a gran escala. Por otro lado, Hauessler et al. [10] investigaron el diseño y

demonstración de un reactor solar de separación de agua utilizando ceria en formato de espuma porosa, con resultados satisfactorios al estudiar la variación de la porosidad en el óxido. Wang P. et al. [13] establecieron un modelo de ciclo termoquímico basado en energía solar, empleando ceria porosa para la separación de moléculas de agua para la producción de hidrógeno.

El uso de espumas porosas permite alcanzar temperaturas más elevadas gracias a un proceso de autorrecuperación del calor interno, intensificando la transferencia de calor por diferentes mecanismos [14]. Otras tecnologías como la energía solar concentrada y la energía solar fotovoltaica también se consideran para la producción de hidrógeno mediante ciclos termoquímicos, ya que permiten alcanzar altas temperaturas y obtener energía eléctrica directamente transformable en energía térmica [15].

El objetivo del presente trabajo es presentar la optimización de un primer prototipo de reactor de water-splitting (WS) diseñado y construido para la generación de H_2 , para el cual se cuenta, además con un modelo numérico validado experimentalmente [16]. Se utiliza ceria, vapor de agua, y energía solar concentrada y fotovoltaica, considerando al óxido de metal como un medio poroso, a diferencia del uso de polvo o pellet que se ha estudiado previamente [9, 11].

2. Modelo matemático

2.1. Situación física propuesta

El modelo matemático 1D considera una situación física simplificada del diseño experimental con el que se cuenta. En la Figura 1 se aprecia un esquema de la simplificación considerada, donde se tiene la cámara de reacción en la que se aloja el óxido a utilizar. Esta tiene la entrada de gases en $x=0$, mientras que la salida de gases está en el borde final de esta, en $x=l_p$. El aporte de calor de la concentración solar se considera como una condición de borde en $x=0$, mientras que el aporte de calor de la resistencia eléctrica (aporte fotovoltaico) se considera un aporte volumétrico.

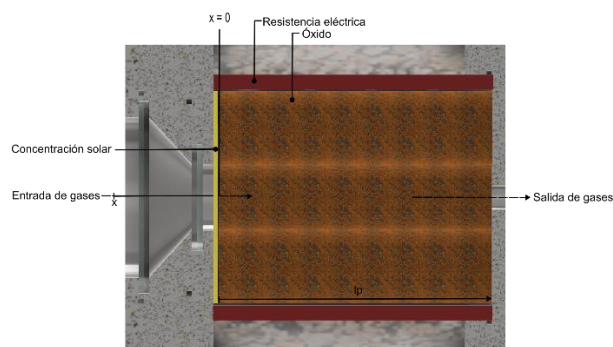
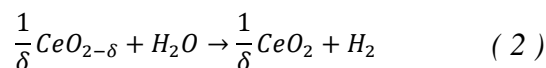
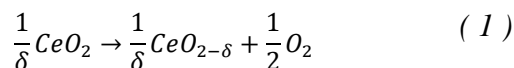


Figura 1. Esquema de situación física de reactor de water-splitting. Fuente: Elaboración propia.

Las reacciones de reducción y oxidación que se llevan a cabo dentro del reactor se observan en las Ecuaciones (1) y (2) respectivamente, y corresponden a: (i) durante la primera etapa de la reacción (proceso de reducción) se trabaja a temperaturas sobre los 1200°C en la fase gaseosa (T_g), y sobre 1100°C en la fase sólida (T_s), y se inyecta gas inerte por la entrada de gases, el cual actúa como gas de arrastre para desplazar el oxígeno liberado por el óxido de metal, generando las vacancias (δ) o espacios libres de oxígeno; y (ii) en la segunda etapa se inyecta vapor de agua como oxidante y como gas de arrastre, y se trabaja a temperaturas menores a los 1000°C (T_g y T_s), operando sólo con resistencias eléctricas.



Bajo estas condiciones, la molécula del agua se separa, el óxido de metal se re-oxida y recupera las partículas de O_2 cedidas en la primera etapa, y se tiene como gas de salida H_2 y vapor de agua, siendo este el final del ciclo.

