

Jornadas de Automática

Modelado y control multilazo con feedforward de un electrolizador PEM

Carlos Geijo^{a,*}, Daniel Sarabia^a, Alejandro Merino^a

^a Departamento de Digitalización, Área de Ingeniería de Sistemas y Automática, Universidad de Burgos, Escuela Politécnica Superior, Avda. Cantabria, s/n, 09006 (Burgos).

To cite this article: Geijo, C., Sarabia, D., Merino, A. 2026. Multi-loop modeling and feedforward control of a PEM electrolyzer. Jornadas de Automática, 47. <https://doi.org/10.17979/ja-cea.2026.47.13736>

Resumen

En este trabajo se describe un modelo dinámico orientado a la simulación y control de un electrolizador PEMWE (*Proton Exchange Membrane Water Electrolyzer*) operando a potencia variable conocida. Este modelo combina una caracterización estacionaria basada en la electroquímica del sistema y un balance dinámico de energía, así como de materia en los separadores gas-líquido anexos a los electrodos. Estas dos descripciones se complementan para desarrollar una estrategia de control que permita controlar variables críticas como la presión de oxígeno e hidrógeno en dichos separadores y la temperatura global del stack. Se han efectuado ensayos dinámicos para evaluar el acoplamiento entre variables a través de una matriz RGA (Relative Gain Array), la cual permitirá establecer una estructura de control multilazo basada en reguladores PI (Proporcional Integral). Gracias a este análisis se ha implementado un controlador *feedforward* para mejorar sustancialmente la respuesta térmica del sistema.

Palabras clave: Control de recursos renovables de energía, Modelado y simulación de sistemas eléctricos de potencia, Diseño de sistemas de control, Aplicaciones de control de procesos, Modelado e identificación de procesos

Multi-loop modeling and feedforward control of a PEM electrolyzer

Abstract

A control and simulation-oriented dynamic model of a PEM water electrolyzer (PEMWE) operating under variable and known power is studied. The model combines a steady-state characterization based on the electrochemistry of the system with a dynamic energy balance, as well as mass balances in the gas-liquid separators attached to the electrodes. These two descriptions are integrated to develop a control strategy for critical variables such as the hydrogen and oxygen pressures in the separators and the overall stack temperature. Dynamic tests are performed to evaluate the interaction between variables through the construction of a relative gain array (RGA), which allows the definition of a multi-loop PI control structure. Based on this analysis, a feedforward controller has been implemented to significantly improve the thermal response of the system.

Keywords: Control of renewable energy resources, Modeling and simulation of power systems, Control system design, Process control applications, Process modeling and identification

1. Introducción

La electrólisis del agua con membrana de intercambio protónico PEMWE (*Proton Exchange Membrane Water Electrolyzer*) se ha convertido a lo largo de los años en una tecnología emergente esencial en la producción de hidrógeno renovable. Esto se debe principalmente a que puede operar a

elevada densidad de corriente, permitiendo una adaptación dinámica rápida y a la versatilidad de trabajar bajo *demanda variable de potencia*, característica que, convierte a este sistema en el idóneo para integrarse de forma conjunta a fuentes renovables con producción intermitente (Liu et al., 2023), dado que la potencia entregada por las mismas varía de forma significativa a lo largo del tiempo. En anteriores

revisiones como Mora Nieto y Bordons (2022) ya se han enfatizado las ventajas de la tecnología PEM para la producción de hidrógeno y su uso como vector energético, así como aplicaciones tipo *power-to-hydrogen*, frente a otras alternativas menos flexibles como la electrólisis alcalina.

La forma más habitual de caracterizar el funcionamiento de un electrolizador PEM es la curva de polarización. Esta curva relaciona la densidad de corriente con el voltaje de celda, el cual a su vez se descompone en varios términos, como el voltaje reversible, la contribución a pérdidas de activación y óhmicas, así como el transporte. La curva de polarización permite estudiar cómo repercute la variación de la temperatura, la densidad de corriente y la presión sobre el voltaje de la celda y, por lo tanto, sobre la potencia del PEMWE (Koo et al. 2023). Para representar adecuadamente el modelo acoplado de un electrolizador PEM a energías renovables (operación variable de potencia), es necesario utilizar balances dinámicos de materia y energía, además, la potencia aplicada afecta de forma simultánea a la densidad de corriente y a la producción de H_2 , así como a la producción de calor y acumulación de gases, de manera que *la temperatura del sistema y las presiones en los separadores gas-líquido estarán acopladas*. Modelos como los expuestos en (Sakas et al., 2025) han tratado con este problema priorizando precisamente el estudio dinámico del sistema, lo cual ha servido como inspiración para este trabajo bajo el uso de ciertas simplificaciones.

