

REFORMADO A VAPOR DE GAS NATURAL PARA LA OBTENCION DE HIDROGENO - ANALISIS TERMOECONOMICO

Maria Isabel Sosa

UNLP - Universidad Nacional de La Plata - Facultad de Ingeniería
UID- Generación de Energía, Cogeneración, Ciclos Combinados, URE en Sistemas Térmicos
Avda. 1 y 47, 1900, La Plata, BA, Argentina
Fax: +54 - 221 425 9471
misosa@speedy.com.ar

José Luz Silveira

UNESP - Universidade Estadual Paulista - Faculdade de Engenharia - Campus Guaratinguetá
Cx. Postal 205, SP, Guaratinguetá, 12500-000, Brasil
Tel. +55 12 3123-2836, Fax. +55 12 3123.2835
joseluz@feg.unesp.br

Alberto Fushimi

UNLP - Universidad Nacional de La Plata - Facultad de Ingeniería
UID- Generación de Energía, Cogeneración, Ciclos Combinados, URE en Sistemas Térmicos
Avda. 1 y 47, 1900, La Plata, BA, Argentina
Fax: +54 - 221 425 9471
afushimi@arnet.com.ar

Resumen. *El presente trabajo se inicia con comentarios sobre resultados obtenidos y presentados en otros congresos sobre el sistema propuesto para el reformador a vapor para alimentar a una celda de combustible, donde se ha presentado un reformador y analizado sus flujos energéticos y exergéticos, así como también el rendimiento térmico y exergético del reformador propuesto. Para el mismo se realiza el estudio de prefactibilidad técnica y económica de instalación del sistema, considerando diversos factores. Se calcula el costo de generación de hidrógeno para el reformador analizado. Sus resultados económicos dependerán de las fluctuaciones en los precios de las distintas fuentes energéticas. Se discuten resultados y se sacan conclusiones.*

Palabras clave. *hidrógeno 1, reformado a vapor 2, factibilidad económica 3, optimización 4, celdas de combustible 5.*

1. Introducción

Desde el punto de vista ecológico, se prioriza el uso de hidrógeno como combustible como fuente energética limpia en una sociedad preocupada por la evolución del medio ambiente y el calentamiento global del planeta. El hidrógeno constituye una fuente de energía limpia y muy versátil, la cual puede ser transportada, almacenada y empleada en muchos sistemas energéticos actuales. Su utilización es primordial para celdas de combustible, ya que requieren de hidrógeno para su funcionamiento. Las celdas de combustible juegan un rol decisivo en la generación descentralizada y emergen como una de las tecnologías de conversión de energía más prometedoras del presente siglo. Tienen diferentes aplicaciones que van desde la generación eléctrica en grandes centrales de potencia, a la generación distribuida en áreas urbanas, hasta sistemas pequeños para la generación en las áreas remotas. Las mayores ventajas son su alta eficiencia y los bajos efectos nocivos sobre el medio ambiente que contribuirán a reducir las emisiones del dióxido de carbono y de contaminantes atmosféricos, siendo sus desventajas la elevada inversión de capital y sus costos operacionales. (Sosa, Silveira y Fushimi, 2002).

El hidrógeno no está disponible como fuente de energía primaria, debiendo ser obtenido por procesado de combustibles fósiles, como ser los hidrocarburos, o de combustibles no-fósiles, como ser la biomasa o el agua (Sosa y Fushimi, 2000). El gas natural tiene gran potencial como productor de hidrógeno y actualmente su tecnología está siendo desarrollada a gran escala. Los pronósticos indican que las reservas de gas natural alcanzarían a cubrir las demandas solamente hasta mediados de este siglo; sin embargo se cree que el reformado de gas natural permitirá desarrollar en un corto plazo sistemas energéticos a base de hidrógeno.

Desde el punto de vista técnico, el presente trabajo se inicia con comentarios sobre resultados obtenidos y presentados en otros congresos ENCIT 2002, COBEM 2003 y CLAGTEE 2003 sobre el sistema propuesto para el reformador a vapor de gas natural para alimentar a una celda de combustible seleccionada. Para ello se ha desarrollado un programa en planilla de cálculo que permite el análisis másico, energético y exergético. Mediante el balance másico y entálpico 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) Para alimentar la celda, la eficiencia de la conversión másico de gas natural en hidrógeno es aproximadamente 23 m% y la

del reformador cercana al 50%. La destrucción exergética es del 25% a la temperatura de 800°C, disminuyendo a medida que la temperatura aumenta (Sosa, Silveira y Fushimi, 2003). Desde el punto de vista económico, el objetivo es realizar la evaluación termoeconómica. La planta de reformado, si bien implica un nivel de emisiones extremadamente bajo y un ahorro sustancial de energía primaria, debe superar un análisis de rentabilidad sobre la base de los flujos necesarios de energía, condiciones de compra de la misma, así como de las necesidades de calor.

