

# Análisis termoeconomico de un reformador de gas natural Para la produccion de hidrógeno

## THERMOECONOMICAL ANALYSIS OF A NATURAL GAS STEAM REFORMER FOR HYDROGEN PRODUCTION

---

María Isabel Sosa  
Alberto Fushimi

GECCU, Generación Energética, Cogeneración, Ciclos Combinados, Uso Racional de la Energía en Sistemas Térmicos, Departamento de Mecánica, FI Facultad de Ingeniería, UNLP Universidad Nacional de La Plata

José Luz Silveira

Departamento de Energía, FEG Faculdade de Engenharia, Campus Guaratinguetá, UNESP Universidade Estadual Paulista

### RESUMEN

El objetivo de este trabajo es evaluar la producción de hidrógeno con un reformador a vapor utilizando gas natural como combustible con el objetivo de alimentar una celda de combustible. El reformador se modeliza térmicamente con el programa SIMUREFGN y económicamente con HIDROCOS. El primero introduce como condicionante el grado de avance teórico de las reacciones involucradas en condiciones de equilibrio y calcula el caudal de cada componente y las funciones termodinámicas para cada estado termodinámico. La eficiencia termodinámica del reformador como función de las condiciones operativas evalúa su factibilidad térmica y la eficiencia exergética su calidad termodinámica. El segundo, HIDROCOS, calcula el costo de generación de hidrógeno, arrojando valores que varían entre 0,0811 a 0,106 US\$/kWh, dependiendo del número de horas de operación y del tipo de combustible utilizado en el generador de vapor. Los costos energéticos obtenidos por el método de reformado de gas natural a vapor resultan significativamente menores al de otros métodos de producción de hidrógeno.

### PALABRAS CLAVE

Reforma, Hidrógeno, Análisis termoeconómico, Balance energético.

### ABSTRACT

The objective of the present work is to evaluate hydrogen production from natural gas using steam

reforming as feedstock for use in fuel cells. The reformer is thermally simulated with the program SIMUREFGN and economically with HIDROCOS. The former introduces as condition theoretical extend of the reactions involved under thermodynamic equilibrium conditions and calculates mass flow of each component and thermodynamic functions for each thermodynamic state. The reformer's thermodynamic efficiency as a function of operative conditions evaluates its thermal feasibility and the exergetic efficiency its thermodynamic quality. The latter, HIDROCOS, calculates hydrogen generation cost, results fluctuate between 0,081 and 0,106 US\$/kWh, depending on hours of operation of and on fuels used in the steam generator. The calculated energy costs for steam natural gas reforming are significantly smaller to that of other hydrogen production methods.

### KEYWORDS

Gas reforming, Hydrogen, Thermoeconomical analysis, Energetic balance.

### INTRODUCCION

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

Las celdas de combustible (Sosa et al., 2002) juegan un rol decisivo en la generación descentralizada y

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

Actualmente la industria automotriz marca el desarrollo de las celdas de combustible, empuja el desarrollo de tecnologías para la obtención eficiente y barata de hidrógeno y promueve la construcción de redes de hidrógeno. Ella es la que genera mayores inversiones en investigación y desarrollo de celdas y generadores de hidrógeno. A nivel mundial, Islandia fue el primer país en inaugurar una estación de suministro de hidrógeno en 2003 para abastecer al tráfico urbano. Actualmente en los Países desarrollados (Alemania, USA, Japón) ya existen estaciones de suministro de hidrógeno en las grandes ciudades. Noruega por su lado proyecta para el 2008 la inauguración de *HyNor*, Autovía del Hidrógeno, que consistirá en un hidrogenoducto de aproximadamente 200 km para el suministro y distribución de hidrógeno entre las ciudades de Oslo y Stavanger. Todas estas estaciones funcionan actualmente con electrolizadores de agua, operando con energía eléctrica.

El hidrógeno constituye una fuente de energía limpia y muy versátil. Si bien no esta disponible como fuente de energía primaria, puede ser obtenido por procesamiento de combustibles fósiles, tales como ser los hidrocarburos, o de combustibles no-fósiles, tales como la biomasa o el agua (Sosa et al., 2000, 2004).

