

Análisis termoeconómico de un reformador a vapor

María Isabel Sosa¹

Resumen

En el presente trabajo se comentan resultados obtenidos para el sistema propuesto para un reformador a vapor para alimentar a una celda de combustible. Desde el punto de vista técnico, la variable más importante en la determinación del costo de producción de hidrógeno resulta ser el costo de compra tanto del recurso primario, gas natural, como del combustible utilizado en la caldera o vaporizador para la generación del vapor. Se consideran los costos de compra del gas natural en Argentina.

El costo de producción de hidrógeno in situ a partir de reformado de gas natural presenta valores similares a los de gasificación de carbón y/o biomasa.

Se analiza la viabilidad económica considerando diversos factores técnicos y operativos, resultando el costo de producción de hidrógeno dependiente del costo de compra de gas natural y del combustible utilizado en la caldera, presentando valores similares a los de gasificación de carbón y/o biomasa. El costo de producción de hidrógeno resulta una buena alternativa.

Palabras Claves: hidrógeno, micropower, análisis exergético, viabilidad termoeconómica

1. Introducción

El hidrógeno juega un rol importante en una sociedad que busca desarrollar fuentes de energía limpia y preocupada por la evolución del medio ambiente y el calentamiento global del planeta, Dado que el principal producto de una combustión controlada de hidrógeno es agua, no ocasiona daños al medio ambiente.

Las celdas de combustible [1] juegan un rol decisivo en la generación descentralizada y emergen como una de las tecnologías de conversión de energía más prometedoras del

1. GECCU, Departamento de Mecánica - Facultad de Ingeniería - Universidad Nacional de la Plata
misosa@ing.unlp.edu.ar

presente siglo, siendo el hidrógeno primordial para su funcionamiento. Las celdas se utilizan en distinto grado de desarrollo tecnológico en aplicaciones móviles, como ser el transporte terrestre, marítimo o aéreo, o estacionarias como ser la generación eléctrica centralizada en grandes centrales de potencia, la distribuida en áreas urbanas, la descentralizada en sistemas pequeños para áreas remotas.

El hidrógeno constituye una fuente de energía limpia y muy versátil. No esta disponible como fuente de energía primaria, pero puede ser obtenido de combustibles fósiles, a decir los hidrocarburos, o de combustibles no-fósiles, la biomasa o el agua [1;2]. En la actualidad se desarrollan continuamente nuevas tecnologías de procesamiento de combustible, pero la de reforma a vapor sigue siendo una de las más utilizadas en la actualidad [3]. El gas natural tiene gran potencial como productor de hidrógeno [4]; se considera que no constituye la fuente más adecuada de producción de hidrógeno desde el punto de vista medioambiental dado que proviene de un recurso no-renovable, sin embargo puesto que esta tecnología es conocida y desarrollada a gran escala, permite desarrollar en un corto plazo sistemas energéticos a base de hidrógeno. Por esta razón se ha elegido este recurso como generador de hidrógeno.

El objetivo de este trabajo es discutir resultados del análisis termoeconómico de un reformador a vapor de gas natural, pensado para la alimentación in situ de una celda de combustible.

3. Reformador a vapor

En busca de dimensionar un reformador a vapor para la producción de hidrógeno de forma de alimentar una celda de combustible, se confeccionó un modelo computacional que simulara bajo determinadas condiciones operativas el funcionamiento del reformador. Para ello se confeccionó el modelo en planilla de cálculo y a través del mismo se analizaron los diagramas energéticos y exergéticos del proceso, calculando el rendimiento térmico del dispositivo.

El modelo se basa en el planteo de balances termodinámicos, másico, entálpico y exergético, considerando como variables el caudal entrante y la temperatura y presión de operación. Introduciendo como condicionante el grado de avance teórico de las reacciones involucradas en condiciones de equilibrio, el programa calcula el caudal de cada componente en las reacciones involucradas, las funciones termodinámicas para cada estado termodinámico. Se calculan los valores específicos de la entalpía, entropía y exergía, así como también los valores totales.

A través del análisis de la eficiencia termodinámica del reformador como función de las condiciones de operación se evalúa la prefactibilidad técnica del reformador propuesto y la calidad termodinámica del mismo a través del análisis exergético. El método permite la simulación del proceso de reformado bajo las condiciones operativas planteadas y determinar el caudal másico de metano requerido para la demanda de la celda de combustible seleccionada. La utilización de la planilla de cálculo para la modelización resulta muy útil pues es versátil y permite adecuarse a las condiciones operativas planteadas.