En el presente trabajo se realiza el estudio de prefactibilidad técnica y económica de instalación del sistema, considerando diversos factores y se calcula el costo de generación de hidrógeno para el reformador analizado.

1. Nomenclatura

m	Masa, kg	\dot{m}	Flujo másico, kg/s	% vol	Volumen por ciento, %
P°	Presión en el punto muerto, MPa	P	Presión, MPa	x_z	Fracción atómica de z
H	Entalpía, kJ	h	Entalpía específica, kJ/kg o kJ/m ³	t	Temperatura, °C
PCI	Poder calorífico inferior, kJ/kg	Q	Calor de reacción, kJ	T	Temperatura, K
$\eta_{mas.}$	Eficiencia de conversión másica, %	$\eta_{reform.}$	Eficiencia del reformador, %	η_{ex}	Eficiencia exergética, %
C_{comb}	Costo de compra de combustible a caldera, u\$/kWh _{comb}	C_{GN}	Costo de compra de GN, u\$/kWh _{GN}	C_{vapor}	Costo de generación de vapor, u\$/kWh _{vapor}
C_{H_2}	Costo de producción de hidrógeno, u\$/kWh	r	Tasa de crédito anual	f	Factor de anualidad, 1/año
\dot{E}	Flujo de energía disponible, kW	k	Periodo de amortización	H_{OP}	Horas de operación, h/mes
N_{OP}	Número de empleados, empleado	P_{OP}	Salario, u\$/ empleado	T_{OP}	Número de meses, mes/año
C_{INV}	Costo de Inversión, u\$	C_{OP}	Costo de operación, u\$/kWh	C_{MT}	Costo de mantenimiento, u\$/kWh
GN	Gas natural	GLP	Gas licuado de petróleo	FO	Fuel Oil
CH ₄	Metano	C ₂ H ₆	Etano	H ₂ O	Vapor de agua
CO	Monóxido de carbono	CO ₂	Dióxido de carbono	H ₂	Hidrógeno

Supraíndices

ref	Reformador	cald	caldera
vap	Vapor	pers	Personal

2. Proceso de reformado a vapor

Un diagrama esquemático de un reformador de vapor se presenta en la Fig. (1), en el cual se indica la *sección de reformado*, sección primaria y la secundaria, denominada *sección de intercambio*.

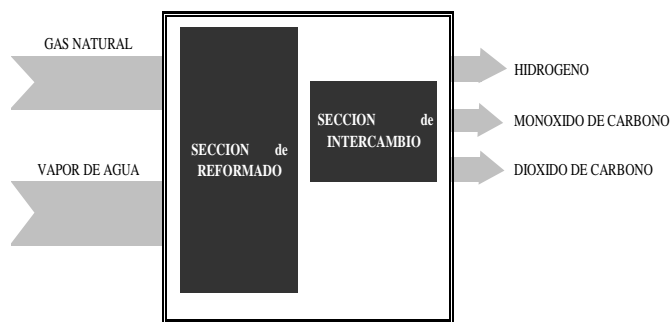
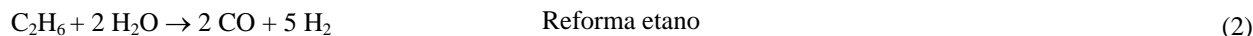
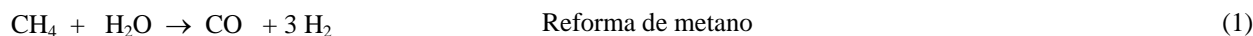
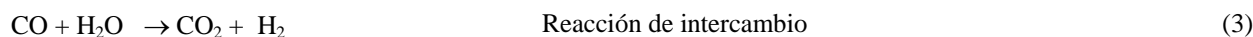


Figura 1. Esquema del proceso de reformado

En el proceso de reformado a vapor ingresa el gas natural GN en la primera sección y se lo hace reaccionar con vapor de agua H₂O, siendo básicamente un sistema que convierte el gas natural esencialmente en hidrógeno en un mecanismo de dos pasos formado por la reacción primaria de reformado de los hidrocarburos en mayor concentración en el gas natural GN, metano CH₄ (Ec. (1)) y etano C₂H₆ (Ec. (2)) con producción de hidrógeno H₂ y monóxido de carbono CO.



El proceso acarrea la necesidad de remover el monóxido de carbono, dado que puede envenenar al catalizador de la celda de combustible. Para ello se han desarrollado varias técnicas, como ser intercambio agua-gas, metanización, absorción del dióxido (Clarke et al.,1997). Adoptando la técnica de intercambio gas-agua (reacción shift), el monóxido de carbono reacciona en la segunda sección, sección de intercambio, con el vapor H₂O con producción de dióxido de carbono e de hidrógeno adicional.. Esta reacción secundaria se indica por la Ec. (3), donde ocurre la conversión del monóxido de carbono CO a dióxido de carbono CO₂, llevada a cabo mediante un catalizador de níquel a alta temperatura.