Existen varias tecnologías de procesamiento de combustible, siendo la de reforma a vapor una de las más utilizadas en la actualidad (Ahmed et al., 2001). El gas natural tiene gran potencial como productor de hidrógeno (Sosa et al., 2004) y se pronostica que sus reservas alcanzarían a cubrir las demandas solamente hasta mediados de este siglo. Por tratarse de un recurso no-renovable, no constituye la fuente más adecuada de producción de hidrógeno desde el punto de vista medioambiental, sin embargo dado que esta tecnología es muy 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 de una celda de combustible. Desde el punto de vista técnico, éste se inicia con resultados presentados, comentarios sobre resultados obtenidos y presentados en otros congresos ENCIT 2002, COBEM 2003, CLAGTEE 2003 y ENCIT 2004 sobre el sistema propuesto para el reformador para alimentar a una celda de combustible (Sosa et al., 2002; 2003; 2004).

Se presentan los balances másico, entálpico y exergético y se analiza la factibilidad termoeconómica para un reformador. Los costos energéticos son comparados con los obtenidos por otros métodos de producción de hidrógeno.

## **MODELO COMPUTACIONAL SIMUREFGN**

En la búsqueda de dimensionar el reformador a vapor para la producción de hidrógeno, se confeccionó un modelo computacional SIMUREFGN, que simula su funcionamiento bajo determinadas condiciones operativas. A través del mismo se analizan los diagramas energéticos y exergéticos del proceso, calculando el rendimiento térmico del dispositivo.

SIMUREFGN plantea balances termodinámicos, másico, entálpico y exergético, considerando como variables el caudal entrante de gas natural y la temperatura y presión de operación. Introduciendo como condicionante el grado de avance teórico de las reacciones involucradas en condiciones de equilibrio, calcula el caudal de cada componente en las reacciones involucradas y las funciones termodinámicas para cada estado termodinámico.

A través del análisis de la eficiencia termodinámica del reformador como función de las condiciones de operación se evalúa la prefactibilidad técnica del reformador y la calidad termodinámica del mismo a través del análisis exergético.

## **REFORMADOR A VAPOR**

La modelización se basa en un modelo presentado en trabajos anteriores (Sosa et al., 2001, 2002, 2003), presentado en el ENCIT 2002, COBEM 2003 y CLAGTEE 2003.

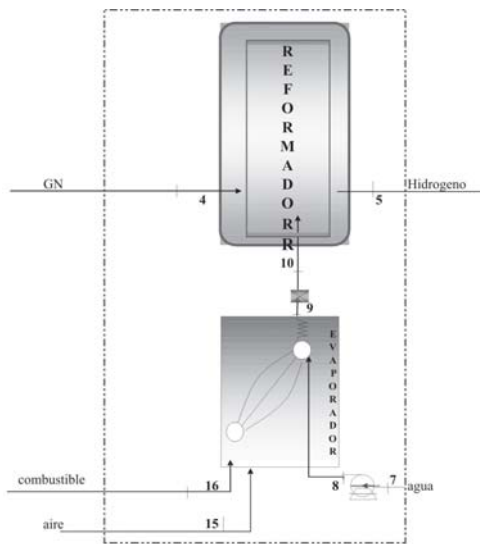
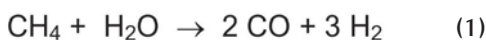


Figura 1- Esquema básico del reformador

El reformador (Fig. 1) es el principal dispositivo para la conversión de gas natural GN en hidrógeno  $H_2$  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 gas natural reacciona endotérmicamente con vapor de agua produce hidrógeno y como subproducto una mezcla gaseosa de dióxido de carbono  $CO_2$  y monóxido de carbono CO en un alto porcentaje.

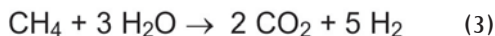
En la sección primaria del reformador GN se convierte esencialmente en hidrógeno  $H_2$  con la generación de CO e  $H_2$ , indicada por Ec. (1)



CO es nocivo para la celda y debe removerse. Una de las técnicas más utilizadas es la de intercambio agua-gas, por la cual el CO se transforma en  $CO_2$ . En la sección secundaria se convierte CO en  $CO_2$  con la producción extra de hidrógeno, llevada a cabo mediante un catalizador de níquel a alta temperatura, dada por Ec. (2).



