

## ANÁLISE DE SISTEMA DE COGERAÇÃO UTILIZANDO CÉLULA DE COMBUSTÍVEL: ESTUDO DE CASOS

**José Luz Silveira** - joseluz@feg.unesp.br

**Elisângela Martins Leal** - elisange@feg.unesp.br

UNESP - Universidade Estadual Paulista, Departamento de Energia

Faculdade de Engenharia - Campus de Guaratinguetá

Cx. Postal 205, 12500-000, Guaratinguetá, SP, Brasil

**Resumo.** *Este trabalho apresenta uma metodologia para o estudo de um sistema de cogeração que utiliza célula de combustível do tipo carbonato fundido associada a um sistema de refrigeração por absorção, para produção simultânea de eletricidade e água gelada, para dois estabelecimentos. Este sistema permite a recuperação de calor residual, disponível entre 600°C e 700°C. Inicialmente são apresentadas algumas informações técnicas sobre os mais difundidos tipos de células de combustível operando como unidades de demonstração no mundo. Posteriormente, efetuam-se análises energética, exergética e econômica, considerando gás natural como combustível, procurando encontrar pontos factíveis para o emprego de sistemas que utilizam células de combustível, nas condições de preços e juros anuais do Brasil. Como conclusão, o sistema de cogeração empregando célula de combustível, pode ser excelente oportunidade para intensificar a produção de energia descentralizada no panorama energético brasileiro, permitindo alta eficiência operacional, redução de impactos ambientais e confiabilidade no fornecimento de energia.*

**Palavras-chave:** *Célula de combustível, cogeração, análise energética-exergética e econômica, estudo de casos.*

### 1. INTRODUÇÃO

Em todo mundo, tornaram-se objetivos prioritários da ciência, engenharia e governos, a necessidade crescente de se economizar energia e buscar novas tecnologias de geração de energia para o futuro, levando-se sempre em consideração os efeitos relacionados com o meio ambiente. A escassez iminente de combustíveis fósseis tem exigido da humanidade o uso racional de energia primária e como conseqüência, novas plantas técnicas têm sido concebidas visando a conservação desta energia. Neste contexto, destacam-se as tecnologias de cogeração, que consistem em técnicas de produção simultânea de eletricidade e calor útil a partir de um único combustível.

Entre os sistemas de cogeração que utilizam tecnologias emergentes, vem-se destacando os que empregam células de combustível, os quais apresentam altos níveis de eficiência e baixos índices de emissões de poluentes quando comparados com outras tecnologias. As células de combustível podem ser definidas como dispositivos eletroquímicos em que a energia química de um combustível é convertida diretamente em eletricidade em corrente contínua. Os tipos mais difundidos em sistemas de cogeração são os que utilizam ácido fosfórico (PAFC), carbonato fundido (MCFC) e óxido sólido (SOFC) como eletrólito.

As células de combustível têm emergido como uma das mais promissoras tecnologias para geração de energia. Com muitas características atrativas, têm sido utilizadas por terem grandes potenciais de mercado conforme demonstrado em vários estudos. Seu princípio de funcionamento consiste em converter a energia livre de Gibbs na oxidação isotérmica de um combustível diretamente em eletricidade. Em princípio, a energia livre de Gibbs pode ser convertida a 100% de eficiência, porém eficiências práticas poderão ser menores pois o sistema rejeitará energia de Gibbs não convertida na forma de calor (Appleby, 1994). São constituídas principalmente por uma matriz eletrolítica íon-condutora entre 2 eletrodos (um combustível - catodo e outro oxidante - anodo).

Desde a invenção da célula de combustível, muitos tipos tem sido desenvolvidos devido ao grande número de variáveis deste sistema. Após a crise energética dos anos 70, as células foram classificadas pelo tipo de eletrólito e temperatura de operação. A Tabela 1 mostra os principais tipos de células de combustível sob o ponto de vista da cogeração.

Tabela 1. Principais tipos de células de combustível sob ponto de vista da cogeração [Leal, 2000].

Tipo de Célula	Eletrólito	Temperatura de Operação	Reagentes
Ácido Fosfórico (PAFC)	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	180-210°C	H <sub>2</sub> de reforma / O <sub>2</sub> (ar)
Carbonato Fundido (MCFC)	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /Li <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	650-700°C	Gás natural / carvão
Óxido Sólido (SOFC)	ZrO <sub>2</sub> /Y <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	900-1100°C	Gás natural / carvão

## 2. CÉLULA DE COMBUSTÍVEL DO TIPO CARBONATO FUNDIDO (MCFC)

As células de combustível do tipo carbonato fundido (MCFC) são consideradas células da segunda geração. Esta tecnologia tem sido extensivamente estudada em várias pesquisas e programas de desenvolvimento. A primeira MCFC foi demonstrada por Broers e Ketelaar na década de 1950 (Selman, 1993). O interesse neste dispositivo se deve a geração de energia elétrica em grande escala. Inclui-se também sua alta eficiência, capacidade de utilizar uma grande variedade de combustíveis, a possibilidade de reforma interna, baixos níveis de emissões de poluentes, entre outros.