3. Reformador propuesto

Para dimensionar el reformador se ha seleccionado la celda de combustible BHKW B200, desarrollada por ONSI, la cual se trata de una planta de potencia “empaquetada” del tipo PAFC, alimentada por gas natural que en condiciones nominales proporciona 200 kW de energía eléctrica y produce más de 204 kW de calor útil, capaz de producir agua caliente a 60°C. Operando en condiciones nominales a máxima carga consume 54 Nm³/h de gas combustible, su eficiencia de generación eléctrica es del 40% sobre la base del poder calorífico inferior, permaneciendo por debajo de este valor a cargas menores. Se han considerado los datos nominales de la celda de combustible operando con gas natural y sus valores limites volumétricos, (Sosa et al., 2003) y dimensionado considerado que se requiere a la salida una demanda máxima de hidrógeno de 54 Nm³/h.

En el ENCIT 2002 (Sosa et al., 2002) se ha presentado el análisis del proceso desde el punto de vista termodinámico, planteando los equilibrios termodinámicos para las reacciones de obtención de hidrógeno a partir de metano y etano. Mediante balances másicos y entálpicos se predijo el flujo másico de gas hidrógeno a la salida del reformador, integrando la reacción de intercambio y así como también la cantidad de agua requerida para el proceso en función de la temperatura y presión de operación del sistema. Se presentó un programa de cálculo desarrollado a tal efecto, que resulta de interés para analizar los equilibrios termodinámicos en el proceso de reformado de combustible utilizando el método de optimización de la función energía libre de Gibbs. Se predijo una fuerte dependencia del rendimiento de conversión a hidrógeno con la temperatura de operación del proceso, siendo factible a temperaturas superiores a 622°C. No obstante, se torna de interés práctico a temperaturas superiores a los 750°C con un rendimiento de conversión del 80%, estando en concordancia con los datos técnicos (Costa y Oliveira, 2000; Ragonha, 2000 y Silveira et al., 2001) que indican que el reformado de metano se realiza a temperaturas que varían entre 750°C y 900°C. Se encontró que el calor de reacción varía aproximadamente en forma lineal con el rendimiento de conversión. El calor generado por el proceso electroquímico en la celda es suficientemente elevado como para satisfacer la demanda calórica de la reacción de reformado para rendimientos entre el 80% y el 90%.

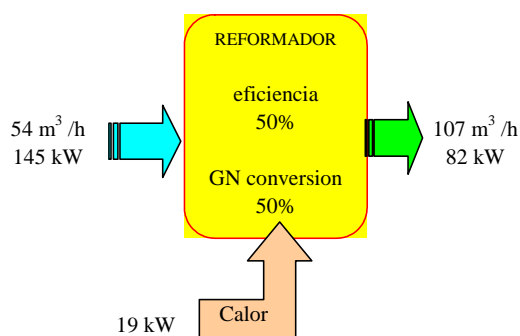


Figura 2 - Esquema para las condiciones operativas 800°C y 0,101 MPa

En el COBEM 2003 (Sosa et al., 2003) se han presentado avances del análisis termodinámico donde considerando que la celda de combustión opera a 800°C y 0,101 MPa de presión, la conversión de gas natural en hidrógeno resultó ser del 23 m%, o bien 53 vol%, siendo altamente dependiente de la temperatura dado que es función del grado de avance de las reacciones involucradas en el proceso. Si la presión se aumenta por encima de la atmosférica, la eficiencia resulta menor. Por otro lado, altas temperaturas favorecen la conversión. Se realizaron cálculos para temperaturas en el rango de 600°C a 800°C y para presiones de operación entre 0,101 MPa y 0,303 MPa.

La Figura (2) muestra los datos bajo estas condiciones operativas, donde se indica la potencia o flujo energético del gas natural y del hidrogeno producido. La eficiencia del reformador η_{reform} se definió mediante la Ec. (4),

$$\eta_{reform} = \frac{PCI_{H_2} \cdot \dot{m}_{H_2}}{PCI_{GN} \cdot \dot{m}_{GN} + \dot{Q}} \tag{4}$$

donde PCI es el poder calorífico inferior y \dot{m} el flujo másico, ya sea del hidrógeno H_2 o del gas natural GN y \dot{Q} el flujo calórico neto puesto en juego en el proceso.