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



El proceso está termodinámicamente favorecido a temperaturas altas en el rango entre  $900^\circ C$  y  $1000^\circ C$ , sin embargo el uso de catalizadores permite reducir

este rango. La presión también tiene efecto sobre el proceso de reforma, desfavoreciendo el proceso a medida que la presión aumenta. La eficiencia global de conversión dependerá de la conversión química en la reacción, que es afectada pues por la temperatura y presión de operación.

## SIMUREFGN

El programa SIMUREFGN desarrollado en planilla de cálculo está compuesto por diferentes hojas. En la denominada *DATOS* se introducen las condiciones de operación 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  $H_2O$ , y los salientes,  $H_2$ , CO,  $CO_2$  y carga no convertida, determinados por el balance másico, basándose en la constante de equilibrio K y el grado de avance  $\alpha$  de las reacciones mencionadas, Ec. (1), Ec. (2) y Ec. (3), como función de la temperatura de operación y a diferentes presiones. En condiciones de equilibrio químico en las hojas denominadas *REACCION GLOBAL*, *REACCION PRIMARIA* y *REACCION SHIFT* se calculan los flujos másicos de cada una de las componentes.

SIMUREFGN permite calcular tanto los valores específicos como totales de la entalpía, entropía, energía libre y exergía para cada compuesto químico z en cada estado del sistema termodinámico. En la hoja denominada *BALANCE ENTALPICO* los flujos entálpicos se visualizan en un diagrama tipo Sankey, de acuerdo a Ec. (4), (Sosa et al., 2003),

$$\sum (\dot{m}_z \cdot h_z)_e + \dot{Q} = \sum (\dot{m}_z \cdot h_z)_s \quad (4)$$

donde  $\dot{m}_z$  es el flujo másico de cada compuesto químico z a la entrada, e, y a la salida, s, mientras que  $\dot{Q}$  indica el flujo calórico neto requerido, dado que la reacción es endotérmica.

Para el cálculo exergético es importante definir el estado de referencia respecto del cual un sistema dado tiene energía convertible en trabajo. El *estado muerto* o estado de indisponibilidad, o sea el estado en equilibrio irrestricto con exergía nula, se considera a una temperatura  $T^0$  de  $25^\circ C$  y a una presión  $P^0$  de 0,101 MPa.

La exergía es la suma de la contribución termomecánica y química, ya que se considera que la potencial y la cinética son despreciables. La exergía termomecánica específica  $ex_{TM,z}$  de cada componente a la entrada y a la salida del reformador se calcula

usando la Segunda Función de Darrieus para un sistema circulante, Ec. (5)

$$ex_{TM, z} = b - b^0 = (h - T^0 \cdot s) - (h^0 - T^0 \cdot s^0) \quad (5)$$

donde el supraíndice  $^0$  indica el valor para el estado muerto. La contribución química  $ex_{quim, z}$  se calcula mediante la Ec. (6)

$$ex_{quim, z} = ex^0_{quim, z} + R \cdot T^0 \cdot \ln(p/p^0) \quad (6)$$

donde  $ex^0_{quim, z}$  es la exergía química específica standard de la componente  $z$ ,  $R$  la Constante Universal de los Gases,  $T$  y  $p$  la temperatura y presión de operación respectivamente. En la hoja BALANCE EXERGETICO se plantean y visualizan los flujos exergéticos en las condiciones operativas impuestas, (Sosa et al., 2003).

## HIDROCOS

Por otro lado, se confeccionó el programa HIDROCOS, presentado en su versión preliminar en el ENCIT 2004, Sosa et al. (2004). El mismo analiza económicamente el reformador, teniendo en cuenta las condiciones operativas impuestas por SIMUREFGN.