Con respecto al sistema de control, el acople entre la dinámica energética y de materia resulta en un sistema multivariable donde la presión y la temperatura responden a distintas escalas temporales. Es preciso entonces analizar el grado de acoplamiento, a través de la *matriz de ganancias estacionarias K* y una *matriz de ganancias relativas (RGA)* derivada de la anterior. De esta manera, se crea una estrategia de control clásica multilazo de Bristol (1966), que en este estudio consiste en un PI con *feedforward* estacionario en el lazo de control de la temperatura del electrolizador y dos controladores PI para regular las presiones tanto en el separador de oxígeno como en el separador de hidrógeno, equipos previos al suministro final de ambos gases.

En la sección 2 se describe el modelo estacionario y los fundamentos electroquímicos del electrolizador y en la sección 3 la planta y el modelo dinámico. En la sección 4 se muestra la estrategia de control junto con un análisis de la interacción entre lazos y el diseño del *feedforward* estacionario. Finalmente, los resultados en simulación y las conclusiones se muestran en las secciones 5 y 6.

2. Modelo estacionario

2.1. Fundamentos fisicoquímicos del PEMWE

Un electrolizador PEM, ver Figura 1, funciona bajo la premisa de que el agua puede descomponerse de forma electroquímica en hidrógeno y oxígeno a través de energía eléctrica, mientras que la membrana polimérica conduce los protones H^+ y separa dos electrodos: el ánodo y el cátodo. En el ánodo se produce la oxidación del agua, dando lugar a electrones libres, que viajan por un circuito externo, y protones que atraviesan la membrana y se recombinan con dichos electrones en el cátodo, dando lugar al hidrógeno.

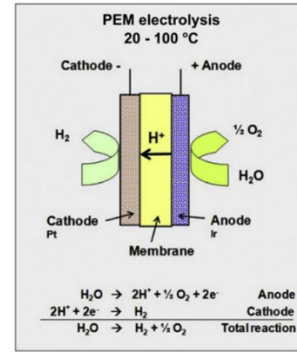


Figura 1: Diagrama simplificado del funcionamiento de una celda electrolítica de un electrolizador PEM. Imagen adaptada de (Carmo et al., 2013).

2.2. Curva de polarización

El comportamiento estacionario de un electrolizador PEM está caracterizado por la curva de polarización que describe el comportamiento electroquímico y físico del sistema relacionando valores de voltaje de celda (V_{cell}) con densidades de corriente aplicadas. Este término puede a su vez dividirse en 4 componentes, tal y como se indica en (1).

$$V_{cell} = V_{OCV} + V_{act} + V_{ohm} + V_{conc} \quad (1)$$

Donde V_{OCV} representa el voltaje reversible, V_{act} representa las pérdidas de activación, V_{ohm} las pérdidas óhmicas y V_{conc} el término de concentración, medidos todos ellos en voltios V.

El voltaje reversible o en circuito abierto (V_{OCV}) está descrito por la forma simplificada de la ecuación de equilibrio de Nernst (2).

$$V_{OCV} = E_0(T) + \frac{RT}{2F} \ln \left(\frac{p_{H_2} \sqrt{p_{O_2}}}{a_{H_2O}} \right) \quad (2)$$

Donde E_0 en V es el potencial estándar en función de la temperatura T en K, R es la constante de los gases ideales en $J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$, F es la constante de Faraday en C/mol y, p_{H_2} y p_{O_2} son las presiones parciales del hidrógeno y oxígeno en bar, tanto en el cátodo como en el ánodo.

En las ecuaciones anteriores se supone que la actividad del agua es la unidad y se trabaja bajo la hipótesis de gases secos, en la que la presión de vapor de agua en el término de presiones es despreciable. Esta aproximación se fundamenta en que el efecto de la presión de vapor del agua sobre V_{OCV} es despreciable frente a los demás términos de pérdida, como la óhmica o activación.

Las pérdidas de activación V_{act} , representan la energía adicional que se requiere para sobrepasar las barreras cinéticas de las semirreacciones en cada electrodo y se describe en (3).

$$V_{act} = \frac{RT}{2\alpha F} \ln \left(\frac{J}{i_0} \right) \quad (3)$$

Donde J es la densidad de corriente en $A \cdot cm^{-2}$, siendo $i_0 = 0.8e^{-4} A \cdot cm^{-2}$ la densidad de corriente de intercambio y $\alpha = 0.5$ el coeficiente de transferencia de carga adimensional.