La modelización se basa en un esquema presentado en trabajos anteriores [3; 5] y se comenta brevemente a continuación.



Figura 1 Esquema básico del reformador

El reformador (Figura 1) es el dispositivo central en la conversión de gas natural GN en hidrógeno H₂ por un mecanismo de reacción en dos pasos. Esquemáticamente se presenta por dos secciones, la de reforma propiamente dicha, y la sección de intercambio. En presencia de un catalizador, cuando el GN reacciona endotérmicamente con vapor de agua H₂O produciendo principalmente H₂ y como subproducto una mezcla gaseosa de dióxido de carbono CO₂ con alto porcentaje de monóxido de carbono CO.

En la sección primaria del reformador, sección de reforma primaria, el GN se convierte en H₂ con la generación de CO, indicada por Ecuación (1),



Dado que el CO es nocivo para la celda, debe removerse. Una de las técnicas más utilizadas es la de intercambio agua-gas, reacción SHIFT, por la cual el CO se transforma en CO₂ [3]. En la sección secundaria denominada de intercambio, mediante el uso de un catalizador de níquel a alta temperatura se convierte el CO en CO₂ con producción extra de hidrógeno, Ecuación (2).



La reacción global del sistema es la dada por Ecuación (3)



4. Análisis termoexergético

Se desarrolló el programa SIMUREFGN en planilla de cálculo. Se introducen las condiciones operativas del reformador: temperatura y presión de operación, así como también caudal de hidrógeno requerido a la salida del mismo. El programa calcula los flujos entrantes GN y H₂O, y los salientes, H₂, CO, CO₂ y carga no convertida, determinados por el balance másico, basándose en la constante de equilibrio K y el grado de conversión a de las reacciones mencionadas, Ecuación (1), Ecuación (2), Ecuación (3), como función de la temperatura de operación y a diferentes presiones. En condiciones de equilibrio químico se calculan los flujos másicos de cada

una de las componentes y tanto el valor específico como el total de la entalpía, entropía, energía libre y exergía para cada compuesto químico i en cada estado del sistema termodinámico. Se visualizan los flujos entálpicos en un diagrama tipo Sankey.

Se han considerado en primera instancia como presión operativa la atmosférica, aumentado posteriormente en el rango 0,101 - 0,303 MPa. La Figura 2 presenta el grado de conversión o de avance como función de la temperatura a las tres presiones operativas indicadas, indicando que el proceso es factible a temperaturas superiores a 622 K. pero tornándose de interés práctico a partir de los 900 K con un rendimiento de conversión superior al 50% para las tres presiones. No obstante se torna de interés práctico para conversiones superiores al 80%, para lo cual se requiere temperaturas del orden de 950 K a 0,101 MPa, de 1000 K a 0,202 MPa y 1100 K a 0,303 MPa. Si se aumenta aún más la temperatura se alcanzarían conversiones cercanas al 100%, pero trae aparejado la aparición de reacciones secundarias.

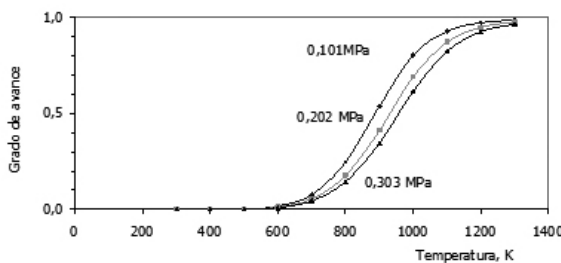


Figura 2- Grado de avance en función de la temperatura a diferentes presiones en el rango 0,101- 0,303 MPa

Las contribuciones a la exergía de la componente i son la exergía termodinámica ex_{TD} , la química ex_{CH} , la cinética ex_c y la potencial ex_p según la Ecuación (4).

$$ex_i = ex_{TD} + ex_c + ex_p + ex_{CH} \quad (4)$$

donde ex_{TD} es la exergía termodinámica en base a la entalpía y entropía de la componente i , Ecuación (5)

$$ex_{TD} = (h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0) \quad (5)$$

La exergía química está dada por la Ecuación (6)

$$ex_{ch} = ex_{q_i} + RT_0 \ln\left(\frac{P_i}{P_0}\right) \quad (6)$$

La exergía cinética ex_c y potencial ex_p indicadas por la Ecuación (7) y Ecuación (8) no se consideraron ya que no hay diferencias significativas entre los estados inicial y final

$$ex_c = \frac{v_i^2}{2} \quad (7)$$

$$ex_p = g z \quad (8)$$

Considerando estas contribuciones la exergía ex de la componente i ex_i se indica en Ecuación (9)

$$ex_i = h_i - h_0 - T_0(s_i - s_0) + ex_{q_i} + RT_0 \ln\left(\frac{P_i}{P_0}\right) \quad (9)$$

donde el o indica las condiciones operativas del Punto Muerto.