El costo unitario de producción de hidrógeno  $C_{H_2}$  involucra la compra e instalación del reformador, su operación y mantenimiento según la Ec. (7), expresado en US\$ por kWh de hidrógeno producido.

$$C_{H_2} = C_{INV}^{ref} + C_{OP}^{ref} + C_{MT}^{ref} \quad (\text{US\$/kWh}_{H_2}) \quad (7)$$

El costo de inversión por compra e instalación  $C_{INV}^{ref}$  está dado por la Ec. (8),

$$C_{INV}^{ref} = \frac{I_{ref} \cdot f}{H_{OP} \cdot \dot{E}_{H_2}} \quad (\text{US\$/kWh}_{H_2}) \quad (8)$$

donde  $I_{ref}$  es el costo de inversión del equipamiento propiamente dicho en US\$,  $f$  el factor de anualidad en 1/año,  $H_{OP}$  el tiempo de operación del sistema en horas por año y  $\dot{E}_{H_2}$  la potencia o 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, de acuerdo a la Ec. (9).

$$C_{OP}^{ref} = C_{OP}^{pers} + C_{OP}^{GN} + C_{OP}^{vap} \quad (\text{US\$/kWh}_{H_2}) \quad (9)$$

El costo de operación debido al personal  $C_{OP}^{pers}$  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, y se calcula de acuerdo a la Ec. (10)

$$C_{OP}^{pers} = \frac{N_{OP} \cdot T_{OP} \cdot P_{OP}}{\dot{E}_{H_2} \cdot H_{OP}} \quad (\text{US\$/kWh}_{H_2}) \quad (10)$$

donde  $N_{OP}$  es el número de operarios,  $T_{OP}$  es el número de meses al año,  $P_{OP}$  es el salario (teniendo en cuenta prestaciones) en US\$/empleado.

El costo de operación por suministro de gas natural  $C_{OP}^{GN}$  se calcula mediante la Ec. (11)

$$C_{OP}^{GN} = \frac{C_{GN} \cdot \dot{E}_{GN}}{\dot{E}_{H_2}} \quad (\text{US\$/kWh}_{H_2}) \quad (11)$$

donde  $C_{GN}$  es el costo de compra del gas natural en US\$/kWh $_{GN}$ , y  $\dot{E}_{GN}$  la potencia o flujo de energía disponible en GN en kW $_{GN}$  calculada para un caudal  $\dot{m}_{GN}$  de GN en m<sup>3</sup>/s, Ec. (12)

$$\dot{E}_{GN} = \dot{m}_{GN} h_{GN} \quad (\text{kW}_{GN}) \quad (12)$$

donde  $h_{GN}$  es la entalpía del combustible o sea el Poder calorífico inferior PCI del GN evaluado en 35169 kJ/m<sup>3</sup>. El suministro de gas natural se realiza directamente de la red, pudiéndose utilizar tanques de almacenamiento en zonas alejadas de la misma. No se consideran pues gastos de mantenimiento u operación y se considera la compra directa a través de contrato al Mercado de Gas Natural.

El costo de operación de vapor  $C_{OP}^{vap}$  se indica en la Ec. (13)

$$C_{OP}^{vap} = \frac{C_{vap} \cdot \dot{E}_{vap}}{\dot{E}_{H_2}} \quad (\text{US\$/kWh}_{H_2}) \quad (13)$$

donde  $\dot{E}_{vap}$  la potencia o flujo de energía disponible en el vapor en kW $_{vap}$ , Ec. (14) para el caudal de vapor  $\dot{m}_{vap}$ , siendo  $h_{vap}$  la entalpía específica del vapor en kJ/kg $_{vap}$ .

$$\dot{E}_{\text{vap}} = \dot{m}_{\text{vap}} \cdot h_{\text{vap}} \quad (\text{kW}_{\text{vap}}) \quad (14)$$

$C_{\text{vap}}$  es el costo del vapor propiamente dicho, Ec. (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.