Al carecer de un modelo de ajuste empírico, los parámetros cinéticos se han obtenido de referencias basadas en el software

de simulación *Simscape* (MathWorks, 2024), concretamente, de su modelo *PEMElectrolysisSystem*.

En cuanto a las pérdidas óhmicas (V_{ohm}), estas son causadas por la resistencia electrolítica conjunta, R_{cell} en Ω , de la membrana junto a la resistencia intrínseca de los electrodos y contacto eléctricos tal y como se muestra en (4).

$$V_{ohm} = R_{cell}(T) J \quad (4)$$

Cabe destacar que el término R_{cell} abarca expresiones dependientes de la temperatura y parámetros geométricos de la membrana, que se han tomado de (Koo et al., 2023) para disponer así de un modelo mínimo funcional.

Por último, el término de concentración (V_{conc}) hace referencia a las limitaciones del transporte de las especies químicas y se ha modelado de manera muy simplificada como una corrección (5) a la curva de polarización cuando se trabaja a densidades de corriente elevadas.

$$V_{conc} = -\frac{RT}{2F} \ln\left(1 - \frac{J}{J_{limit}}\right) \quad (5)$$

Donde $J_{limit} = 3 \text{ A} \cdot \text{cm}^{-2}$ se considera el límite físico en la densidad de corriente que debería alcanzar el electrolizador en nuestro modelo. En la Figura 2 se muestra la curva de polarización que representa V_{cell} , calculado en (1), frente a la densidad de corriente J que consume el electrolizador, a 30 bares y para varias temperaturas.

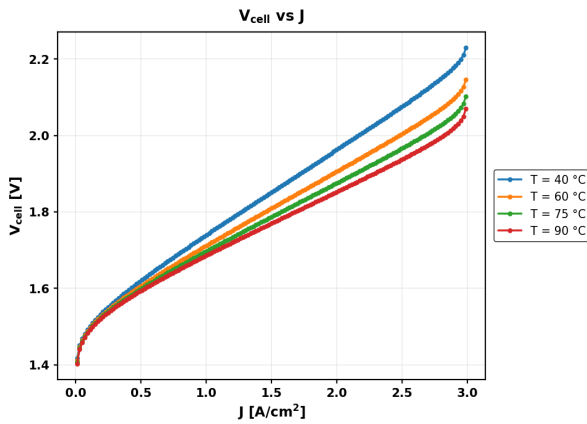


Figura 2: Curva de polarización a distintas temperaturas.

2.3. Potencia del stack, producción y rendimientos

La potencia eléctrica W_{stack} que consume el stack, entendiendo “stack” como el conjunto de todas las celdas electrolíticas del PEMWE, vendrá definida por (6).

$$W_{stack} = n_c V_{cell} I = n_c V_{cell} J A \quad (6)$$

Donde n_c es el número de celdas del stack, I es la intensidad en amperios (A) que circula y que se relaciona con la densidad de corriente J mediante el área de la celda A en cm^2 .

Por otro lado, la producción del flujo molar en mol/s de hidrógeno ($\dot{n}_{H_2}$) y oxígeno ($\dot{n}_{O_2}$) en el electrolizador es

directamente proporcional a la intensidad que se aplica en el mismo y viene dado por (7) y (8).

$$\dot{n}_{H_2} = \frac{n_c I}{2F} \rightarrow \dot{m}_{H_2} = \dot{n}_{H_2} M_{H_2} \quad (7)$$

$$\dot{n}_{O_2} = \frac{n_c I}{4F} \rightarrow \dot{m}_{O_2} = \dot{n}_{O_2} M_{O_2} \quad (8)$$

Finalmente, los flujos molares multiplicados por la masa molecular del hidrógeno (M_{H_2}) y del oxígeno (M_{O_2}), ambas en $\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}$, permiten calcular los respectivos caudales máscicos $\dot{m}_{H_2}$ y $\dot{m}_{O_2}$ en kg/s.

Una vez definidas las expresiones correspondientes a la potencia y los flujos máscicos, nos encontramos en condiciones de definir los principales rendimientos del electrolizador PEM mediante las expresiones (9) – (11), cuyas definiciones son similares a las estudiadas en escritos como Dong et al. (2024) y Lettenmeier (2025). Estos rendimientos se utilizarán como indicadores cualitativos que nos permitan evaluar distintos puntos de operación.

$$SEC = W_{stack} / \dot{m}_{H_2} \quad (9)$$

$$\eta_v = V_{tn} / V_{cell} \quad (10)$$

$$\eta_{PCI} = PCI_{H_2} \dot{m}_{H_2} / W_{stack} \quad (11)$$

El consumo específico SEC (Specific Energy Consumption) relaciona el caudal máscico de hidrógeno producido con la potencia suministrada al stack; cuanto más pequeño menos potencia se necesita para producir el mismo flujo de H_2 .