2.2. Modelo computacional de water-splitting

El modelo computacional 1D basado en la situación física descrito previamente se presentó en el XV CIBIM cuando se encontraba en etapa de validación numérica y experimental [16].

A la fecha, se han estudiado diversos modelos matemáticos relacionados a la producción de hidrógeno verde mediante water-splitting. R. E. Hogan [17] desarrolla el modelo computacional de un reactor de water-splitting llamado “CR5” (Counter-Rotating-Ring Receiver / Reactor / Recuperator). En este reactor alimentado por energía solar concentrada, el reactante se encuentra en forma de anillos, y es

donde suceden las etapas de reducción y oxidación al mismo tiempo.

Valle-Hernández [18] realiza un modelo computacional de un reactor de water-splitting. Trabaja con la ceria dentro de un arreglo piramidal de tubos de tungsteno, los cuales son calentados mediante energía solar concentrada. En el modelo el CeO_2 se considera como medio poroso. Para la modelación se resolvieron las ecuaciones de mecánica de fluidos, transferencia de masa y energía en el tubo de tungsteno.

El modelo 1-D de water-splitting de este trabajo se compone por las ecuaciones de balance de masa y energía de un modelo de combustión en medios porosos [19] junto a la cinética de reacción descrita por Bulfin [11] y Arifin [9].

La ecuación (3) representa la conservación de masa de la fase gaseosa (la fase sólida al ser estática no necesita ecuaciones de conservación).

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho_g \cdot u_g) = 0 \quad (3)$$

Donde ρ_g corresponde a la densidad de la fase gaseosa y u_g a la velocidad de la fase gaseosa. Las ecuaciones (4) y (5) representa la conservación de energía para la fase gaseosa y la fase sólida (óxido de cerio), respectivamente.

$$\varepsilon \cdot (\rho \cdot C_p)_g \left(\frac{\partial T_g}{\partial t} + u_g \frac{\partial T_g}{\partial x} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\varepsilon \cdot \lambda_g \frac{\partial T_g}{\partial x} \right) - a \cdot (T_g - T_s) \quad (4)$$

$$(1 - \varepsilon)(\rho \cdot C_p)_s \frac{\partial T_s}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_{ef} \frac{\partial T_s}{\partial x} \right) + a \cdot (T_g - T_s) + Q_{ce} \pm \frac{\partial \delta}{\partial t} [Ce] \cdot \Delta h^\circ \quad (5)$$

Donde ε corresponde a la porosidad entre partículas, $(\rho \cdot C_p)_g$ $(\rho \cdot C_p)_s$ con la multiplicación de la densidad y el valor específico del gas y del sólido respetivamente, a corresponde al coeficiente intersticial de intercambio de calor, T_g y T_s son la temperatura del gas y del sólido, respectivamente. Q_{ce} corresponde al flujo de calor aportado por el calentador eléctrico. λ_{ef} es el coeficiente de conductividad térmica efectivo del medio poroso, $[Ce]$ es la concentración del óxido de cerio ceria), y $\frac{\partial \delta}{\partial t} [Ce] \cdot \Delta h^\circ$ corresponde al aporte o pérdida de calor debido a la reacción química, donde $\frac{\partial \delta}{\partial t} [Ce]$ representa el llenado/vaciado de vacancias en el tiempo, y Δh° representa la entalpía de la reacción.

La ecuación (6) representa la variación de vacancias que se van generando y llenando en los procesos de reducción y oxidación de CeO_2 , respectivamente.

$$\frac{\partial \delta}{\partial t} = (\delta_{max} - \delta) \cdot f_{red}(\alpha) \cdot A_{red} \cdot \exp\left(\frac{-E_{red}}{R \cdot T_s}\right) - \delta \cdot [Y_{ox}(t)]^\gamma \cdot f_{ox}(\alpha) \cdot A_{ox} \cdot \exp\left(\frac{-E_{ox}}{R \cdot T_s}\right) \quad (6)$$

Donde A_{red} y A_{ox} representan al factor pre-exponencial para la reducción y oxidación, respectivamente, tal como E representa las energías de activación. R es la constante universal de los gases, γ el orden de la reacción de la fracción molar de oxidante y $f(\alpha)$ es una función que describe el progreso de la reacción. δ corresponde a la concentración de vacancias y δ_{max} es el valor máximo de concentración que puede alcanzar. γ es el orden de reacción de la fracción molar del oxidante, $Y_{ox}(t)$.