Los autores propusieron el diseño del sistema térmico propuesto para producir hidrógeno a partir de gas natural GN (Sosa et al., 2003), indicado en Fig. (2) y que consiste básicamente en un intercambiador de calor, un reformador propiamente dicho, un evaporador y tres mezcladores o cámaras de mezcla.

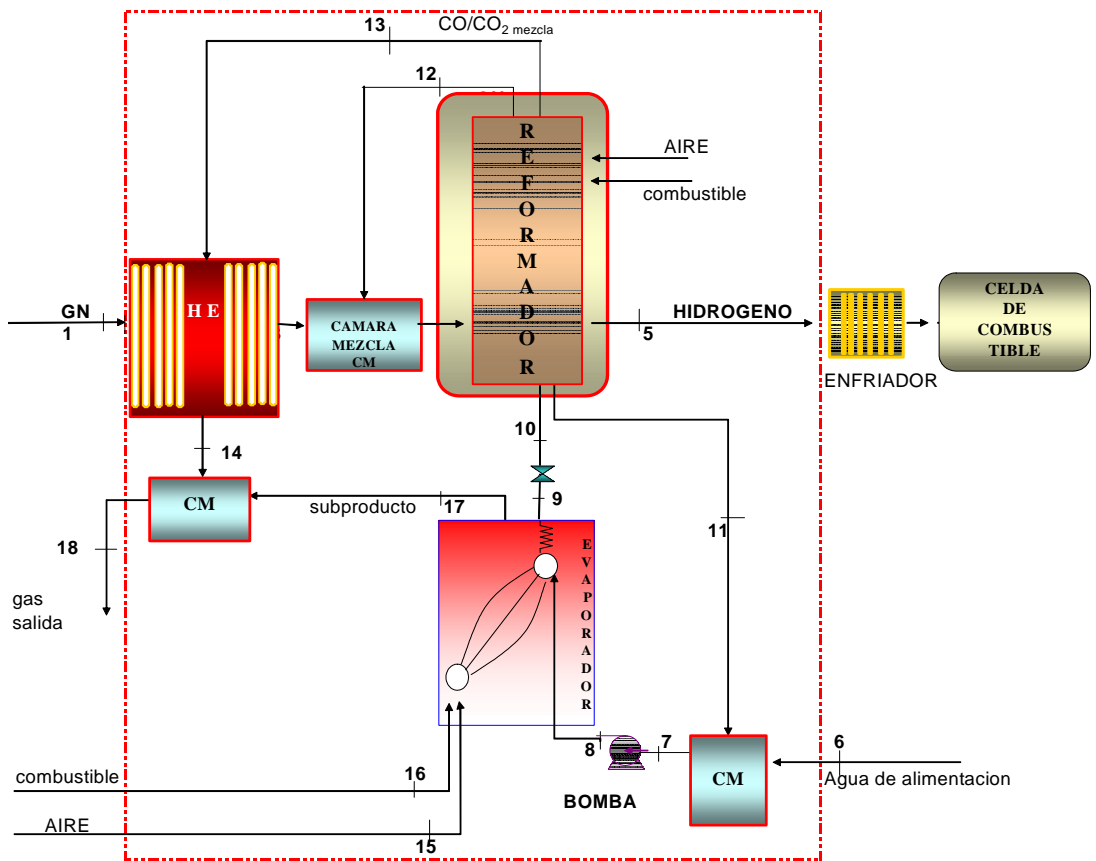


Figura 3 - Esquema del sistema térmico propuesto

En el CLAGTEE2003 (Sosa et al., 2003) se realizó el análisis exergético del proceso de reformado para la temperatura de operación de 800°C, observándose que la eficiencia exergética es del orden del 75% y el grado de destrucción exergética del 25%. Las exergías asociadas a las corrientes de fluidos en el sistema, sus transferencias como así también las correspondientes magnitudes de destrucción de exergía para el presente análisis termoeconómico han sido extraídas del trabajo referido.

4. Análisis termoeconómico

El sistema propuesto requiere del suministro al reformador de gas natural GN precalentado a la temperatura de operación del reformador y de vapor de agua. Esto demanda de la instalación y puesta a punto del reformador propiamente dicho, de un precalentador de GN y de un generador de vapor de agua (caldera). Consideraremos el esquema indicado en la Fig. (4), diagrama simplificado del sistema propuesto en Fig. (4), donde se ha mantenido la numeración de la figura anterior, Fig. (3), para los estados indicados. La inversión en equipamiento se ha considerado la del reformador propiamente dicho, la del generador de vapor o evaporador, considerando la bomba y válvulas necesarias, componentes auxiliares del mismo. En este trabajo no se toman en cuenta el costo de capital incurrido en la compra e instalación de las componentes que disminuirían la exergía destruida como ser cámaras de mezcla, intercambiadores, etc, indicadas en el diagrama global de la Fig. (3). Esto será motivo de futuras investigaciones.