Considerando el flujo másico se calculó el flujo exergético de cada componente i , Ecuación (10),

$$\dot{E}x_i = \dot{m}_i ex_i \quad (10)$$

El flujo de irreversibilidad total considerando las contribuciones de todas las componentes en juego y la eficiencia exergética o de 2ª Ley se calcularon mediante las siguientes ecuaciones, Ecuación (11) y Ecuación (12)

$$i = \sum_T \dot{E}x_T^* - \sum_T \dot{E}x_T^* \quad (11)$$

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{E}x_{H_2}}{\sum_T \dot{E}x_T^* - \dot{E}x_{CO_2}} \quad (12)$$

De esta forma, el análisis exergético permite determinar las condiciones óptimas para el funcionamiento operativo del reformador. La Figura 3 muestra el flujo de irreversibilidad en función de la temperatura a las tres presiones operativas consideradas.

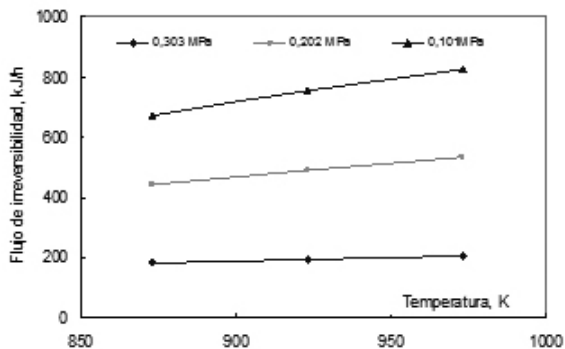


Figura 3 – Flujo de irreversibilidad en función de la temperatura a tres presiones en el rango 0,101-0,303 MPa

El análisis exergético indica que las irreversibilidades del sistema son mayores a medida que la presión aumenta, considerándose que la que minimiza este valor es la presión atmosférica.

La Figura 4 presenta el rendimiento exergético en función de la temperatura a las tres presiones operativas consideradas. Los valores oscilan entre 91% y 95%, siendo mayor para la presión atmosférica y con una dependencia ascendente con el aumento de la temperatura.

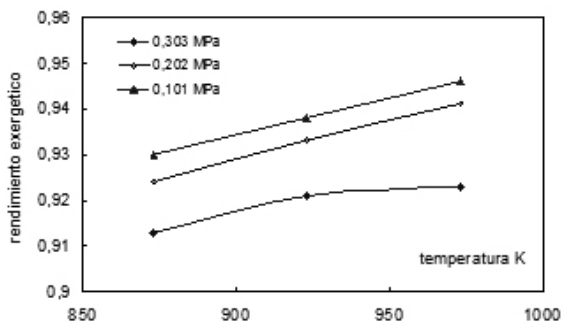


Figura 4 – Rendimiento exergético en función de la temperatura a tres presiones en el rango 0,101-0,303 MPa

No obstante puede concluirse que el aumento de la temperatura operativa no contribuye fuertemente al aumento de las irreversibilidades. El rendimiento exergético es mayor cuanto menor sea la presión y aumenta asimismo con la temperatura.

5. Análisis económico

El cálculo del costo de generación se realizó sobre la base del esquema presentado en la Figura 5, teniendo en cuenta las condiciones ope-

rativas impuestas por SIMUREFGN.

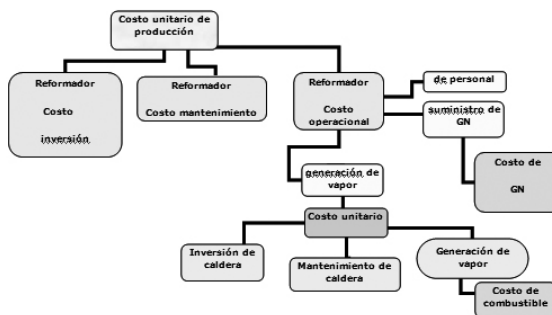


Figura 5 – Esquema del modelo de costos

El costo unitario de producción de hidrógeno C_{H_2} involucra la compra e instalación del reformador, operación y mantenimiento, Ecuación (13), expresado en u\$s por kWh de hidrógeno producido.

$$C_{H_2} = C_{INV}^{ref} + C_{OP}^{ref} + C_{MT}^{ref} \quad (\text{u}\$/\text{kWh}_{H_2}) \quad (13)$$

El costo de inversión por compra e instalación C_{INV}^{ref} está dado por el costo de inversión del equipamiento propiamente dicho, el factor de anualidad, el tiempo de operación del sistema en horas por año y el flujo de energía disponible en el hidrógeno producido en kW de hidrógeno.