El término que describe la reducción en la ecuación (6) se obtuvo del trabajo realizado por Bulfin [11]. El término que describe la oxidación se obtuvo del trabajo realizado por Arifin [9], modificado acorde a la velocidad de reacción del material como medio poroso.

La Tabla 1 presenta los parámetros de Arrhenius para la cinética de reacción de las etapas de reducción y oxidación definidas por Bulfin y Arifin respectivamente.

Tabla 1. Parámetros de Arrhenius para la cinética de reacción.

Parámetros de Arrhenius		
Parámetro	Bulfin [11]	Arifin [9]
δ_{max}	0.35	-
n	0.218±0.0013	-
E_{red} kJ/mol	232±5	-
E_{ox} kJ/mol	-	29
A_{red} 1/s	720,000±360,000	-
A_{ox} 1/s	-	1.0
γ	-	0.89
$f(\alpha)=(1-\alpha)^n$	-	$n=1.0$

Fuente: elaboración propia en base a reportes de Bulfin [11] y Arifin [9].

Ya que se trabaja con exceso de gas inerte y de vapor de agua en las etapas de reducción y oxidación, respectivamente, no se considera la ecuación de conservación de especies químicas para obtener la producción de las especies, sino que se obtendrán mediante estequiometría, ya que las fracciones molares de O_2 y H_2 serán cercanas a cero.

El sistema de ecuaciones que resulta al plantear el modelo en el medio poroso junto a la variación de vacancias, se discretiza utilizando diferencias finitas implícitas considerando propiedades variables. La solución del sistema de ecuaciones se realiza a través del algoritmo para matrices tri-diagonales o Algoritmo de Thomas (también llamado TDMA: Tri-Diagonal-Matrix-Algorithm).

El algoritmo de solución que se utiliza para resolver las ecuaciones, para cada nodo temporal durante la reducción considera en una primera etapa calcular la concentración de vacancias en cada nodo espacial seguido de la temperatura del sólido y la del gas, para luego calcular la concentración de vacancias del paso de tiempo siguiente, repitiendo el ciclo. El proceso de cálculo se realiza hasta cumplir con el criterio de término. Finalizada la etapa de reducción, se resuelven las ecuaciones para la etapa de oxidación de manera análoga.

El modelo matemático propuesto fue validado térmicamente mediante pruebas experimentales, y la cinética considerada se validó mediante comparación con los resultados reportados por Arifin [9], considerando los diferentes formatos de óxido utilizado.

3. Mejoras de diseño al reactor de WS

El diseño presentado en el XV CIBIM [16] se observa en la Figura 2, acá se aprecia que este está constituido por tres cámaras, (i) la cámara de entrada de gases, (ii) la cámara de reacción, y (iii) la cámara de salida de gases, donde cuenta con una entrada cónica de la radiación solar, donde se utilizaba una cúpula de cuarzo para la re-irradiación dentro del reactor. Además, este contaba con una instalación de resistencias eléctricas en su manto exterior, las cuales estaban en formato de embobinado.