El rendimiento en voltaje η_v mide el voltaje aplicado que se dedica idealmente a la reacción electroquímica, ya que el resto ($V_{cell} - V_{tn}$) se pierde en activación, pérdidas óhmicas y transporte, siendo V_{tn} el voltaje termoneutral en V necesario para producir la electrólisis sin absorber ni ceder calor, es decir, de forma adiabática. Cuanto mayor sea este índice más eficiente es el electrolizador.

Por último, η_{PCI} es el rendimiento basado en el poder calorífico inferior del H_2 , representado por PCI_{H_2} en kWh/kg y relaciona la energía química almacenada en el hidrógeno (sin tener en cuenta la condensación) con la potencia suministrada. Cuanto más alto sea el índice, más eficiente es el proceso pues aumenta la energía almacenada para la misma potencia suministrada.

En las Figuras 3 – 5 se representan estos rendimientos respecto a la potencia suministrada al stack para varias temperaturas y presiones. Se pone de manifiesto cómo al operar el stack a baja potencias, se incrementa sustancialmente la eficiencia del proceso, teniendo como contrapartida un menor flujo de producción de H_2 . Sin embargo, el aumento de la temperatura favorece estos rendimientos al disminuir V_{cell} y por tanto disminuir las pérdidas, por contra, para presiones altas, el término V_{OCV} es mayor y por tanto también lo es V_{cell} disminuyendo las eficiencias.

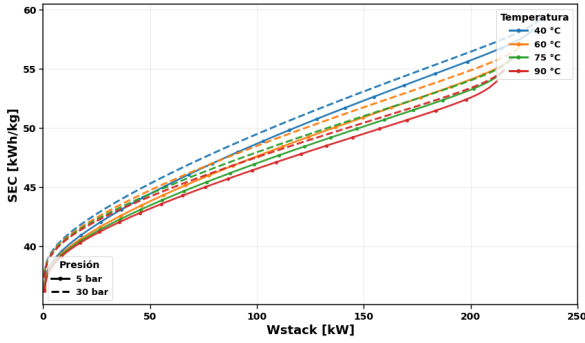
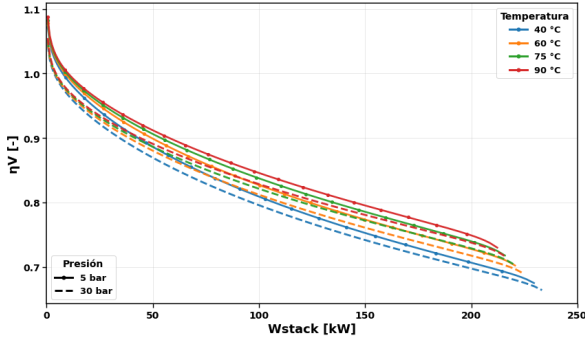
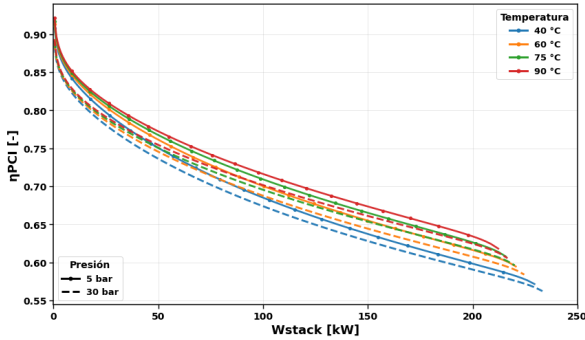


Figura 3: SEC frente a potencia a varias temperaturas y presiones.


 Figura 4: η_v frente a potencia a varias temperaturas y presiones.

 Figura 5: η_{pCl} frente a potencia a varias temperaturas y presiones.

2.4. Impacto de las variables de operación más relevantes

La Tabla 1 muestra cómo afectan las principales variables operativas tanto a los rendimientos, como al voltaje de celda y a la producción de hidrógeno.

Tabla 1: Influencia de variables en el modelo estacionario.