Em uma célula de combustível convencional, um combustível orgânico é alimentado em um processador de combustíveis onde passa por um processo de reforma a vapor para produzir uma mistura de H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CO e CO<sub>2</sub>. A reação no processo de reforma a vapor de combustíveis orgânicos é endotérmica, portanto necessita de calor para que a reação se processe. O gás resultante deste processo é, então, o gás de alimentação da célula de combustível. Já em células de combustível com reforma a vapor interna, o processo de reforma ocorre dentro da célula, próximo aos locais eletroquimicamente ativos. Este conceito é factível em células de combustível que operam em altas temperaturas (MCFC e SOFC) devido também a reação ser sustentada pela oxidação anódica do hidrogênio, com a ajuda de um catalisador apropriado.

Neste artigo foi analisada uma célula de combustível tipo carbonato fundido (MCFC) com reforma interna direta a vapor (RID). Este dispositivo utiliza um eletrólito de carbonato (uma mistura de carbonatos alcalinos) e opera a temperaturas de 600°C e 700°C. Um esquema da

MCFC é mostrado na Figura 1. A principal reação anódica, que ocorre dentro da célula, é a oxidação do hidrogênio (Selman, 1993):



A reação global no catodo é a redução do oxigênio e dióxido de carbono (Selman, 1993):



A reação eletroquímica global é a oxidação do hidrogênio em água, com a transferência de dois elétrons do anodo para o catodo.

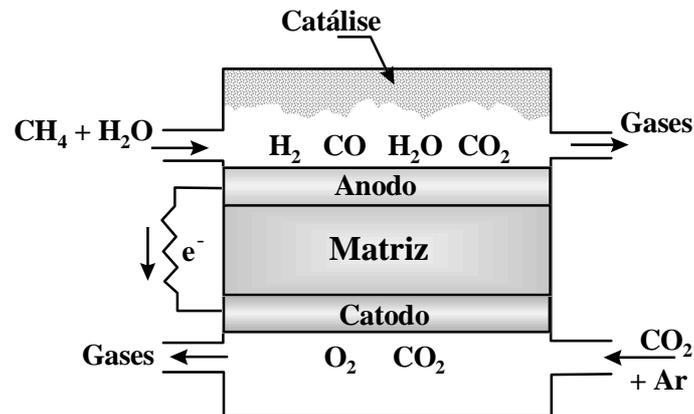


Figura 1 - Esquema de uma célula de combustível do tipo carbonato fundido com reforma interna direta a vapor [Leal, 2000].

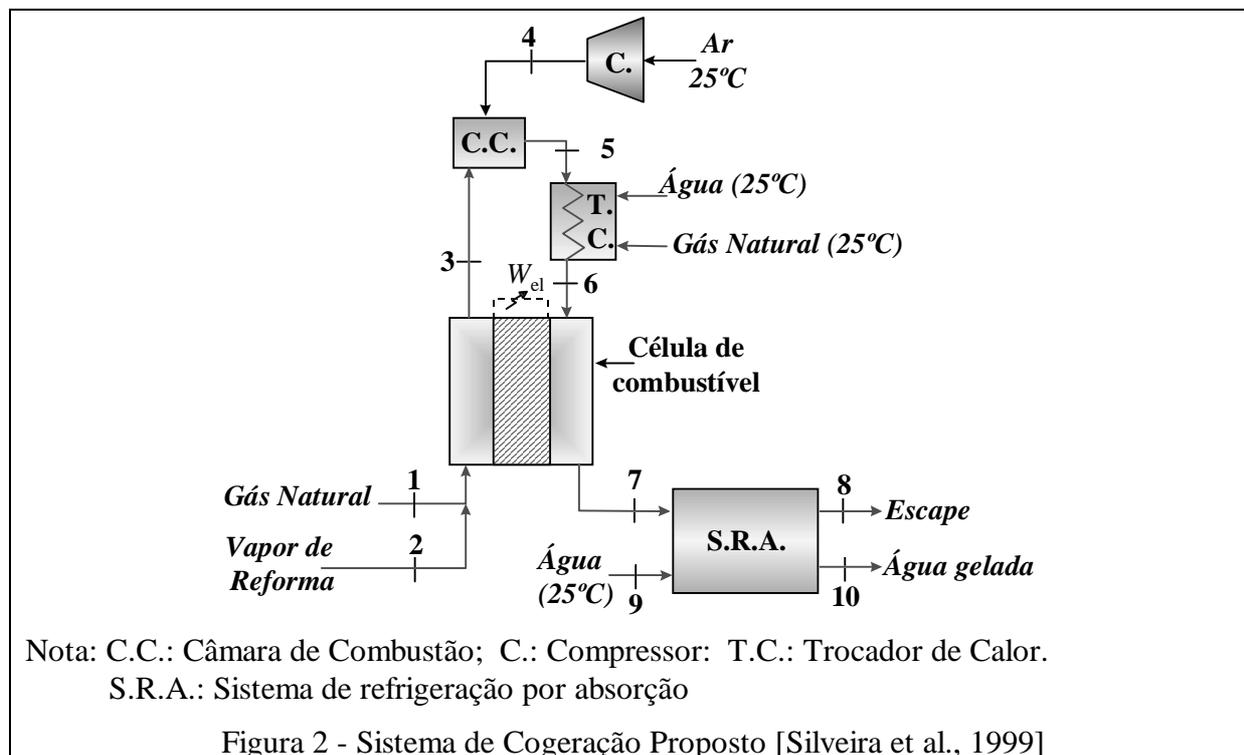
### 3. NECESSIDADES ENERGÉTICAS

O primeiro estabelecimento escolhido para o estudo foi um prédio onde funciona uma microempresa do setor de eletro-eletrônicos. Este possui uma área de 380 m<sup>2</sup>, demandas elétrica de pico e de potência frigorífica média de 165 kW e 76 kW, respectivamente. Este último valor refere-se à produção de água gelada a 7°C necessária ao sistema de ar condicionado do prédio. O segundo estabelecimento escolhido foi um laticínio de médio porte. Este estabelecimento possui demandas elétrica de pico e de potência frigorífica de 2.100 kW e 2.725 kW, respectivamente. Este último valor refere-se à produção de água gelada a 1°C necessária ao funcionamento da câmara frigorífica da unidade.