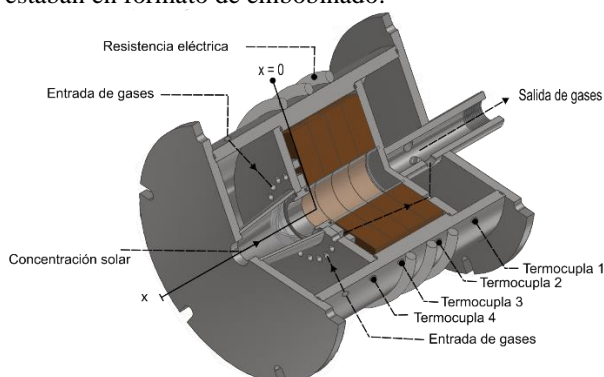


Figura 2. Esquema del primer prototipo de reactor de water-splitting. Fuente: Elaboración propia.

Este diseño permitió validar térmicamente el modelo matemático, sin embargo, presentó problemas de distinta naturaleza. Entre ellos destacan:

- La instalación de la cúpula de cuarzo fue un desafío, ya que en tres ocasiones esta se fracturó en operación, provocando una pérdida importante de los gases dentro del reactor.
- La temperatura lograda utilizando solamente el concentrador solar no era suficiente para llevar a cabo el proceso. Este, por sí mismo, no entregaba más de 300°C, por lo que el resto (para llegar al menos a 800°C) debía de ser entregado por la resistencia eléctrica. Tal exigencia fue un desafío para su montaje y operación, ya que no podía estar en contacto con el reactor y tenía limitaciones técnicas para que esta no fallara.
- El sistema de captación y análisis de gases no permitía obtener un muestreo directo de la línea de gases de salida. Esto puede haber provocado dilución en la toma de muestras.
- El agujero de entrada de radiación solar era muy pequeño, lo que dificultaba la alineación con el foco del concentrador solar, y por consiguiente este recurso no se aprovechaba en su totalidad.

Ante estas dificultades, es que se re-diseña y manufactura un segundo prototipo de reactor, tomando en cuenta principalmente diseños que consideraban una captación solar eficiente. Romero y Steinfeld [20] presentan distintos esquemas de reactores solares que utilizan distintas geometrías para la captación de la radiación solar hasta la cámara de reacción del proceso termoquímico. En general se tienen geometrías tipo cónicas que cuentan con lentes de cuarzo para su ingreso al reactor.

En la Figura 3 se puede observar el diseño que se considera en el nuevo reactor. A diferencia del anterior, este tiene solamente con una cámara, donde los gases entran y salen directamente en la zona donde se encuentra el óxido en formato de medio poroso. Se observa que ahora se cuenta con dos lentes de cuarzo, uno exterior de mayor tamaño y uno interior, los cuales están acoplados al reactor mediante cemento de alta temperatura. En cuanto a la resistencia eléctrica, esta se encuentra inserta en un ladrillo refractario ubicado al interior del cuerpo del reactor, lo que permite alcanzar mayores temperaturas y tener menos pérdidas de calor, haciendo más eficiente la transferencia de calor entre la resistencia eléctrica y la cámara de reacción.

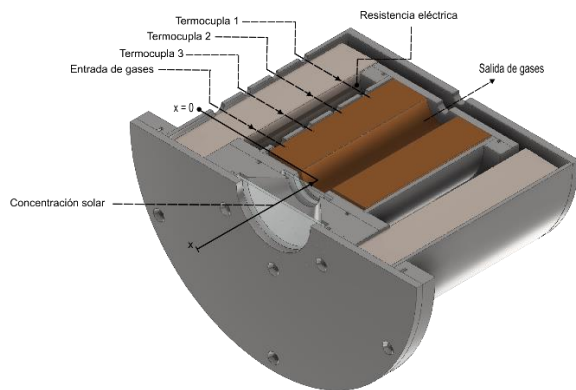


Figura 3. Esquema del segundo prototipo de reactor de water-splitting. Fuente: Elaboración propia.