El costo de mantenimiento C_{MT}^{ref} se estimó en un 10% del de inversión del reformador. El costo de operación C_{OP}^{ref} depende de los gastos generados por operarios, los costos de suministro de gas natural y de producción de vapor. El costo de operación debido al personal involucra los sueldos de empleados encargados de actividades directivas, administrativas, de supervisión y control, los salarios del personal en actividades productivas directamente y las prestaciones de los empleados y asalariados. El costo de operación por suministro de gas natural se calcula a partir del costo de compra del gas natural y de la potencia o flujo de energía disponible en GN, El suministro de gas natural se realiza directamente de la red por compra directa a través de contrato al Mercado de Gas Natural, pudiéndose utilizar tanques de almacenamiento en zonas alejadas de la misma.

El costo de operación de vapor C_{OP}^{vap} se indica en la Ecuación (14)



$$C_{OP}^{vap} = \frac{C_{vap} \cdot \dot{E}_{vap}}{\dot{E}_{H_2}} \quad (\text{u}\$/\text{kWh}_{H_2}) \quad (14)$$

donde \dot{E}_{vap} la potencia o flujo de energía disponible en el vapor en kW_{vap} , C_{vap} es el costo del vapor propiamente dicho. Ecuación (15) involucra el costo de inversión por la instalación de un generador de vapor (caldera y equipos auxiliares), el costo de generación de vapor, así como también el costo de mantenimiento de la caldera.

$$C_{vap} = C_{INV}^{cald} + C_{GEN}^{vap} + C_{MT}^{cald} \quad (\text{u}\$/\text{kWh}_{vap}) \quad (15)$$

El costo de inversión C_{INV}^{cald} depende del capital invertido propiamente dicho, del tiempo de operación de la misma, del factor de anualidad y de la potencia disponible en el vapor. El costo de generación de vapor en caldera dependerá tanto del tipo y costo unitario del combustible seleccionado, de la eficiencia de la caldera, de las horas de operación de la misma, como también de la temperatura y presión de salida del vapor. El costo de mantenimiento se estimó en un 10% del costo de inversión de caldera.

Tabla 1 Poder calorífico inferior PCI_{comb} y costo unitario de compra de combustible C_{comb} .

Combustible		PCI_{comb}	C_{comb}
		kJ/kg	$\text{u}\$/\text{ton}$
Gas natural	GN	50.177	100
Gas licuado de Petróleo	GLP	49.455	300
Fuel Oil	FO	40.612	70

En la Tabla 1 se indican los combustibles utilizados para alimentar a la caldera, a saber, GN, Gas Licuado de Petróleo GLP y Fuel Oil FO. Se indican además los valores de poder calorífico inferior PCI_{comb} y del costo de compra C_{comb} unitaria.

Por decisión impuesta por la Secretaria de Energía de Argentina durante los meses de invierno rigen restricciones a la disponibilidad de gas natural, por lo cual en el costo de generación de vapor en caldera se consideraron tres alternativas utilizando FO fuel oil, GLP gas licuado de

petróleo o una combinación de ambos.

El costo de financiación, correspondiente al pago de intereses originados por préstamos otorgados por las instituciones financieras o los fabricantes de equipo para realizar las inversiones del proyecto y para el capital de trabajo, se calculó mediante el factor de anualidad f en $1/\text{año}$ y k el período de amortización estimado en 5 años.

6. Discusión

La eficiencia de la conversión másico de gas natural en hidrógeno resulta aproximadamente del 25 ms% y la del reformador cercana al 50%. Se observa que no debe sobrepasarse la temperatura de 1000°C ya que se favorece la deposición de carbono, disminuyendo la conversión [3].

El costo de producción de hidrógeno se calcula para los tres combustibles seleccionados para diferentes tiempos de operación, depende del costo de compra de gas natural y de combustible para la generación del vapor en caldera. El costo energético de generación de vapor en caldera convencional resulta 7 u\$/ton para GN, 20 u\$/ton para GLP y 5 u\$/ton vapor para FO.