### 4. O SISTEMA DE COGERAÇÃO PROPOSTO

A escolha do ciclo de cogeração é função das demandas elétrica e térmica do recinto, sendo ainda um fator importante o nível de temperatura desejado para utilização de calor. Um sistema de cogeração pode ser dimensionado para operar em paridade térmica ou elétrica. O sistema de cogeração escolhido para o presente estudo consiste de uma célula de combustível tipo carbonato fundido associada a um sistema de refrigeração por absorção, de modo a atender a produção requerida de eletricidade. A Figura 2 mostra o sistema de cogeração proposto. Na Figura 2, o fluxo 3, que é o fluxo de saída das reações de reforma e anódica, é *principalmente* constituído por: 1,3% vol. de monóxido de carbono, 32,7% vol. de dióxido de carbono, 5% vol. de hidrogênio, 1,1% vol. de metano, 59,7% vol. de água e 0,1% vol. de nitrogênio. O fluxo 5 é o fluxo de saída da reação de combustão dos reagentes do fluxo 3, e é *principalmente* constituído por: 46,5% vol. de nitrogênio, 10,2% vol. de oxigênio, 28% vol. de água e 14,7% vol. de dióxido de carbono. Os componentes em menores proporções, não serão mencionados. O fluxo 6 possui a mesma composição do fluxo 5. O

fluxo 7, que é o fluxo de saída da reação catódica, é *principalmente* constituído por: 58% vol. de nitrogênio, 4,6% vol. de oxigênio, 34,9% vol. de água e 2% vol. de dióxido de carbono. Serão fornecidos apenas estes dados devido a falta de espaço do artigo e ao objetivo deste trabalho. Outros principais parâmetros serão apresentados baseados em algumas situações existentes (Kuehn, 1994; Lloyd et al, 1994; Penner and Icerman, 1975). As condições dos componentes na entrada da RID-MCFC segue de acordo com Braun et al. (1996). Quando necessário, informações suplementares serão introduzidas para procedimento de cálculo.



## 5. REFORMA A VAPOR DO GÁS NATURAL

De acordo com Gardner (1997), a oxidação eletroquímica de um hidrocarboneto combustível não é, ainda, uma opção prática. Muitas reações químicas, competindo com a oxidação eletroquímica, ocorrem mais facilmente. Algumas destas reações conduzem à formação de carbono não desejado e resulta em danos tais como envenenamento catalítico, obstrução a passagem de gás, entre outros. Vapor é adicionado ao hidrocarboneto combustível para prevenir a formação de carbono. Dependendo da natureza catalítica do eletrodo, vapor reagirá com o combustível formando  $H_2$ ,  $CO$  e  $CO_2$  em células de combustível de alta temperatura, sem a necessidade de haver um reformador externo a célula.

As reações químicas envolvidas na reforma a vapor do gás natural (composição indicada na Tabela 3) são:



sendo a equação (5) a reação de simples troca água-gás.

Na reforma do vapor são necessárias temperaturas entre  $500^\circ C$  e  $750^\circ C$ . A temperaturas menores, a reação reversa (metanação) é mais favorável termodinamicamente. Pela diversidade de componentes apresentados na Tabela 3, outras reações químicas também

ocorrem; as mais relevantes são as reações de quebra com hidrogênio dos hidrocarbonetos. Ou seja:

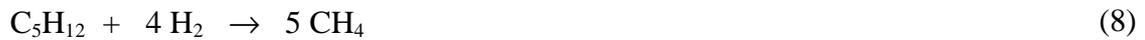
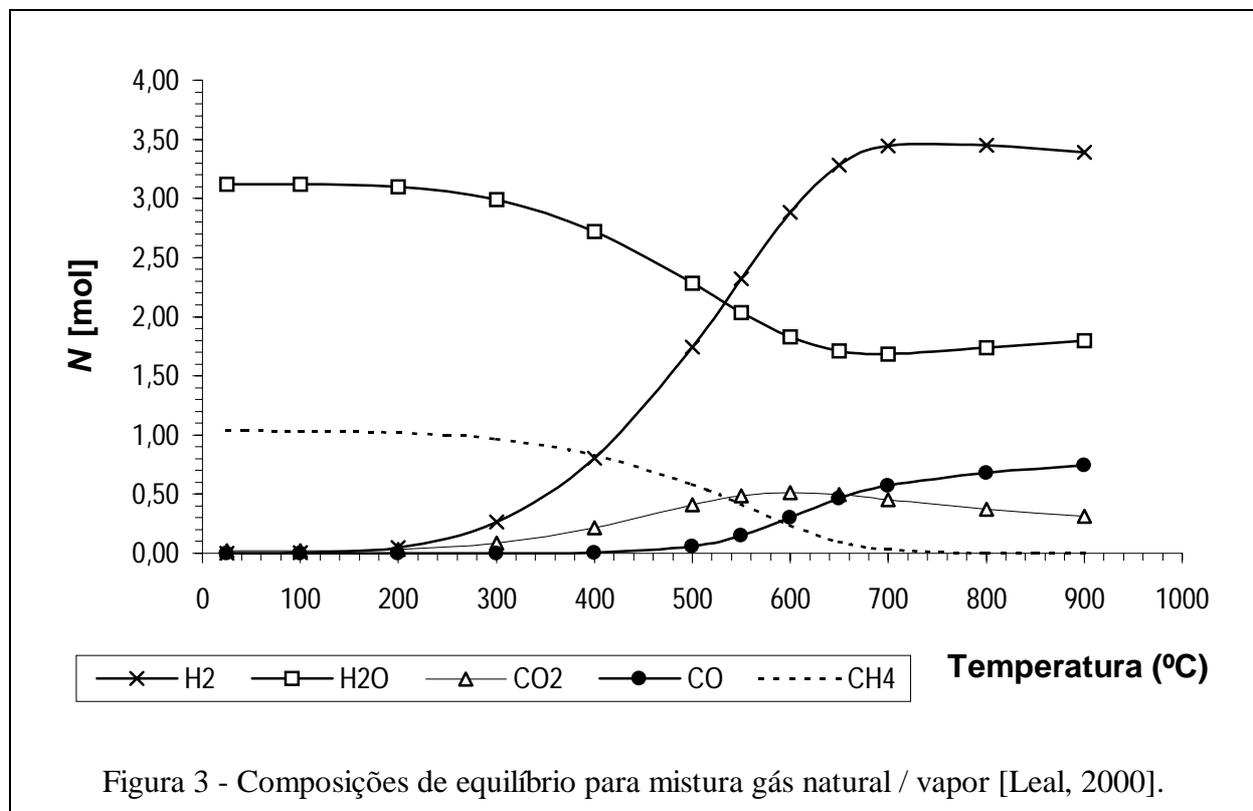


Tabela 3. Composição do Gás Natural (Tuna & Silveira, 1999)

Componente	%vol.	%mas.	PCI [kJ/kg]
CH <sub>4</sub>	89,35	80,92	50.000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,03	13,64	47.525
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,78	1,94	46.390
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07	0,23	45.775
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,01	0,04	45.400
CO <sub>2</sub>	0,48	1,20	----
N <sub>2</sub>	1,28	2,03	----
Total	100,00	100,00	47.966

A conversão do metano no processo de reforma a vapor é favorecida pelo aumento da razão vapor/carbono. Este parâmetro é usualmente expresso como a razão molar entre a quantidade de átomos de carbono presente no combustível e o vapor de reforma (Selman, 1993). A Figura 3 mostra as composições de equilíbrio para uma razão vapor/carbono de 3,0 (Appleby, 1993), no processo de reforma a vapor de 1 mol de gás natural (Tabela 3) .



## 6. ANÁLISE TERMODINÂMICA

A célula de combustível é um dispositivo que opera em sistema aberto. Estas produzem trabalho elétrico através de uma reação química *controlada*. Quando um sistema envolve o consumo de reagentes ou formação de produtos, um balanço sobre o meio reacional é necessário. O balanço de cada espécie química no sistema será (Dunbar et al., 1991):

$$\sum_{\text{out}} N_j = \sum_{\text{in}} N_j + N_p \quad (9)$$

sendo:  $N_j$  a razão de fluxo molar do componente  $j$  e  $N_p$ , o fluxo dos produtos da reação [kmol/s].

A primeira lei aplicada a cada subsistema pode ser escrita como (Dunbar et al., 1991):

$$\sum_{\text{in}} E_i + Q = \sum_{\text{out}} E_i + W \quad (10)$$

sendo:  $E_i$  a energia do fluxo  $i$ ,  $Q$  a taxa de transferência de calor e  $W$  o trabalho [kW].

Assumindo o comportamento de gás-ideal, as entalpias molares de cada componente ( $h_j$ ) podem ser obtidas a partir de (Dunbar et al., 1991):

$$E_i = \sum_j N_{ij} h_j \quad (11)$$

sendo:

$$h_j = h_j^0 + \int_{T_0}^T C_{p_j} dT \quad (12)$$

A entropia pode ser calculada como (Dunbar et al., 1991):

$$s_j = s_j^0 + \int_{T_0}^T C_{p_j} (dT/T) - R \ln(P_j/P_0) \quad (13)$$

$C_p$  é o calor específico molar [kJ/kmol.K],  $T$  é a temperatura [K],  $P$  é a pressão [MPa] e  $R$  é a constante universal dos gases [kJ/kmol.K].

Energia é uma quantidade conservada. Porém, quando energia é convertida a partir de uma determinada forma para outra, a capacidade de produzir trabalho é irreversivelmente perdida. O conceito de exergia permite calcular perdas termodinâmicas e classificar a verdadeira transformação das diferentes formas de energia (Bedringås et al, 1997). Exergia pode ser definida como o máximo trabalho que pode ser obtido a partir de uma dada forma de energia utilizando os parâmetros do meio ambiente como estado de referência. Um dos principais usos deste conceito está no balanço exergético, que pode ser consultado como uma “contagem da degradação da energia”. Esta “degradação” é equivalente a destruição irreversível de exergia em processos reais. Um processo real produz menor potência que a calculada no processo ideal. Esta medida da “ineficiência” de um processo real é chamada irreversibilidade.