4. Metodología

Los ensayos experimentales para ambos prototipos utilizaron un procedimiento de operación similar, el que toma en cuenta tanto la seguridad de las personas que operan el sistema como la del sistema mismo. Los principales pasos a tener en cuenta son: la purga inicial, para eliminar trazos de elementos de ensayos anteriores; luego realizar un precalentamiento con la resistencia eléctrica hasta llegar a una temperatura definida (100°C) para luego integrar la concentración solar (cuando se utiliza); y alcanzada cierta temperatura comenzar con el flujo de nitrógeno durante la reacción de reducción. Finalizada esta etapa se quita el aporte solar para disminuir la temperatura, y si es necesario se reduce el voltaje entregado por el variac, para así poder entrar en un rango de temperaturas acorde a la reacción de oxidación, donde además se comienza a entregar flujo de vapor de agua. Terminada esta etapa, se realiza una purga final junto al enfriamiento. El análisis de gases debe realizarse constantemente, además de procurar que cada sistema opere dentro de los rangos establecidos.

Los parámetros de operación utilizados para la comparación experimental y numérica (para validación y estudio de parámetros) se detallan en la Tabla 2.

Tabla 2. Parámetros de operación considerados para comparación de resultados y validación.

Parámetros de operación base	
Q_{red} , W	1000
Q_{ox} , W	0
Q_{ce} , W/m ³	3000000
u_{N_2} , m/s	8
$u_{\text{H}_2\text{O}}$, m/s	2
Tiempo _{red} , min	40
Tiempo _{ox} , min	40

Fuente: elaboración propia.

5. Resultados

5.1. Comparación de temperatura

El primer prototipo del reactor de water-splitting fue operado utilizando una resistencia eléctrica de 3000 W, un concentrador solar de disco parabólico de 650 W, y un equipo generador de vapor Celkraft E-1500. En el proceso de operación, la instalación tipo embobinado de la resistencia eléctrica generó interferencia con la medición de las termocuplas del reactor, por lo que se utilizó un filtro para obtener la curva de temperatura de la fase gaseosa, la cual se observa en la Figura 4. En esta se presentan 7 temperaturas, donde de la 1 a la 3 corresponden a termocuplas internas y de la 5 a la 8 a termocuplas externas. La temperatura interna del reactor alcanza cerca de 1000 K (T2).

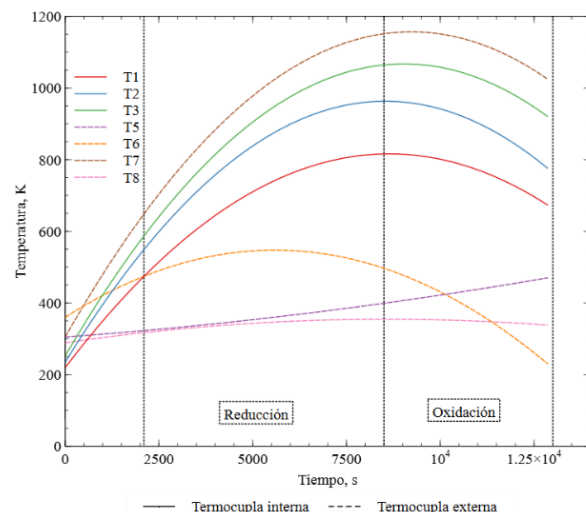


Figura 4. Curvas de temperatura de la fase gaseosa. Primer prototipo de reactor.

El segundo prototipo del reactor fue operado únicamente con el aporte de la resistencia eléctrica (3000 W), ya que a la fecha el aporte de la concentración solar no es significativo (temporada otoño-invierno). Además, los protocolos de operación y los sistemas auxiliares son prácticamente los mismos del primer prototipo. La Figura 5 presenta la temperatura alcanzada dentro del reactor, donde se observan 8 registros de termocuplas, todas internas. Para este caso, se aprecia que con las condiciones de operación mencionadas se alcanzan cerca de 1100 K, superando levemente al primer prototipo. Además, es importante destacar que el nuevo sistema de resistencia eléctrica, instalado tipo “M” no genera interferencia en la toma de datos.