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

El costo de inversión  $C_{\text{INV}}^{\text{cald}}$ , Ec. (16),

$$C_{\text{INV}}^{\text{cald}} = \frac{I_{\text{cald}} \cdot f_{\text{cald}}}{H_{\text{OP}} \cdot \dot{E}_{\text{vapor}}} \quad (\text{US}\$/\text{kWh}_{\text{vap}}) \quad (16)$$

depende del capital invertido propiamente dicho  $I_{\text{cald}}$  en US\$, 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  $C_{\text{GEN}}^{\text{vap}}$  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, Ec. (17)

$$C_{\text{GEN}}^{\text{vap}} = \frac{C_{\text{comb}} \cdot \dot{E}_{\text{comb}}}{\dot{E}_{\text{vapor}}} \quad (\text{US}\$/\text{kWh}_{\text{vap}}) \quad (17)$$

donde  $\dot{E}_{\text{comb}}$  es la potencia o flujo de energía disponible suministrada por el combustible a ser utilizado en la caldera en  $\text{kW}_{\text{comb}}$  para un caudal  $\dot{m}_{\text{comb}}$  en  $\text{kg}_{\text{comb}}/\text{s}$  y se calcula como el producto del flujo de combustible multiplicada por la entalpía del combustible,  $h_{\text{comb}}$ , evaluada a partir del Poder Calorífico Inferior  $\text{PCI}_{\text{comb}}$  del combustible seleccionado. El costo de mantenimiento se estima en un 10% del costo de inversión de caldera.

Tabla 1 - Poder calorífico inferior  $\text{PCI}_{\text{comb}}$  y costo unitario de compra de combustible  $C_{\text{comb}}$

Combustible		$\text{PCI}_{\text{comb}}$ kJ/kg	$C_{\text{comb}}$ US\$ / ton
Gas natural	GN	50177	100
Gas licuado de Petróleo	GLP	49455	289
Fuel Oil	FO	40612	50-70

Como combustible para alimentar a la caldera se han considerado GN, Gas Licuado de Petróleo GLP y Fuel Oil FO con valores de poder calorífico inferior  $\text{PCI}_{\text{comb}}$  y de costo de compra  $C_{\text{comb}}$  unitaria, indicados

en la Tabla 1. Cabe señalar que durante los meses de invierno rige la restricción a la disponibilidad de gas natural, impuesta por la Secretaria de Energía de Argentina, por lo cual la generación de vapor en caldera deberá realizarse utilizando fuel oil, 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, ha sido calculado de acuerdo a Ec. (18), donde  $f$  es el factor de anualidad en  $1/\text{año}$ ,  $k$  el período de amortización estimado en 5 años,

$$f = \frac{q^k \cdot (q - 1)}{q^k - 1} \quad (1/\text{año}) \quad (18)$$

y  $q$  se define por Ec. (19), siendo  $r$  la tasa de crédito anual, evaluada en un 4%, 8% o 12%.

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (19)$$

## Discusion

Mediante el balance termodinámico se obtuvieron los diagramas entálpicos y exergéticos y se calculó el rendimiento del reformador, (Sosa, Silveira y Fushimi, 2003). El diagrama define los flujos de energía en el reformador bajo diferentes condiciones de temperatura en el rango 600 a 800°C y de presión entre 0,101 y 0,303 MPa (Sosa, Silveira y Fushimi, 2003).

Suponiendo que a la entrada del reformador ingresan 54 m<sup>3</sup>/h de gas natural, equivalente a 145 kW, a la salida del mismo se tendrán 107 m<sup>3</sup>/h de hidrógeno, equivalente a 82 kW de potencia. Ello indica que la eficiencia de la conversión másico de gas natural en hidrógeno resulta aproximadamente del 23 m% y la del reformador cercana al 50%. La Figura 2 presenta un esquema del proceso para condiciones operativas de 800°C y 0,101 MPa, indicando para este caso una demanda de potencia térmica de 19 kW.

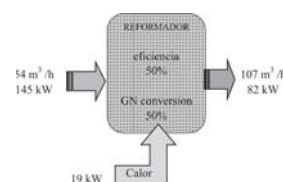


Figura 2 - Esquema para las condiciones operativas 800°C y 0,101 MPa



Haciendo corridas del programa a diferentes temperaturas y presiones es factible analizar el proceso y proceder a la optimización del mismo desde el punto de vista termodinámico.

Los cálculos exergéticos indican una destrucción exérgica del 25 % a la temperatura de 800°C, Fig. 3. Asimismo cabe señalar que la temperatura favorece el rendimiento exérgico, dado que la destrucción exérgica disminuye a medida que se eleva la temperatura. Sin embargo, se observa que no debe sobrepasarse la temperatura de 1000°C dado que se favorece la deposición de carbono, disminuyendo la conversión a hidrógeno.