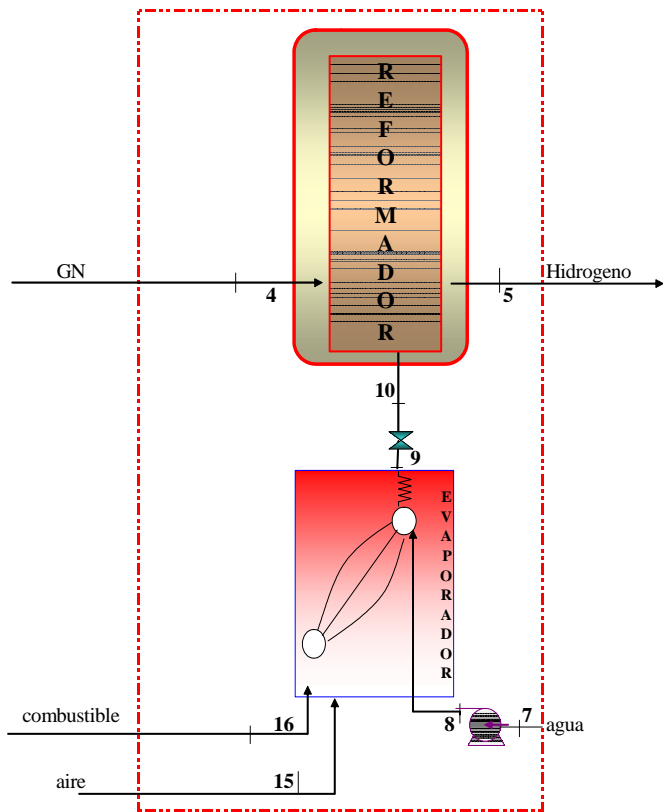


Figura 4 - Esquema simplificado del sistema térmico propuesto

4.1. Costo de producción de hidrógeno

El costo unitario de producción de hidrógeno C_{H_2} involucra la compra e instalación del reformador, su operación y mantenimiento según la Ec. (5)

$$C_{H_2} = C_{INV}^{ref} + C_{OP}^{ref} + C_{MT}^{ref} \quad (u\$s / kWh_{H_2}) \quad (5)$$

4.2.1. Costo de inversión del reformador

El costo de compra e instalación C_{INV}^{ref} está dado por la Ec. (6),

$$C_{INV}^{ref} = \frac{I_{ref} \cdot f}{H_{OP} \cdot E_{H_2}} \quad (u\$s / kWh_{H_2}) \quad (6)$$

donde f es el factor de anualidad en 1/año, I_{ref} el costo de inversión del equipamiento propiamente dicho en u\$, 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.

4.2. Costo de mantenimiento del reformador C_{MT}^{ref}

El costo de mantenimiento está indicado en Ec. (7) y se estimó en un 10% del de inversión del reformador

$$C_{MT}^{ref} = 0,1.C_{INV}^{ref} = 0,1 \cdot \frac{I_{ref} \cdot f}{H_{OP} \cdot \dot{E}_{H_2}} \quad (u\$ / kWh_{H_2}) \quad (7)$$

4.2.1. Costo de operación del reformador C_{OP}^{ref}

El costo de operación C_{OP}^{ref} es debido a los costos de producción de vapor C_{OP}^{vap} , de suministro de gas natural C_{OP}^{GN} y los gastos generados por los operarios afectados a la planta y su operación, de acuerdo a la Ec. (8).

$$C_{OP}^{ref} = C_{OP}^{GN} + C_{OP}^{pers} + C_{OP}^{vap} \quad (u\$ / kWh_{H_2}) \quad (8)$$

El costo operacional 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. (9)

$$C_{OP}^{personal} = \frac{N_{OP} \cdot T_{OP} \cdot P_{OP}}{\dot{E}_{H_2} \cdot H_{OP}} \quad (u\$ / kWh_{H_2}) \quad (9)$$

donde N_{OP} es el número de operarios, T_{OP} es el número de meses al año, H_{OP} el tiempo de operación del equipamiento en horas/año, P_{OP} es el salario (teniendo en cuenta prestaciones) en u\$/empleador y \dot{E}_{H_2} el flujo de energía disponible por el hidrógeno producido en kW.