Cambio en Variable	SEC_{stack}	η_v	η_{pCl}	V_{cell}	$\dot{m}_{H_2}$
$W_{stack} \uparrow$	↑	↓	↓	↑	↑
$W_{stack} \downarrow$	↓	↑	↑	↓	↓
Temperatura $T \uparrow$	↓	↑	↑	↓	↑
Temperatura $T \downarrow$	↑	↓	↓	↑	↓
Presión $p \uparrow$	↑	↓	↓	↑	↓
Presión $p \downarrow$	↓	↑	↑	↓	↑

En la Tabla 1, en verde se representan los cambios en las variables que disminuyen el consumo específico SEC y aumentan los rendimientos η_v y η_{pCl} , así como la disminución en V_{cell} y el aumento en el flujo de hidrógeno.

El modelo estacionario se usa como herramienta preliminar para la obtención de magnitudes y puntos de operación adecuados que serán de utilidad en el modelo

dinámico, concluyendo que la operación más eficiente se alcanza a bajas potencias, es decir a baja producción de H_2 , pero que se puede incrementar la eficiencia aumentando la temperatura de operación y disminuyendo la presión.

3. Modelo dinámico

3.1. Descripción esquemática de la planta de electrólisis

La Figura 6 muestra la planta y el esquema de control considerado, en el cual se representan las variables de operación más características y los lazos de control asociados a las mismas: temperatura del stack, presión en el separador de O_2 y presión en el separador de H_2 .

Para modelar dinámicamente el proceso, al modelo estacionario del stack descrito anteriormente, se añaden los modelos dinámicos asociados al balance de energía global del sistema y los balances de materia en ambos separadores gas-líquido.

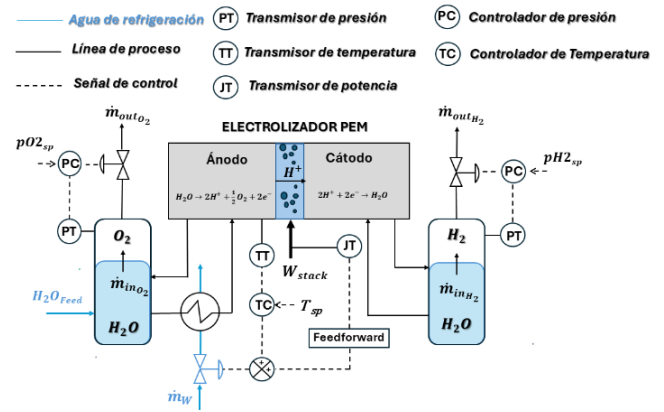


Figura 6: Esquema simplificado de la planta de electrólisis.

3.2. Balance de energía global

Las expresiones (12) – (15) muestran el balance de energía que incluye tanto la membrana como los separadores gas-líquido. Donde se asume que la refrigeración actúa como un encamisado “virtual”, sin el diseño detallado de los canales hidráulicos e intercambiadores de calor y bajo la premisa de que la temperatura es la misma y homogénea en todo el sistema, incluyendo los separadores gas-líquido.

$$C_{th} \frac{dT(t)}{dt} = \dot{Q}_{gen} - \dot{Q}_{cool} - \dot{Q}_{amb} \quad (12)$$

$$\dot{Q}_{gen} = n_c I(t) (V_{cell}(t) - V_{tn}) \quad (13)$$

$$\dot{Q}_{cool} = \dot{m}_w c_{pw} (T(t) - T_{w,in}) \quad (14)$$

$$\dot{Q}_{amb} = UA(T(t) - T_{amb}) \quad (15)$$

$\dot{Q}_{gen}$ es el flujo de calor producido por el stack operando por encima del voltaje termoneutral V_{tn} , $\dot{Q}_{cool}$ representa el flujo de calor de refrigeración producido por caudal másico de agua de refrigeración $\dot{m}_w$ a temperatura $T_{w,in} = 30^\circ C$ y $\dot{Q}_{amb}$ representan las pérdidas de calor al ambiente a temperatura $T_{amb} = 25^\circ C$. $C_{th} = 404 \text{ kJ} \cdot K^{-1}$ y $UA = 14.3 \text{ W} \cdot K$ son el calor específico global y el coeficiente global de transmisión de calor multiplicado por el área de intercambio extraídos

respectivamente de (Sakas et al., 2025), parámetros necesarios para la simulación del modelo reducido.