El costo de producción de hidrógeno resulta dependiente del costo de compra de gas natural y de combustible para la generación del vapor en caldera. Dependiendo del precio del combustible, el costo energético de generación de vapor en caldera convencional varía según el rendimiento del equipamiento, de 6,22 a 6,90 para GN, de 18,04 a 20,03 para GLP y 4,64 a 5,14 US\$/ton vapor para FO para valores entre 90% a 81%. En Argentina el costo de compra del gas natural es bajo y existen importantes reservas del combustible. Esto permite que el costo de producción de hidrógeno in situ a partir de gas natural sea una buena alternativa y facilite la generación descentralizada de energía eléctrica por medio de caldas de combustible en zonas aisladas, sin conexión a la red de alta tensión.

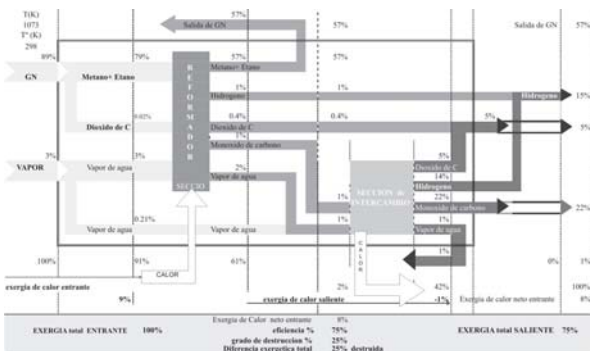


Figura 3 - Diagrama exérgico del reformador en %.

Los cálculos exergéticos indican una destrucción exérgica del 25 % a la temperatura de 800°C, Fig. 3. Asimismo cabe señalar que la temperatura favorece el rendimiento exérgico, dado que la destrucción exérgica disminuye a medida que se eleva la temperatura. Sin embargo, se observa que no debe sobrepasarse la temperatura de 1000°C dado que se favorece la deposición de carbono, disminuyendo la

conversión a hidrógeno.

El costo de producción de hidrógeno resulta dependiente del costo de compra de gas natural y de combustible para la generación del vapor en caldera. Dependiendo del precio del combustible, el costo energético de generación de vapor en caldera convencional varía según el rendimiento del equipamiento, de 6,22 a 6,90 para GN, de 18,04 a 20,03 para GLP y 4,64 a 5,14 US\$/ton vapor para FO para valores entre 90% a 81%. En Argentina el costo de compra del gas natural es bajo y existen importantes reservas del combustible. Esto permite que el costo de producción de hidrógeno in situ a partir de gas natural sea una buena alternativa y facilite la generación descentralizada de energía eléctrica por medio de caldas de combustible en zonas aisladas, sin conexión a la red de alta tensión.

El costo de producción de hidrógeno se calcula para los tres combustibles seleccionados para diferentes tiempos de operación. La Tabla 2 indica los resultados para un tiempo de operación de 5000 horas por año y un rendimiento de caldera del 90%.

Tabla 2 - Costo de producción de hidrógeno para gas natural GN, gas licuado de petróleo GLP y fuel oil FO

Costo de producción, US\$/kWh		
GN	LPG	FO
0,0906	0,1034	0,0889

Estos valores varían según el rendimiento de caldera (90-81%) en el rango de 0,0906 a 0,0914 para GN, 0,1034 a 0,1055 para GLP y 0,0889 a 0,0894 US\$/kWh para FO. Si bien el costo del fuel oil es notoriamente inferior al del gas natural, el costo de producción de hidrógeno resulta similar en ambos casos, a raíz de la diferencia de poderes caloríficos entre ambos combustibles.

El gas licuado de petróleo presenta el mayor costo de producción. HIDOCOS indica que para el número máximo de horas de operación al año, 7000 hs, el costo disminuye aproximadamente el 10% para los tres combustibles. La vida útil ha sido estimada en diez años y se ha considerado un periodo de amortización de 5 años. En la Tabla 3 se presentan valores típicos del costo de producción de hidrógeno por otros métodos: electrolisis, gasificación y reformado.