Na ausência de efeitos magnéticos, elétricos e nucleares, desprezando-se as mudanças nas exergias cinética e potencial, a exergia de um fluxo  $i$ , em geral, é dada por (Utgikar et al, 1995):

$$ex_i = ex_{TM,i} + ex_{CH,i} \quad (14)$$

sendo:  $ex_{TM,i}$ , a exergia termomecânica do fluxo  $i$ , que é dada por (Utgikar et al, 1995):

$$ex_{TM,i} = (h_j - h_j^0) - T_0 (s_j - s_j^0) \quad (15)$$

e  $ex_{CH,i}$ , a exergia química do fluxo  $i$ , que pode ser escrita como (Utgikar et al, 1995):

$$ex_{CH,i} = h_j(T_0) - T_0 s_j(T_0, P_0) + RT_0 \ln \chi_i - \mu_j^0 \quad (16)$$

sendo:  $\chi_j$  e  $\mu_j^0$ , a fração molar e o potencial químico padrão de cada componente na mistura, respectivamente.

Finalmente, a exergia total de um fluxo  $i$ , consistindo-se de  $n$  espécies, é dada por (Utgikar et al, 1995):

$$Ex_i = N_i \sum_j \chi_{ij} ex_{ij} \quad (17)$$

A irreversibilidade pode ser dada como:

$$I = \sum Ex_{entra} - \sum Ex_{sai} \quad (18)$$

Para o estado de referência, foram utilizados os valores de temperatura de 298 K (25°C) e pressão de 0,101 MPa (1 atm). Foi admitido a atmosfera como sendo uma mistura de gases ideais com a composição mostrada na Tabela 2. (Bedringås et al, 1997).

Tabela 2. Fração molar e exergia química específica dos componentes no ar atmosférico (Bedringås et al, 1997).

Componente	Fração Molar ( $\chi_i$ )	Exergia Química (kJ/kmol)
N <sub>2</sub>	0,7567	691,1
O <sub>2</sub>	0,2035	3.946,7
H <sub>2</sub> O	0,0303	8.667,9
CO <sub>2</sub>	0,0003	20.108,5
Ar	0,0092	11.622,6

A eficiência global do sistema ( $\eta_G$ ) pode ser definida como a razão entre toda energia útil extraída do sistema (elétrica e calor útil) e a energia suprida pelo combustível. Ou seja (Utgikar et al., 1995):

$$\eta_G = \eta_{el} + \eta_c = \frac{W_{el} + E_c}{E_{comb}} \quad (19)$$

sendo:  $\eta_{el}$  a eficiência elétrica e  $\eta_c$  a eficiência de recuperação de calor.

A eficiência de segunda lei ( $\eta_{II}$ ), aplicada em cada componente do sistema, pode ser definida como a razão entre a exergia útil ( $Ex_{util}$ ) e a exergia total suprida ( $Ex_S$ ). Ou seja (Utgikar et al., 1995):

$$\eta_{II} = \frac{Ex_{util}}{Ex_S} \quad (20)$$

## 7. ANÁLISE ECONÔMICA

A viabilidade econômica da instalação de um sistema de cogeração depende que o custo de produção de eletricidade (ou energia mecânica) seja menor que os custos suplementares em relação aos sistemas convencionais de atendimento. As experiências internacionais mostram que a tendência do crescimento da tarifas de energia elétrica encoraja a instalação de sistemas de cogeração de baixo custo de instalação e manutenção. A existência de um local conveniente para a instalação da unidade e a disponibilidade de combustíveis mais baratos asseguram a redução do custo da instalação e operação da unidade (Silveira, 1994)

Os custos de produção de energia elétrica ( $C_{EL}$ ) e potência frigorífica ( $C_{PF}$ ) podem ser determinados pelas seguintes equações (Silveira, 1994):

$$C_{EL} = \frac{I_{FC} \cdot f}{H \cdot E_p} + \frac{C_{comb} \cdot [E_{comb} - E_c - (Per / 2)]}{E_p} + CM_{SC} \quad (21)$$

$$C_{PF} = \frac{I_{SRA} \cdot f}{H \cdot P_f} + \frac{C_{comb}}{P_f} \cdot [E_c + (Per / 2)] + CM_{SRA} \quad (22)$$

$$Per = E_{comb} + E_p + E_c \quad (23)$$

sendo: I, o custo de investimento (subscrito FC: em célula de combustível e SRA: em sistema de refrigeração por absorção) [US\$/kW], f, o fator de anuidade [1/ano], H, o período de utilização [h/ano],  $E_p$ , a eletricidade produzida [kW],  $C_{comb}$ , o custo do combustível [US\$/kWh],  $E_{comb}$ , a potência fornecida pelo combustível [kW],  $E_c$ , o calor efetivamente recuperado [kW], Per, as perdas energéticas no sistema de cogeração [kW],  $P_f$  a potência frigorífica [kW] e CM o custo de manutenção dos equipamentos [US\$/kWh].

Os ganhos anuais devido a produção de eletricidade ( $GP_{EL}$ ) e a produção de água gelada ( $GP_{PF}$ ) instalação do sistema proposto podem ser determinados por (Silveira, 1994):

$$GP_{EL} = E_R \cdot H \cdot (P_{el} - C_{EL}) + (E_p - E_R) \cdot H \cdot (PV_{EL} - C_{EL}) \quad (24)$$

$$GP_{PF} = P_f \cdot H \cdot (PE_{PF} - C_{PF}) \quad (25)$$

sendo:  $E_R$ , a eletricidade requerida no estabelecimento [kW],  $P_{el}$ , o preço do compra de eletricidade da rede [US\$/kWh],  $PV_{EL}$ , o preço de venda de excedente (se houver) de eletricidade [kW] e  $PE_{PF}$ , o preço equivalente de água gelada em sistema de refrigeração elétrico [US\$/kWh].