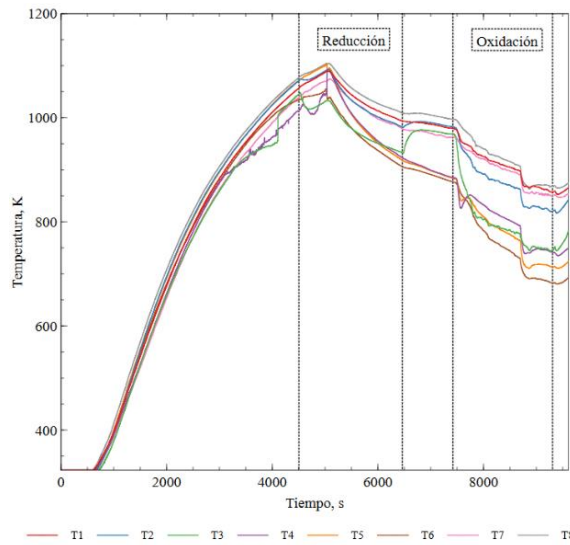


Figura 5. Curva de temperatura de la fase gaseosa. Segundo prototipo de reactor.

5.2. Comparación de producción

En cuanto a la producción de hidrógeno, para el primer prototipo se utilizó un equipo Testo 350 que se fue conectado a la salida de los gases producto luego de un proceso de secado de estos. En la Figura 6 se observa la curva de producción de hidrógeno verde a lo largo del ciclo redox, donde hubo un valor máximo cercano a los 100 ppm.

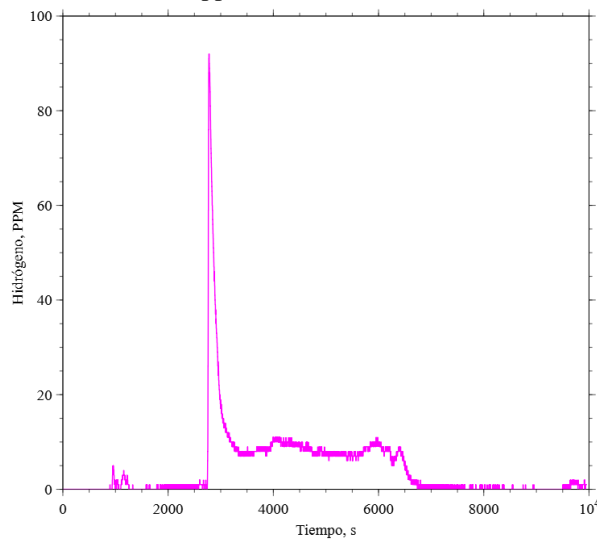


Figura 6. Producción de hidrógeno verde. Primer prototipo de reactor.

Para el caso del segundo prototipo, se utilizó un equipo SKY2000-WH para la medición del hidrógeno producido, y además el sistema de muestreo fue modificado. Se incorporó una bomba de vacío a la línea de salida de gases, y una cámara para la conexión del sensor de gases para lograr una menor pérdida de carga. La Figura 7 presenta la curva de

producción de hidrógeno verde, donde se observa un valor máximo sobre los 100 ppm, y además una mayor área bajo la curva a diferencia del primer prototipo, es decir, se tiene una producción total mayor.

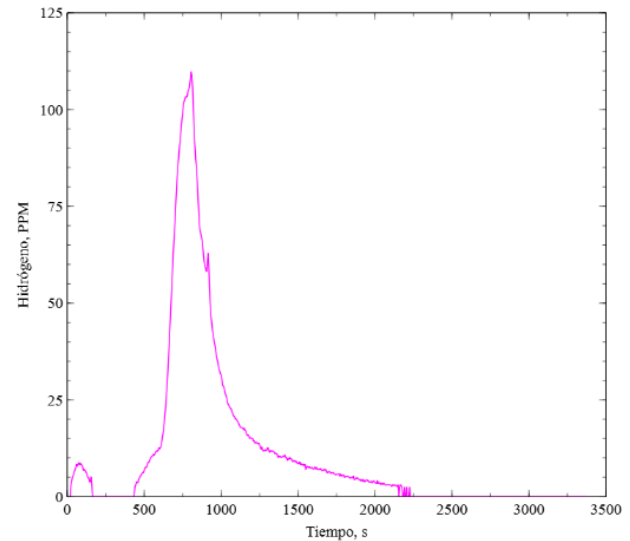


Figura 7. Producción de hidrógeno verde. Segundo prototipo de reactor.