3.3. Balance de materia a la fase gaseosa

Las expresiones (16) – (18) corresponden al balance de materia de la fase gaseosa de los separadores gas-líquido adyacentes a los electrodos, el subíndice $i = \{H_2, O_2\}$, hace referencia a cada especie química, ya que la formulación matemática es común para ambas. El volumen $V_{g,i}$ que puede ocupar cada gas es una fracción fija (0.5) del volumen total de cada separador $V_{T,i}$, cuyo valor es el mismo para cada depósito y corresponde a 15.2 L (Sakas et al., 2025).

$$\frac{dm_i(t)}{dt} = \dot{m}_{i,in}(t) - \dot{m}_{i,out}(t) \quad (16)$$

$$\dot{m}_{i,out}(t) = u_i(t)K_{v,i}\sqrt{\rho_i\Delta p_i}, \quad \Delta p_i = (p_i(t) - p_{i,out}) \quad (17)$$

$$p_i(t) = \frac{m_i(t)R_iT(t)}{M_iV_{g,i}} \quad (18)$$

Los caudales máxicos de entrada $\dot{m}_{i,in}$ son los generados por el stack del electrolizador (7) y (8), m_i es la masa acumulada de cada compuesto en el separador y los caudales de salida $\dot{m}_{i,out}$ se modelan mediante un modelo simplificado de válvula, en el que u_i es la apertura, $K_{v,i}$ es la constante característica de la válvula, ρ_i es la densidad del gas y Δp_i la caída de presión entre la presión en el interior del separador que se asume que es la misma que la del stack y la presión externa fija $p_{i,out}$. La presión p_i en (18) se modela usando la ecuación de los gases ideales aplicada al volumen de control de cada separador, asumiendo que al trabajar con temperaturas medianamente altas (40-100 °C) y presiones moderadas (hasta 30 bar), la desviación respecto a ecuaciones de estado termodinámicas más complejas es relativamente baja.

4. Estrategia de Control

4.1. Matriz de ganancias estacionarias K

El modelo dinámico revela acoplamiento entre las variables presión y temperatura, lo que motiva medir el grado de interacción entre las múltiples variables, para posteriormente, introducir una estrategia de control basada en múltiples controladores PI continuos. La idea es regular tanto la presión en los separadores gas-líquido como la temperatura del stack, siendo $u = [u_{H_2} \ u_{O_2} \ \dot{m}_W \ W_{stack}]^T$ el vector de variables manipuladas e $y = [p_{H_2} \ p_{O_2} \ T \ \dot{m}_{H_2,out}]^T$ el vector de salidas. Se define la matriz de ganancias estacionarias K (19), que relaciona ambos vectores, donde cada elemento $K_{ij} = \left. \frac{\partial y_i}{\partial u_j} \right|_{u_o}$ representa la ganancia estacionaria de la salida y_i frente a la variable de entrada u_j , evaluada alrededor del punto de operación nominal.

Cabe mencionar que W_{stack} en este análisis se corresponde con una perturbación medible, es decir, cuya evolución en el tiempo es conocida.

$$K = \begin{pmatrix} \frac{\partial p_{H_2}}{\partial u_{H_2}} & \frac{\partial p_{H_2}}{\partial u_{O_2}} & \frac{\partial p_{H_2}}{\partial \dot{m}_W} & \frac{\partial p_{H_2}}{\partial W_{stack}} \\ \frac{\partial p_{O_2}}{\partial u_{H_2}} & \frac{\partial p_{O_2}}{\partial u_{O_2}} & \frac{\partial p_{O_2}}{\partial \dot{m}_W} & \frac{\partial p_{O_2}}{\partial W_{stack}} \\ \frac{\partial T}{\partial u_{H_2}} & \frac{\partial T}{\partial u_{O_2}} & \frac{\partial T}{\partial \dot{m}_W} & \frac{\partial T}{\partial W_{stack}} \\ \frac{\partial \dot{m}_{H_2,out}}{\partial u_{H_2}} & \frac{\partial \dot{m}_{H_2,out}}{\partial u_{O_2}} & \frac{\partial \dot{m}_{H_2,out}}{\partial \dot{m}_W} & \frac{\partial \dot{m}_{H_2,out}}{\partial W_{stack}} \end{pmatrix} \quad (19)$$

4.2. Matriz de ganancias relativas RGA

Una vez definida la matriz de ganancias K , podemos obtener a partir de ésta, la matriz de ganancias relativa o *RGA* denotada por Λ en (20) y usarla para cuantificar el grado de interacción entre las variables controladas.

$$\Lambda = K \circ (K^{-1})^T \quad (20)$$

Donde $\circ$ representa el producto de Hadamard. Si el valor del elemento Λ_{ij} de la matriz ronda la unidad, significa que el emparejamiento entre la variable controlada, j , y la manipulada, i , es adecuado, existiendo muy poca interacción con el resto de los lazos. Por otra parte, valores muy grandes o negativos indican interacciones indeseables debido a acoplamientos fuertes entre dinámicas, dando lugar a problemas en el control de dichas variables.