A receita anual esperada (R) é a soma dos ganhos ou benefícios anuais do sistema. Ou seja (Silveira, 1994):

$$R = GP_{EL} + GP_{PF} \quad (26)$$

## 8. RESULTADOS

As seguintes considerações foram feitas para a análise termodinâmica pretendida:

- Um valor de eficiência isoentrópica do compressor de 78% (Silveira, 1994);
- Um valor de 75% de utilização do gás no anodo (Selman, 1993).
- Um valor de 0,65 para o coeficiente de performance (COP) do sistema de refrigeração por absorção (Petbow, 1991).
- Uma temperatura média de funcionamento da célula de combustível de 650°C (Dunbar et al., 1991).

A Tabela 4 mostra o fluxo mássico ( $m_{caso1}$ ) para o caso da microempresa e o fluxo mássico ( $m_{caso2}$ ) para o caso do laticínio, temperatura (T), entalpia (h) e entropia (s), para os pontos indicados na Figura 2.

Tabela 4. Dados para os pontos na Figura 2.

Pontos	$m_{caso1}$ (kg/s)	$m_{caso2}$ (kg/s)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1	0,0096	0,122	530	3.101,62	13,33
2	0,032	0,403	530	3.552,00	8,91
3	0,128	1,633	650	2.108,46	14,01
4	0,209	2,660	260	620,12	7,43
5	0,337	4,293	1200	2.039,70	9,71
6	0,337	4,293	650	1.189,26	8,97
7	0,250	3,185	650	1.267,65	9,60
8	0,250	3,185	150	554,59	8,50
9	1,537	14,674	25	104,87	0,37
10	1,537	14,674	7 / 1	29,38 / 4,26	0,11 / 0,015

As Tabelas 5 e 6, indicam os parâmetros de performance energética para o sistema de cogeração proposto para a microempresa e o laticínio, respectivamente. As Tabelas 7 e 8 mostram os parâmetros de performance exergética do sistema para os dois estabelecimentos.

Tabela 5. Performance energética do sistema (microempresa)

Energia elétrica produzida[kW]	<b>230,1 *</b>
Energia térmica recuperada [kW]	<b>178,5</b>
Fornecimento de energia do combustível [kW]	<b>470,1</b>
Eficiência de produção de eletricidade [%]	<b>48,95</b>
Eficiência de produção de calor útil [%]	<b>37,96</b>
Eficiência Global [%]	<b>86,91</b>

\* incluindo o trabalho do compressor

Tabela 6. Performance energética do sistema (laticínio)

Energia elétrica produzida[kW]	<b>2.928 *</b>
Energia térmica recuperada [kW]	<b>2.271</b>
Fornecimento de energia do combustível [kW]	<b>5.983</b>
Eficiência de produção de eletricidade [%]	<b>48,9</b>
Eficiência de produção de calor útil [%]	<b>38,0</b>
Eficiência Global [%]	<b>86,9</b>

\* incluindo o trabalho do compressor

Tabela 7. Performance exergética do sistema (microempresa)

Componentes	$\sum Ex_{entra}$ [kW]	$\sum Ex_{sai}$ [kW]	I [kW]	$\eta_{II}$
Compressor	78,09	40,53	37,56	0,52
Câmara de Combustão	575,98	383,13	192,85	0,67
S.R.A.	127,00	32,74	94,26	0,26
Trocador de Calor	852,88	684,74	168,15	0,80
Célula de Combustível	513,70	230,11	283,59	0,45

Obs.: S.R.A.: Sistema de Refrigeração por absorção.

Tabela 8. Performance exergética do sistema (laticínio)

Componentes	$\sum Ex_{entra}$ [kW]	$\sum Ex_{sai}$ [kW]	I [kW]	$\eta_{II}$
Compressor	993,90	515,86	478,04	0,52
Câmara de Combustão	7330,72	4875,20	2455,51	0,67
S.R.A.	1616,35	456,49	1159,87	0,28
Trocador de Calor	10853,86	8714,39	2139,47	0,80
Célula de Combustível	6538,05	2928,70	3609,35	0,45

Obs.: S.R.A.: Sistema de Refrigeração por absorção.

Os parâmetros de performance energética e exergética mostrados nas Tabelas 5, 6, 7 e 8, ressaltam a importância em analisar os fluxos energéticos e exergéticos do sistema. A célula de combustível possui uma eficiência de produção de eletricidade próxima à eficiência de segunda lei do dispositivo, o que destaca que, a energia na entrada do dispositivo tem valor próximo a exergia de entrada deste. A identificação das perdas diferencia os balanços energético e exergético. Enquanto que as perdas energéticas foram, principalmente, observadas nos gases de exaustão, as maiores perdas exergéticas do sistema foram devidas à

destruição irreversível na câmara de combustão e no sistema de refrigeração por absorção. Estas irreversibilidades estão associadas à máxima temperatura atingida pelos produtos, no caso da câmara de combustão.