El costo operacional por suministro de gas natural C_{OP}^{GN} se calcula de acuerdo a la Ec. (10)

$$C_{OP}^{GN} = \frac{C_{GN} \cdot \dot{E}_{GN}}{\dot{E}_{H_2}} \quad (u\$ / kWh_{H_2}) \quad (10)$$

donde C_{GN} es el costo de compra del gas natural en u\$/kWh_{GN}, \dot{E}_{GN} la potencia o flujo de energía disponible en el gas natural en kW_{GN} y \dot{E}_{H_2} a potencia o flujo de energía disponible en el hidrógeno producido en u\$/kWh_{H₂}

La potencia o flujo de energía disponible en el gas natural \dot{E}_{GN} calculado para un caudal \dot{m}_{GN} en m³/s estará dado por Ec. (11)

$$\dot{E}_{GN} = \dot{m}_{GN} h_{GN} \quad (kW_{GN}) \quad (11)$$

donde h_{GN} es la entalpía del combustible definido mediante la Ec. (12)

$$h_{GN} = PCI_{GN} = 35169 \quad (kJ / m^3) \quad (12)$$

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 operacion de vapor C_{OP}^{vap} indicada en la Ec. (13)

$$C_{OP}^{vap} = \frac{C_{vap} \cdot \dot{E}_{vap}}{\dot{E}_{H_2}} \quad (u\$s / kWh_{H_2}) \quad (13)$$

donde C_{vap} es el costo del vapor, \dot{E}_{vap} la potencia o flujo de energía disponible en el vapor en kW_{vap} y \dot{E}_{H_2} a potencia o flujo de energía disponible en el hidrógeno producido en $u\$s / kWh_{H_2}$

La potencia o flujo de energía disponible en el vapor generado en caldera \dot{E}_{vap} en kW_{vap} se calculó con Ec. (14)

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

para el caudal de vapor \dot{m}_{vap} , donde h_{vap} es la entalpía específica del vapor en kJ/kg_{vap} . El costo del vapor C_{vap} indicado por la Ec. (15)

$$C_{vap} = C_{INV}^{cald} + C_{GEN}^{vap} + C_{MT}^{cald} \quad (u\$s / kWh_{vap}) \quad (15)$$

involucra el costo de inversión C_{INV}^{cald} por la instalación de un generador de vapor (caldera y equipos auxiliares), el costo de generación de vapor C_{GEN}^{vap} así como también costos de mantenimiento C_{MT}^{cald} de la caldera.

El costo de inversión C_{INV}^{cald} se calcula a partir de la Ec. (16)

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

y dependerá del capital invertido propiamente dicho I_{cald} en u\$, el tiempo de operación de la misma H_{OP} en horas/año, el factor de anualidad f y \dot{E}_{vapor} la potencia o flujo de energía disponible en el vapor en kW_{vap} .

El costo de generación de vapor en caldera C_{GEN}^{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. Este costo unitario se calcula mediante la ecuación Ec. (17)

$$C_{GEN}^{vap} = \frac{C_{comb} \cdot \dot{E}_{comb}}{\dot{E}_{vapor}} \quad (u\$s/kWh_{vap}) \quad (17)$$

donde \dot{E}_{comb} es la potencia o flujo de energía disponible suministrada por el combustible a ser utilizado en la caldera en kW_{comb} de un caudal \dot{m}_{comb} en kg_{comb}/s , calculada mediante Ec. (18)

$$\dot{E}_{comb} = \dot{m}_{comb} \cdot h_{comb} \quad (kW_{comb}) \quad (18)$$

La entalpía del combustible h_{comb} se calculó a partir del Poder Calorífico Inferior PCI_{comb} del combustible seleccionado mediante la ecuación Ec. (19)

$$h_{comb} = PCI_{comb} \quad (kJ / kg_{comb}) \quad (19)$$

El costo de mantenimiento C_{MT}^{cald} del generador de vapor se estimó en un 10% del costo de inversión de caldera y se calculó de acuerdo a la Ec. (20),

$$C_{MT}^{cald} = 0,1 \cdot C_{INV}^{cald} = 0,1 \cdot \frac{I_{cald} \cdot f}{H_{OP} \cdot \dot{E}_{vapor}} \quad (u\$s / kWh_{vap}) \quad (20)$$

4.2.2. Valores considerados en los cálculos

Como combustible para alimentar a la caldera se han considerado gas natural GN, gas licuado de petróleo GLP y fuel oil FO con valores de poder calorífico inferior PCI_{comb} y costo de compra C_{comb} unitaria dados en la Tab. (1). Cabe señalar que se ha considerado en el calculo 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.

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

Combustible		PCI_{comb} kJ/kg	C_{comb} U\$\$ / Ton
Gas natural	GN	50177	100
Gas licuado de Petróleo	GLP	49455	289
Fuel Oil	FO	40612	50-70

El costo de financiación, costo correspondiente al pago de intereses originados por prestamos otorgados por las instituciones financieras o los fabricantes de equipo para realizar las inversiones del proyecto y para el capital de trabajo, ha sido calculada de acuerdo a la ecuación Ec. (21), donde f es el factor de anualidad en 1/año

$$f = \frac{q^k \cdot (q - 1)}{q^k - 1} \quad (1/año) \quad (21)$$

donde k es el periodo de amortización o Pay-back estimado en 5 años y q esta definido por Ec. (22)

$$q = 1 + \frac{r}{100} \quad (22)$$

siendo r la tasa de crédito anual, evaluada en un 4%, 8% o 12%. En la Tabla (2) se presenta un resumen de los valores considerados en el análisis.