4.3. Control feedforward estático para el lazo térmico

Al estar conectado el electrolizador a una fuente variable de potencia, la potencia suministrada actúa como una perturbación en el lazo de control térmico, por lo que se va a diseñar un feedforward estacionario, ver Figura 6, para rechazar de manera más efectiva dicha perturbación. El feedforward calcula la acción de control (u_f) a partir de la expresión (21), sumando su valor a la acción de control calculada por el regulador de temperatura.

$$\left. \begin{aligned} \Delta T &\approx K_{33}\Delta\dot{m}_W + K_{34}\Delta W_{stack} = 0 \\ K_{33} &= \partial T / \partial \dot{m}_W \quad K_{34} = \partial T / \partial W_{stack} \end{aligned} \right\} \rightarrow u_f = K_F \Delta W_{stack} \quad (21)$$

4.4. Sintonía de los reguladores

Se han sintonizado los tres reguladores PI usando el método *IMC/SIMC-λ*, en lazo abierto, debido a que en este régimen el comportamiento de las variables se asemeja de forma local a un sistema de primer orden sin retardo.

5. Resultados

El modelo de la planta se ha programado y simulado en el entorno de simulación EcosimPro (EA, 2022). Se ha trabajado alrededor del punto nominal de 150 kW de potencia, 40 °C y 25 bares de presión en ambos separadores (siendo 24 y 20 bares las presiones externas para el H_2 y el O_2 respectivamente). Además, este punto se ha usado para identificar los modelos de primer orden necesarios para la sintonía de los reguladores, calcular las matrices K y *RGA* (22), diseñar el feedforward estacionario de ganancia $K_F = -K_{34}/K_{33} = 1.252 \cdot 10^{-5} \text{ kg s}^{-1} \text{ W}^{-1}$ y fijar las referencias de los lazos de control de temperatura y presiones.

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 0.999805 & 0 & -0.000050 & 0.000245 \\ 0 & 0.999095 & -0.000140 & 0.001045 \\ -0.000017 & -0.000039 & 1.031095 & -0.031039 \\ 0.000212 & 0.000944 & -0.030904 & 1.029748 \end{bmatrix} \quad (22)$$

Para validar el funcionamiento dinámico del proceso y del sistema de control se ha realizado una simulación variando la potencia de alimentación al stack, cuyo perfil se muestra en la Figura 7, junto con su efecto en el caudal de producción de H_2 , tanto con control feedforward (en naranja) como sin él (en azul). En la Figura 8 se muestra la evolución de las variables más importantes como son las variables controladas (temperatura y presiones), así como la variable manipulada (flujo de refrigeración) del lazo de control de temperatura.

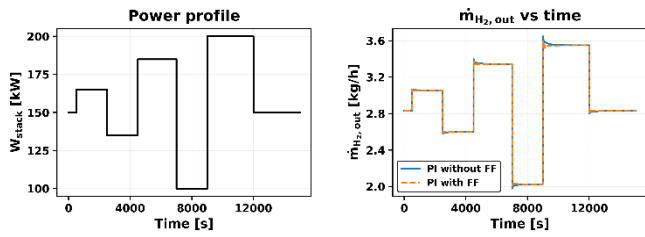


Figura 7: Perfil de potencia variable suministrado al stack y su efecto en la producción de H_2 .

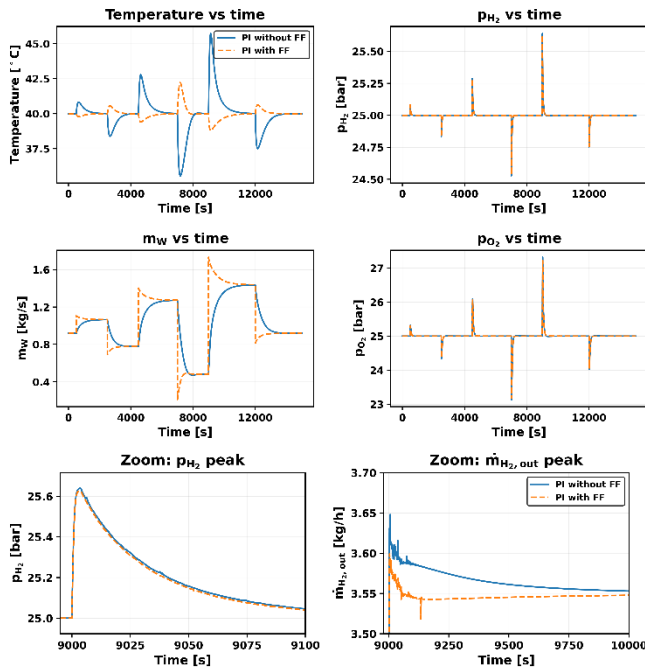


Figura 8: Evolución temporal las variables más importantes.