A Figura 4 mostra a receita anual esperada em função do período de amortização de capital, para a microempresa e o laticínio, para valores de investimentos em células de combustível entre 1.000 US\$/kW e 2.500 US\$/kW (Lloyd, 1994) e 200 US\$/kW (Silveira & Gomes, 1999) para o sistema de refrigeração por absorção. Para a análise econômica foram considerados: um período de utilização de 7.000 h/ano; um valor de 0,011 US\$/kWh para o custo do combustível, um valor de 0,008 US\$/ano para o custo de manutenção no sistema de refrigeração por absorção (Pantalena, 1997), um valor de 0,020 US\$/ano para o custo de manutenção no sistema de cogeração (Silveira & Gomes, 1999) e 0,090 US\$/kWh para o preço da eletricidade comprada da rede local (Tuna & Silveira, 1999). Observa-se que, na Figura 4, que apesar de o custo para instalação do sistema de cogeração no laticínio ser muito maior que na microempresa, o tempo de retorno é um pouco menor e os ganhos anuais também são maiores.

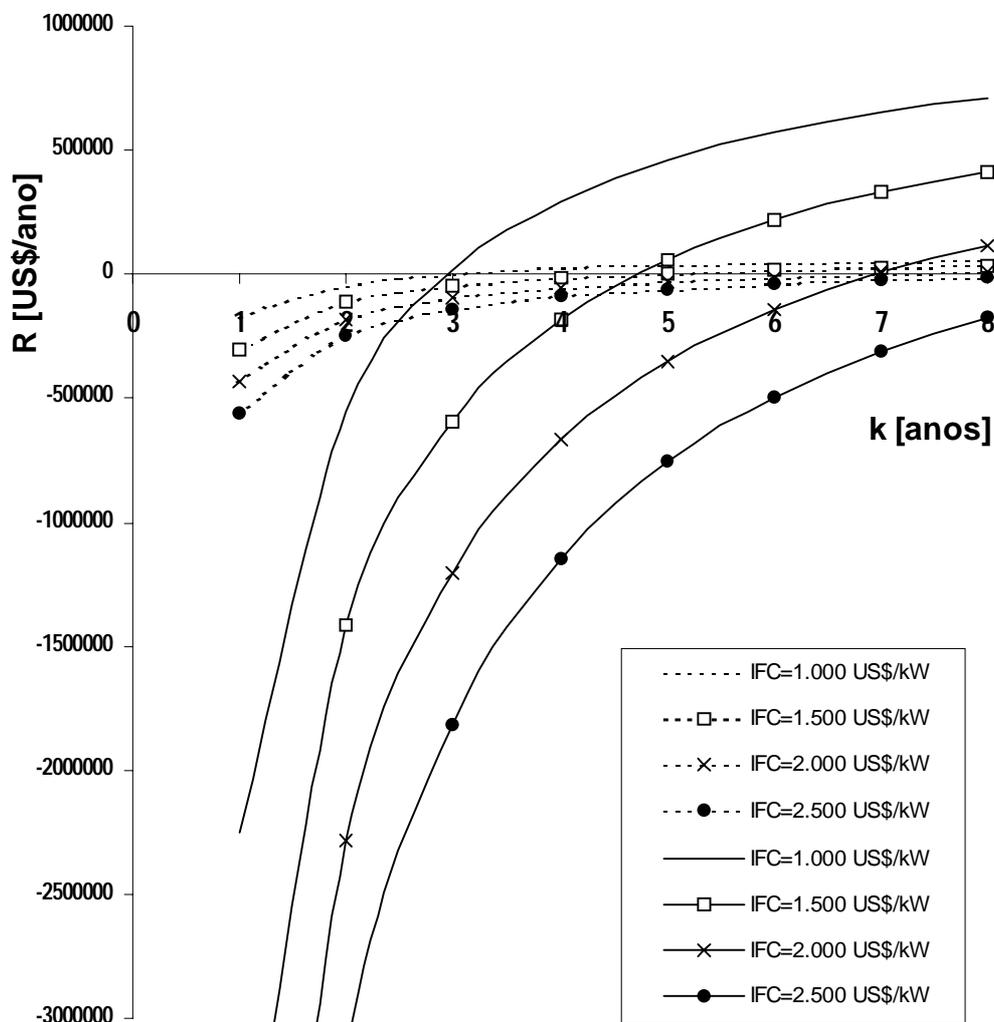


Figura 4 - Receita anual esperada em função do período de amortização de capital para o laticínio (linha contínua) e a microempresa (linha tracejada)

## 9. CONCLUSÃO

Sistemas de cogeração empregando célula de combustível têm sido desenvolvidos e aplicados com sucesso em todo o mundo. Em princípio, pode-se obter alta eficiência de conversão (não limitada pela eficiência de Carnot) da oxidação isotérmica do combustível. Para células atualmente disponíveis, não é possível converter toda energia contida em um combustível. A utilização eletroquímica dos combustíveis pode atingir valores máximos de 85%. Além disso, para evitar a formação de carbono, vapor é adicionado ao fluxo de entrada do combustível. Este processo juntamente com o acúmulo de produtos de reação, dilui o potencial químico do combustível, diminuindo a produção de trabalho elétrico.

Em unidades geradoras de energia convencionais, o processo de combustão converte a energia química disponível no combustível em energia térmica (para depois transformá-la em energia elétrica). Este processo é limitado pela eficiência de Carnot. Em primeira instância, células de combustível convertem a energia química (ou energia livre de Gibbs) diretamente em trabalho elétrico, portanto, pode-se esperar altas eficiências de conversão destas.