5.3. Comparación de eficiencia

A partir de la producción de hidrógeno obtenida para ambos casos, es posible obtener la eficiencia de conversión y la eficiencia energética. Para el primer caso, se considera la relación de la Ecuación (7).

$$\eta = \frac{H_{2,prod}}{H_2O_{in}} \quad (7)$$

Donde $H_{2,prod}$ corresponde al hidrógeno verde producido, y H_2O_{in} al vapor de agua inyectado al sistema. La eficiencia energética se obtiene utilizando la Ecuación (8).

$$\eta_{energetica} = \frac{E_{out}}{E_{in}} \quad (8)$$

Donde E_{out} corresponde a la energía producida (H_2V) y E_{in} a la energía entregada (resistencia eléctrica, concentración solar, caldera, etc).

La Tabla 3 presenta los resultados obtenidos para ambos casos. Se presenta la cantidad total de hidrógeno obtenido, el valor máximo, la eficiencia de conversión máxima (η_{max}) y la eficiencia de conversión energética.

Tabla 3. Comparación de resultados. Primer prototipo y segundo prototipo de reactor.

Comparación de resultados		
Parámetro	Primer prototipo	Segundo prototipo
$H_{2, total}$, mol	0,0123	5,1608
$H_{2, máx}$, PPM	93	109,8
η_{max}	0,9%	1,1%
$\eta_{energetica}$	0,028%	3,02%

Fuente: elaboración propia.

De los resultados obtenidos destaca el aumento de todos los parámetros mencionados. Se aprecia un aumento en la generación de hidrógeno total, lo cual se evidenciaba también en el área bajo la curva de la Figura 7 comparada con la Figura 6. También se observa un leve aumento en el valor máximo de producción de hidrógeno alcanzado en un tiempo dado. Estos aumentos se ven reflejados en un aumento tanto de la eficiencia de conversión como en la eficiencia energética.

6. Conclusiones

Se desarrolló una investigación numérico experimental que permitió generar un re-diseño mejorado de un reactor de water-splitting para la producción de hidrógeno verde mediante ciclos termoquímicos de dos etapas con óxido de cerio en formato de espuma porosa.

Se investigó el estado del arte relacionado a la producción de hidrógeno verde, las distintas geometrías utilizadas y sistemas auxiliares. Esto permitió reconocer los reactores construidos a la fecha, las temperaturas de trabajo y las eficiencias alcanzadas, y junto a los resultados experimentales previos, esto permitió rediseñar el reactor de WS utilizando una geometría cilíndrica, con dos secciones independientes de irradiación solar para el ingreso de la concentración solar.

Se obtuvieron buenos resultados, mejorando tanto la eficiencia de conversión como la eficiencia energética del proceso, para condiciones de operación comparables. Se lograron mayores temperaturas, y se considera que el sistema de captación de gases y de resistencia eléctrica funcionaron acorde a lo esperado.

Para futuras etapas, se estudiará numérica y experimentalmente la optimización de los parámetros de operación para obtener la mayor eficiencia posible, y además se buscará operar con CO_2 para la obtención de CO y biogás.

7. Agradecimientos

Se expresan agradecimiento a la ANID-Chile (Proyecto VIU23P0116) por su apoyo financiero para la ejecución del proyecto relacionado al re-diseño y manufactura del segundo prototipo.