Tal y como se muestra en la Figura 8, la mejora de la acción feedforward recae sustancialmente en la respuesta térmica del sistema frente a cambios en el perfil de potencia, disminuyendo así la amplitud y duración de las desviaciones de la temperatura, resultando en una evacuación más eficiente del calor, a costa de un control más agresivo en la variable manipulada $\dot{m}_w$. La producción de H_2 también se ve beneficiada ya que, el sobrepico disminuye y la respuesta parece estabilizarse antes. Por otro lado, la presión apenas se ve afectada, confirmando así el desacople efectivo entre el lazo de control térmico y los de presión, tal y como se infirió en el análisis de la matriz RGA.

6. Conclusiones

Se ha desarrollado un modelo dinámico simplificado de un PEMWE capaz de reproducir el comportamiento térmico y electroquímico bajo una demanda variable de potencia asociada a una hipotética fuente renovable. Mediante la simulación del proceso se ha estudiado el grado de acople entre variables calculando la matriz RGA. Este análisis demuestra la cuasi independencia de estas variables a efectos de control, permitiendo así implementar una estrategia de control PI multilazo, así como un control feedforward estacionario que mejora sustancialmente la respuesta térmica del sistema ante cambios en la perturbación, es decir, la potencia suministrada. Esta variabilidad en la potencia ha servido para estudiar la respuesta transitoria de las presiones, temperatura y producción de H_2 y sienta las bases para futuras investigaciones orientadas a mejorar tanto el modelo físicoquímico, como la estrategia de control, así como la integración de este tipo de procesos con fuentes de energía renovables y la optimización operativa de todo el sistema.

Agradecimientos

La publicación es parte del proyecto “Control y planificación de procesos sujetos a alta variabilidad e incertidumbre (CypVar)”, PID2024-157718OB-C33, financiado por MCIN/AEI y por la Unión Europea.

Referencias

- Bristol, E., 1966. On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Transactions on Automatic Control* 11, 133–134. DOI: 10.1109/TAC.1966.1098266
- Carmo, M., Fritz, D. L., Mergel, J., Stolten, D., 2013. A comprehensive review on PEM water electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy* 38, 4901–4934. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2013.01.151
- Dong, Y., Chen, Z., Li, X., Wang, H., Han, Z., Ma, S., Yao, X., 2024. Influence of power quality and stack temperature on the specific energy consumption of alkaline electrolyzer. *IET Renewable Power Generation*. DOI: 10.1049/rpg2.13007
- EA Internacional, 2022. EcosimPro, Modelling and Simulation Toolkits and Services.
- IRENA, 2020. Green hydrogen cost reduction: Scaling up electrolyzers to meet the 1.5°C climate goal. International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi.
- Koo, T., Ko, R., Ha, D., Han, J., 2023. Development of model-based PEM water electrolysis HILS (hardware-in-the-loop simulation) system for state evaluation and fault detection. *Energies* 16, 3379. DOI: 10.3390/en16083379
- Lettenmeier, P., 2025. Electrolysis efficiency. Siemens Energy Technical Paper. Siemens Energy Global GmbH & Co. KG, Munich.
- Liu, R.-T., Xu, Z.-L., Li, F.-M., Chen, F.-Y., Yu, J.-Y., Yan, Y., Chen, Y., and Xia, B. Y., 2023. Recent advances in proton exchange membrane water electrolysis. *Chemical Society Reviews* 52, 5652–5683.
- MathWorks, 2024. Simscape™ Multibody™ User's Guide <https://es.mathworks.com/products/simscape-multibody.html>
- Mora Nieto, M., Bordons Alba, C., 2022. Desarrollo y validación experimental del modelo dinámico de un electrolizador PEM de 1 kW para su integración con generación renovable. *XLIII Jornadas de Automática*, 560–567. DOI: 10.17979/spudc.9788497498418.0560
- Sakas, G., Rentschler, P., Kosonen, A., Holtapples, P., Ruuskanen, V., Laurila, T., Ahola, J., Dittmeyer, R., 2025. Dynamic mass and energy balance model of a 50kW proton exchange membrane electrolyzer system. *Applied Energy* 382, 125199. DOI: 10.1016/j.apenergy.2024.