Tabla 2 - Factores considerados en el análisis

Tasa de crédito anual, %	r	4 - 8- 12	Número de operarios	N_{OP}	3
Tiempo de operación, horas/año	H_{OP}	5000 -6000 -7000	Salario, u\$\$ / mes	P_{OP}	200
Factor de anualidad, 1/años	f	0,225 - 0,250 - 0,277	Periodo de amortización, años	k	5
Inversión Reformador, u\$\$		5000	Inversión Caldera, u\$\$		4000

5. Discusión de resultados

En Argentina el costo de compra del gas natural es bajo y existen importantes reservas del combustible. Esto permite que el costo de produccion de hidrogeno in situ a partir de gas natural sea una buena alternativa y facilite la generación descentralizada de energia electrica por medio de caldas de combustible en zonas aisladas, sin conexion a la red de alta tension.

El costo de produccion de hidrogeno se encuentra que es dependiente del costo de compra de gas natural y de combustible para la generacion del en caldera. Dependiendo del precio del combustible, el costo energético de generación de vapor en caldera convencional varia según el rendimiento del equipamiento. Se ha sido estimado utilizando el programa en planilla de cálculo “Costos Generación en Caldera Convencional”, confeccionado por la UID (2001) para este calculo. En la Tabla (2) se presentan los valores del precio de generación de vapor en u\$\$/ton de vapor generado para los tres combustibles seleccionados, gas natural GN, gas licuado de petróleo GLP y fuel oil FO, donde se observan elevados costos para la generación con gas licuado de petróleo.

Tabla 3 - Costo de generación de vapor en U\$\$ / Ton de vapor como función del rendimiento de la caldera convencional para gas natural GN, gas licuado de petróleo GLP y fuel oil FO

Rendimiento de Caldera, %	Precio, u\$\$/ton vapor		
	GN	GLP	FO
90	6,22	18,04	4,64
85	6,58	19,09	4,90
81	6,90	20,03	5,14

Los costos de producción de hidrogeno se indican en la Tab. (4) para los tres combustibles seleccionados para un tiempo de operación de 5000 horas por año.

Tabla 4 - Costo de producción de hidrogeno como función del rendimiento de la caldera convencional para gas natural GN, gas licuado de petróleo GLP y fuel oil FO

Rendimiento de Caldera, %	Precio, u\$\$/kWh		
	GN	LPG	FO
90	0,0906	0,1034	0,0889
85	0,0910	0,1045	0,0891
81	0,0914	0,1055	0,0894

Si bien el costo del fuel oil es notoriamente inferior al del gas natural, el costo de producción de hidrogeno es similar en ambos casos, dada la diferencia de poderes caloríficos entre ambos combustibles. El gas licuado de petróleo presenta un costo de producción mayor.

Corriendo el programa para el número máximo de horas de operación al año, 7000 hs, resulta una disminución del costo de aproximadamente el 10% para los tres combustibles.

Cabe señalar que se considera que la vida útil estimada del equipamiento es de diez años, se ha considerado en este estudio un periodo de amortización de 5 años.

En Argentina existen estudios tendientes a analizar la factibilidad de generación por electrolisis utilizando los fuertes vientos de la zona patagónica. Este método si bien es mas amigable desde el punto de vista ecológico trae aparejado el problema extra del elevado costo de transporte por tuberías hasta los centros de consumo, no siendo en el presente económicamente viable. El costo de producción de hidrogeno por el método de reformado a vapor in situ es menor al del hidrógeno obtenido a través de fuentes renovables, como ser la energía eólica con un costo de aproximadamente 0,26 u\$\$/kWh.

6. Conclusiones

En este trabajo se presentan conclusiones de investigaciones anteriores del proceso de reforma a vapor de gas natural para la obtención de hidrogeno para alimentar a una celda de combustible, donde se ha realizado el análisis termodinámico y propuesto el sistema térmico para el reformador. Se realiza el análisis termoeconómico del mismo, del cual pueden enunciarse las siguientes conclusiones:

- El análisis termoeconómico resulta adecuado para analizar la factibilidad del reformador propuesto.
- La implementación del reformador para alimentar a una celda del tipo PAFC de 200 kW es factible económicamente, si se seleccionan adecuadamente las condiciones operativas del reformador.
- El sistema para la generación de hidrogeno in situ para demandantes de hidrógeno para alimentar a una celda de combustible es una alternativa eficiente.
- A medida que aumenta el rendimiento del generador de vapor aumenta el ahorro de energía primaria y disminuye significativamente el precio de la generación 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 hidrogeno.
- El costo de producción de hidrogeno por reforma a vapor es significativamente menor que el de generación vía electrolisis.