El costo de producción para un tiempo de operación de 5000 horas por año y un rendimiento de caldera del 90%, resulta 0,091 u\$/kWh para GN, 0,103 u\$/kWh para GLP y 0,089 u\$/kWh para FO. La vida útil ha sido estimada en diez años y se ha considerado un periodo de amortización de 5 años. El costo de compra del fuel oil es notoriamente inferior al del gas natural pero debido a la diferencia de poderes caloríficos entre ambos combustibles, el costo de producción de hidrógeno resulta similar en ambos casos. El gas licuado de petróleo presenta el mayor costo de producción.

Tabla 2 - Costos típicos de producción de hidrógeno en u\$/kWh

Método		Costo u\$/kWh
Reformado	GN	0,09 - 0,11
	Eólica	0,25 - 0,32
Electrolisis	Hidráulica	0,12
	Solar fotovoltaica / térmica	0,39 - 1,02
Gasificación	Carbón / biomasa	0,11 - 0,13

La Tabla 2 indica que el costo de reformado a vapor de GN presenta el menor costo. Debe señalarse que es una tecnología conocida y ampliamente desarrollada a gran escala. El uso de fuentes renovables presenta actualmente costos superiores. Seguramente esta tendencia se revertirá en la medida que se desarrollen equipamientos de producción masiva. Cabe señalar que es difícil comparar estos valores pues en muchos casos no se indica el esquema de costos utilizado ni las condiciones operativas utilizadas. Los costos típicos de producción de hidrógeno resultan en el rango de 0,10 a 1 u\$s/kWh según el método de obtención. En general la producción de hidrógeno por electrolisis es más elevado que por reformado de GN, siendo la solar fotovoltaica y la térmica los mas costosos. El método de gasificación ya sea por carbón o biomasa tiene costos similares al de reformado.

Por otro lado deberá considerarse en el futuro añadir al estudio el calculo del rendimiento ecológico, teniendo en cuenta que los recursos fósiles están en peligrosa disminución. A la actualidad no se ha descubierto un método de generación calórica con recursos no fósiles que satisfaga al medio productivo desde el punto de vista de su poder calorífico, de obtención/uso y costo económico. Los hidrocarburos tanto líquidos como gaseosos son generadores de gases de efecto invernadero en su proceso de combustión, afectando directamente la capa de ozono. La valoración del medio ambiente debe ser tomada en cuenta como una herramienta numérica, a la hora de tomar decisiones sobre la elección del sistema térmico a implementar.

7. Conclusiones

La producción de hidrógeno es termodinámicamente viable con un reformador a vapor utilizando gas natural como combustible con el objetivo de alimentar una celda de combustible, si se adoptando adecuadamente las condiciones operativas.

La irreversibilidad disminuye al aumentar la temperatura, mejorando la calidad termodinámica del reformador. El rendimiento exergético aumenta con la temperatura y permite definir las condiciones operativas de temperatura y presión.

El modelo de costos planteado en este trabajo conduce a valores del costo de producción similares a los indicados en la literatura. El costo de generación de hidrógeno varía entre 0,090 a 0,103 u\$s/kWh dependiendo del número de horas de operación y del combustible utilizado en el generador de vapor.

8. Referencias

- [1] M. I. Sosa, J. L. Silveira y A. Fushimi, Proceedings of the 9th Brazilian Congress of Engineering and Thermal Sciences (ENCIT 2002), Thermodynamic Balance in Fuel Cell Hydrogen Production from Natural Gas Reforming, Artículo CIT02-0386, pp.1-12 (CD ROM), ABCM, Caxambú, Brasil, 2002.
- [2] M. I. Sosa, y A. Fushimi, La Cogeneración en el Contexto de las Tecnologías de Conversión Energética del Futuro, AVERMA, Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente, Vol. 4, Nº II, pp. 07.01- 07.06, ASADIT, Argentina, 2000.
- [3] M. I. Sosa, J. L. Silveira y A. Fushimi, Natural Gas Steam Reforming for Hydrogen Production - An Energetic Approach, COBEM 2003 - Proceedings of the 17th International Congress of Mechanical Engineering, Paper 0431, pp. 1-10, São Paulo, Brazil, 2003.
- [4] S. Ahmed and M. Krumpelt, Hydrogen from Hydrocarbon Fuels for Fuel Cells, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 26, pp. 291 - 301, USA, 2001.
- [5] M. I. Sosa, J. L. Silveira y A. Fushimi, Natural Gas Steam Reforming for Hydrogen Production - An Exergetic Approach, CLAGTEE 2003 - Proceedings of 5th Latin-American Congress of Electricity Generation and Transmission, Paper B-150, pp. 1-10, São Pedro, Brasil, 2003