8. Referencias

- [1] P. Fragiaco y M. Genovese. "Modeling and energy demand análisis of a scalable green hydrogen production system". *International Journal of Hydrogen Energy*, 44:30237-30255, 10 2019.
- [2] E. Gager, M. Frye, D. McCord, J. Sheffe, and J. C. Nino. "Reticulated porous lanthanum strontium manganite structures for solar thermochemical hydrogen production". *International Journal of Hydrogen Energy*, 47:31152-31164, 2022.
- [3] Z. Li, S. Fang, H. Sun, R. Chung, X. Fang, and J. He. "Solar hydrogen". *Advanced Energy Material*, 13, 1 2023.
- [4] R. Bhosale and F. AlMomani. "Hydrogen production via solar driven thermochemical cerium oxide – cerium sulfate water splitting cycle". *International Journal of Hydrogen Energy*, 45:10381-10390, 3 2020.
- [5] I. Dincer. "Green methods for hydrogen production". *International Journal of Hydrogen Energy*, 37:1954-1971, 1 2012.
- [6] F. Safari and I. Dincer. "A review and comparative evaluation of thermochemical water splitting cycles for hydrogen production". *Energy Conversion and Management*, 205, 2, 2020.
- [7] Y. Mao, Y. Gao, W. Dong, H. Wu, Z. Song, X. Zhao, J. Sun, and W. Wang. "Hydrogen production via a two-step water-splitting thermochemical cycle base don metal oxide – a review". *Applied Energy*, 267, 6 2020.
- [8] IEA International Energy Agency. Global hydrogen review 2023. URL www.iea.org
- [9] D. Arifin and A. Weimer. "Kinetics and mechanism of solar-thermochemical H_2 and CO production by oxidation of reduced CeO_2 ". *Solar Energy*, 160:178-185, 7 2018.
- [10] A. Haeussler, S. abanades, A. Julbe, J. Jouannaux, M. Drobek, A. Ayrál, and B. Cartoixa. "Remarkable performance of microstructured ceria foams for thermochemical splitting of H_2O and CO_2 in a novel high-temperature solar reactor". *Chemical*

Engineering Research and Design, 156:311-323, 4 2020.

[11] B. Bulfin, A. J. Lowe, K. A. Keogh, B. E. Murphy, O. Lübben, S. A. Krasnikov, and I. V. Shvets. “Analytical modelo of CeO_2 oxidation and reduction”. Te Journal of Physical Chemistry, 117(46):24129-24137, 2013.

[12] A. Lidor, T. Fend, M. Roeb, and C. Sattler. “Parametric invetigation of a volumetric solar receiver-reactor”. Solar Energy, 204:256-269, 7 2020.

[13] P. Wang, R. K. Wei, and K. Vafai. “A dual-scale transport modelo f the porous ceria base don solar thermochemical cycle water splitting hydrogen production”. Solar Energy, 272:0196-8904, 11 2022.

[14] A. Banerjee and D. Paula. “Developments and applications of porous mediam combustión: A recent review”. Energy, 221, 4 2021.

[15] H. L. Zhang, J. Baeyens, J. Degreve, and G. Cáceres. “Concentrated solar power plants: Review and design methodology”. Renewable and Sustainable Energy Review, 22:466-481, 6 2013.

[16] P. Rojas, N. Alegría, and M. Toledo. “Modelación numérica de un reactor de water-splitting termoquímico de dos etapas basado en un ciclo reducción-oxidación de óxido de cerio”. XV Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica. Acta de Congreso.

[17] R. E. Hogan, et al. “Modeling chemical and thermal states of reactive metal oxides in a CR5 solar thermochemical heat engine”. ASME 2012, 6th International Conferente on Energy Sustainability: 1137-1144.

[18] J. Valle-Hernández, et al. “Modelado y simulación de un proceso para la producción de hidrógeno a partir de la descomposición termoquímica de óxido de cerio con energía solar concentrada”. Ingeniería, Tecnología y Ciencias Aplicadas (2016), 01:42-47.

[19] M. Toledo. “Estudio teórico-computacional de la combustión superadiabática en medios porosos inértres”. Tesis (Doctos en Ciencias de la Ingeniería mención Ingeniería de Procesos) (2005). Santiago. Universidad de Santiago de Chile, Facultad de Ingeniería.

[20] M. Romero, and A. Steinfeld. “Concentrating solar thermal power and thermochemical fuels”. Energy and Environmental Science, 11, 2012.