7. Agradecimientos

Los autores agradecen el apoyo financiero otorgado por el CEMIG, Minas Gerais, Brasil y el CNPq - Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico - Brasil.

8. Advertencia de copyright

Los autores son los únicos responsables por el material impreso incluido en este trabajo.

9. Referencias

- Ahmed S. and Krumpelt M., 2001, "Hydrogen from Hydrocarbon Fuels for Fuel Cells", International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 26, pp. 291 - 301.
- Clarke S. H., Dicks A. L., Pointon K., Smith T. and Swann A., 1997, "Catalytic Aspects of the Steam Reforming of Hydrocarbons in Internal Reforming Fuel Cells", Catalysis Today, Vol. 38, pp. 411 - 423.
- Costa, G. J., Oliveira, E. A., 2000, "Produção de Hidrogênio associado à Co-geração: o Uso de Células de Combustível", Monografia de Graduação em Engenharia Mecânica, UNESP, Faculdade de Engenharia, Guaratinguetá.
- Ragonha, Jr. L. F., 2000, "Análise Energética e Econômica de Células de Combustível Comercialmente Disponíveis", Monografia de Graduação em Engenharia Mecânica, UNESP, Faculdade de Engenharia, Guaratinguetá.
- Silveira, J. L., Leal, E. M. e Ragonha, L. F., 2001, "Analysis of a Molten Carbonate Fuel Cell: Cogeneration to produce Electricity and Cold Water", Energy, Vol. 26, pp. 891-904.
- 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, Resistencia, Argentina, Vol. 4, N° II, pp. 07.01 – 07.06.
- Sosa M. I., Silveira J. L. y Fushimi A., 2002, "Thermodynamic Balance in Fuel Cell Hydrogen Production from Natural Gas Reforming", Proceedings of the 9th Brazilian Congress of Engineering and Thermal Sciences ENCIT 2002, Caxambú, Brazil, Paper CIT02-0386, pp.1-12 (CD ROM).
- Sosa M. I., Silveira J. L. y Fushimi A., 2003, "Natural Gas Steam Reforming for Hydrogen Production - An Energetic Approach", Proceedings of the 17th International Congress of Mechanical Engineering COBEM 2003, São Paulo, Brazil, 10-14th November, Paper 0431, pp. 1- 10.
- Sosa M. I., Silveira J. L. y Fushimi A., 2003, "Natural Gas Steam Reforming for Hydrogen Production - An Exergetic Approach", Proceedings of 5th Latin-American Congress of Electricity Generation and Transmission CLAGTEE 2003, São Pedro, Brazil, 16 - 20th November, Paper B-150, pp. 1-10...
- UID-FI-UNLP, 2001, Modulo computacional "Generación de vapor en calderas convencionales", como parte del "Estudio del Sistema Energético del Complejo Industrial de Ensenada de Repsol-YPF", Unidad ejecutora: UID Unidad de Investigación y Desarrollo, "Generación de Energía, Cogeneración, Ciclos Combinados, Uso Racional de la Energía en Sistemas Térmicos", Departamento de Mecánica, FI Facultad de Ingeniería, UNLP Universidad Nacional de La Plata, La Plata, Argentina.

HYDROGEN PRODUCTION FROM NATURAL GAS REFORMING - THERMOECONOMICAL ANALYSIS

Maria Isabel Sosa

UNLP - Universidad Nacional de La Plata - Facultad de Ingeniería
Avda. 1 y 47 , 1900, La Plata, BA, Argentina
misosa@speedy.com.ar

José Luz Silveira

UNESP - Universidade Estadual Paulista - Faculdade de Engenharia - Campus Guaratinguetá - Departamento de Energía
Cx. Postal 205, 12500-000, Guaratinguetá, SP
joseluz@feg.unesp.br

Alberto Fushimi

UNLP - Universidad Nacional de La Plata - Facultad de Ingeniería
Avda. 1 y 47 , 1900, La Plata, BA, Argentina
afushimi@arnet.com.ar

Abstract. *The present work begins reviewing results presented in other congresses concerning the natural gas steam reforming system proposed to obtain hydrogen in order to feed to a fuel cell, where the energetic and exergetic flows, as well as the thermal and exergetic efficiency were calculated. For this system technical feasibility and economical analysis were carried out. Hydrogen generation cost was calculated for the proposed reformer and the economic performance depends on energy prices fluctuations. Results are discussed and conclusions presented.*

Keywords. hydrogen 1, steam reforming 2, technical feasibility 3, optimization 4, fuel cell 5.