Tabla 3 - Costos típicos de producción de hidrógeno en US\$/kWh

Método		Costo US\$/kWh
Reformado	GN	0,09 - 0,11
	Hidráulica	0,12
	Eólica	0,25 - 0,32
Electrolisis	Solar térmica	0,39 – 0,52
	Solar fotovoltaica	0,47 – 1,02
Gasificación	Carbón	0,11
	biomasa	0,13

Comparando estos valores se observa que el de reformado de GN a vapor presenta el menor costo. Esto se debe a que es una tecnología ampliamente desarrollada a gran escala. La gasificación, a partir de carbón y biomasa, presentan valores cercanos al de reformado, mientras que las derivadas de las fuentes renovables, tales como la electrolisis eólica, solar térmica y fotovoltaica, presentan actualmente costos muy superiores. Seguramente esta tendencia se revertirá en la medida que se desarrollen la producción masiva equipamientos de estas tecnologías.

## CONCLUSIONES

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

SIMUREFGN introduce como condicionante el grado de avance teórico de las reacciones involucradas en condiciones de equilibrio y calcula el caudal de cada componente y las funciones termodinámicas para cada estado termodinámico. La destrucción exérgica resulta del 25 % a 800°C y disminuye al aumentar la temperatura, mejorando la calidad termodinámica del reformador.

HIDROCOS calcula el costo de generación de hidrógeno arrojando valores que varían entre 0,0809 a 0,106 dependiendo del número de horas de operación y del combustible utilizado en el generador de vapor. El uso de gas licuado de petróleo triplica el costo de generación respecto del gas natural con su incidencia no tan marcada en el precio de generación de hidrógeno. Comparando los costos energéticos obtenidos con los de otros métodos de producción de hidrógeno, el costo por reforma a vapor es significati-

vamente menor, situación que se prevé se modificará en el futuro cercano con la producción masiva.

## REFERENCIAS

Ahmed, S. and Krumpelt, M., 2001, Hydrogen from Hydrocarbon Fuels for Fuel Cells, *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 26, pp. 291 - 301. Elsevier.

Kubackeski, O. and Alcock, C. B., 1979, *Metallurgical Thermochemistry*, Pergamon Press, 5<sup>th</sup> edition, ed. Wheaton & Co., Ltd, Exeter, U.K.

Sosa, M.I. y Fushimi, A., 2000, La Cogeneración en el Contexto de las Tecnologías de Conversión Energética del Futuro, *AVERMA, Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente*, Vol. 4, N° II, pp. 07.01- 07.06, ASADIT, Argentina.

Sosa M. I., Silveira, J. L. & Fushimi, A., 2002, Thermodynamic Balance in Fuel Cell Hydrogen Production from Natural Gas Reforming, *Proceedings of the 9<sup>th</sup> Brazilian Congress of Engineering and Thermal Sciences (ENCIT 2002)*, Caxambú, Brasil, Paper CIT02-0386, pp.1-12 (CD ROM), ABCM-Brasil.

Sosa, M. I., Silveira, J. L. & Fushimi, A., 2003, Natural Gas Steam Reforming for Hydrogen Production - An Energetic Approach, *Proceedings of the 17<sup>th</sup> International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2003)*, São Paulo, Brazil, 10-14<sup>th</sup> November, Paper 0431, pp. 1- 10. ABCM- Brasil.

Sosa, M. I., Silveira, J. L. & Fushimi, A., 2003, Natural Gas Steam Reforming for Hydrogen Production - An Exergetic Approach, *Proceedings of 5<sup>th</sup> Latin-American Congress of Electricity Generation and Transmission (CLAGTEE 2003)*, São Pedro, Brasil, 16 - 20<sup>th</sup> November, Paper B-150, pp. 1-10.

Sosa, M. I., Silveira, J. L. y Fushimi, A., 2004, Reformado a Vapor de Gas Natural para la Obtención de Hidrógeno - Análisis Termoeconómico, *Proceedings of the 10<sup>th</sup> Brazilian Congress of Engineering and Thermal Sciences (ENCIT 2004)*, Rio de Janeiro, Brazil, Paper CIT04-03120, pp.1-10 (CD ROM). ABCM-Brasil.