Em relação à análise termodinâmica apresentada neste trabalho, os resultados mostraram que, para o caso da microempresa do setor de eletro-eletrônicos verificou-se um excedente de potência frigorífica, o que não foi constatado no caso do laticínio de médio porte, que apresentou um déficit neste parâmetro.

Finalmente, em relação à análise econômica, os resultados mostraram que o sistema célula de combustível é viável economicamente para valores de investimento em células de combustível entre 1.000 US\$/kW e 1.500 US\$/kW. Verificou-se também que, apesar do custo de investimento em célula de combustível ser muito maior para o laticínio, os ganhos devido a instalação do sistema de cogeração é muito maior que para a microempresa.

O crescente aumento da demanda de energia elétrica no Brasil implica em grandes impactos ambientais ocasionados pela construção de grandes centrais geradoras de energia. As células de combustível vem surgindo como uma modalidade tecnológica de geração de energia que está sob pesquisa intensiva e representa a produção de energia limpa com alta eficiência, necessitando de uma maior divulgação no país, assim como um maior apoio fiscal e financeiro para implantação e manutenção destes sistemas.

## 10. AGRADECIMENTOS

Os autores desejam expressar seu reconhecimento ao apoio financeiro da FAPESP (Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo).

## 11. REFERÊNCIAS

- Appleby, A. J., 1993, *Characteristics of Fuel Cell Systems*, Fuel Cell Systems, Plenum Press, New York.
- Appleby, A. J., 1994, Fuel Cell electrolytes: evolution, properties and future prospects. *Journal of Power Sources*, Vol. 49, pp.15-34.
- Bedringås, K. W.; Ertesvåg, I. S.; Byggstøyl, S. and Magnussen, B. F., 1997, Exergy Analysis of Solid-Oxide Fuel-Cell (SOFC) Systems, *Energy*, Vol. 22, pp.403-412.
- Braun, R.J., Gaggioli, R.A. and Dunbar, W.R., 1996, Improvements of a Molten Carbonate Fuel Cell Power Plant via Exergy Analysis, *Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division*, pp.321-331.
- Dunbar, W.R., Lior, N., Gaggioli, R.A., 1991, Combining Fuel Cells with Fuel-Fired Power Plants for Improved Exergy Efficiency, *Energy*, Vol. 16, n.º10, pp. 1259-1274.
- Gardner, F.J., 1996, Thermodynamics Process in Solid Oxide and other Fuel Cells. *Proceedings of the*

- Institution of Mechanical Engineers - Journal of Power and Energy, Vol. 211, pp.367-380.
- Kuehn, S. E., 1994, Fuel Cells near commercial reality. Power Engineering International, Vol. 2, pp. 37-41.
- Leal, E. M., 2000, Análise Técnico-econômica de Sistemas de Co-geração utilizando Células de Combustível: Estudo de Casos, Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá.
- Lloyd, A. C., Leonard, J. H. and George, R., 1994, Fuel Cells and Air quality: A California Perspective. Journal of Power Sources, Vol. 49, pp. 209-226.
- Pantalena, A., 1997, Cogeração para Laticínios de Pequeno e Médio Portes, Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá.
- Penner, S.S. and Icerman, L., 1975, Non-Nuclear Energy Technologies. Energy, Vol.II, one of three-volume set of Lecture Notes, pp. 121-290.
- Petbow Generating Seta, 1991, CHP - Combined Heat and Power. Petbow Installation Recommendations, Section F, p. 8, London.
- Selman, J.R., 1993, Research, Development and Demonstration of Molten Carbonate Fuel Cell Systems. In: Blomen, L.J.M.J. and Mugerwa, M.N. (Eds.) Fuel Cell Systems. 1 ed., New York: Plenum Press, Cap.9, p.345-463.
- Silveira, J. L., 1994, Cogeração disseminada para pequenos usuários: Estudo de casos para o Setor Terciário, Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.
- Silveira J.L., Leal E.M. and Ragonha, L.F., 1999, Estudo termoeconômico da implantação de um sistema de cogeração utilizando célula de combustível, Actas do IV Congresso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica CIDIM'99, pp. 45-51.
- Silveira, J. L., Gomes, L.A., 1999, Fuel Cell Cogeneration System: Technoeconomic Analysis. Renewable & Sustainable Energy Reviews. vol.3, pp.233-242.
- Tuna, C.E. and Silveira, J.L., 1999, Thermoeconomic Analysis Method for Optimization of Combined Heat and Power Systems. Proceedings of 5th ASME/JSME Thermal Engineering Joint Conference, pp. 1-6 (CD-ROM).
- Utgiakar, P.S. and Prasada Rao, P.J., 1995, Thermoeconomic analysis of gas turbine cogeneration plant - a case study, Journal of Power and Energy. Part A.

#### **ANALYSIS OF COGENERATION SYSTEM USING FUEL CELL: CASES STUDY**

**Abstract.** *In this paper, a methodology for the study of a molten carbonate fuel cell cogeneration system associated to an absorption refrigeration system, for the electricity and cold water production, and applied to two establishments, is presented. This system permits the recovery of waste heat, available between 600°C e 700°C. Initially, some technical information about the most diffusing types of the fuel cell demonstration in the world are presented. In the next step, an energetic, exergetic and economic analysis are carry out, seeking the use of fuel cells, in donditions of prices and interest of Brazil. In conclusion, the fuel cell cogeneration system may have an excellent opportunity to streghthen the decentralized energy production in the Brazilian energy scene.*

**Keywords:** *Fuel Cell, Cogeneration, Energetic-exergetic and Economic Analysis, Cases Study*