

200kW 인산형 연료전지 발전시스템의 엑서지-열경제학적 해석

전진석* · 곽호영** · 이현수*** · 최동수* · 박달령* · 조영아*

Exergetic and Thermo-economic Analysis of a 200kW Phosphoric Acid Fuel Cell Plant

J. Jeon, H. Kwak, H. Lee, D. Choi, D. Park and Y. Cho

Key Words : Exergy(엑서지), Fuel Cell(연료전지), PAFC(인산형 연료전지), Thermo-economic Analysis (열경제학 해석)

Abstract

Exergetic and thermo-economic analysis were performed for a 200kW Phosphoric Acid Fuel Cell(PAFC) plant which offers many advantage for cogeneration in the aspect of high electrical efficiency and low emission. This analytical study was based on the data obtained by in-field measurement of PC25 fuel cell plant to find whether this system is viable economically. For 100% load condition, the electrical efficiency and the unit cost of electricity are about 45% and 0.032 \$/kWh respectively, which turn out to be much better than those for the 1000kW gas turbine cogeneration plant. Further, at lower loads, the unit costs of electricity and hot water increase slightly and consequently more economic operation is possible at any loads..

1. 서론

엑서지 해석을 통해서 에너지 시스템의 각 구성기에서 발생하는 손실뿐만 아니라 시스템의 성능도 예측할 수 있으며, 열경제학적 해석으로는 생산물의 단위비용과, 시스템 구성기에서의 엔트로피 생성에 의한 손실비용을 계산할 수 있다. 따라서 엑서지 및 열경제학적 해석으로 에너지 시스템의 경제적 평가가 가능하다. 연료전지 시스템의 장점중 하나는, 비록 연료인 천연가스의 화학 엑서지의 40%만이 연료전지 스택에서 전기를 생산하는데 쓰이고, 시스템 수명이 짧지만, 가스버너에서 연소과정중 필연적으로 생성되는 상당한 양

의 엔트로피가 흡열반응이 일어나는 개질기에서 흡수되어 연소과정중 발생하는 엔트로피 생성을 감소할 수 있다는 것과 공해물질의 배출을 상당히 감소시킬 수 있다는 점이다[2].

본 연구에서는 발전효율이 높고 공해물질 배출이 적어 열병합 발전에 유리한 200kW 인산형 연료전지(PAFC, Phosphoric Acid Fuel Cell) 발전시스템에 대하여 엑서지 및 열경제학적 해석을 하므로써 시스템이 얼마나 경제성을 갖는지를 평가하고자 하였다. 이 시스템 해석은 한국가스공사 연구개발원에 설치, 운전되었던 미국 ONSI 사 제품인 PC25의 실제 운전 데이터를 이용하여 질량, 에너지 보존법칙 및 엑서지 수지식에 근거하여 수행되었다.

* 한국가스공사 연구개발원

** 중앙대

*** 중앙대 대학원

본 해석에는 Oh 등[14]에 의해 개발된 엑서지

균형식과 이를 바탕으로하여 Kim 등[9]에 의해 개발된 비용균형식이 사용되었다. 물성치의 계산은 기체의 경우 Gordon 과 McBride[5]의 다항식을 사용하였고, 물과 증기에 대해서는 JSME[7]에서 제시된 식을 사용하였다. 또한 탄화수소 연료의 경우는 Benedict-Webb-Rubin 의 상태방정식[1]을 사용하였다. 대상 시스템의 엑서지 흐름[8]에 대한 비용균형식을 유도하기 위해 연료전지 시스템의 기능(계통)에 따라서 구성기기를 재배치하여 모델링하였으며, 성능 및 생성물의 단위비용을 여러가지 부하조건에서 계산하였다.

100% 부하조건에서 PAFC 시스템의 전기효율은 약 45%정도가 되는데, 이는 1000kW 가스터빈 열병합 발전시스템[9]에 비하여 상당히 높은 것으로 나타났다. 결과적으로 연료단가를 0.018\$/kWh 로 가정했을 때, 전력단가는 다른 어떤 발전시스템보다 싼 0.032\$/kWh 로 경제적으로 다른 열병합 발전시스템과 비교할 때 경쟁력이 있음을 알 수 있었다.

2. MOPSA(Modified Productive Structure Analysis)방법에 의한 비용균형식

열시스템의 어떤 구성기기에든 적용할 수 있는 일반적인 엑서지 균형식은 열역학 제 1 법칙과 제 2 법칙으로부터 구할 수 있다[14]. 열전달에 의한 엑서지 손실을 설명하기 위해, 비 단열 구성기기에 대한 엑서지 균형식을 수정한 엑서지 균형식은 다음과 같다.

$$\begin{aligned} \dot{E}_x^F + \dot{E}_x^{CHE} + \left(\sum_{input} \dot{E}_{x,i}^{BQ} - \sum_{output} \dot{E}_{x,j}^{BQ} \right) + \left(\sum_{inlet} \dot{E}_{x,i} - \sum_{outlet} \dot{E}_{x,j} \right) \\ + T_o \left(\sum_{inlet} \dot{S}_i - \sum_{outlet} \dot{S}_j + \dot{Q}_{cv}/T \right) = \dot{E}^w \end{aligned} \quad (1)$$

식 (1)의 \dot{E}_x^F 는 플랜트내 연료의 엑서지 유량을, 그리고 다섯번째 항의 \dot{Q}_{cv} 는 구성기기와 환경 사이의 열전달량을 나타낸다.

각각의 엑서지 흐름에 엑서지 단가를 부여함으로써 위 (1)식에 주어진 엑서지 균형식에 대한 비용균형식은 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$\begin{aligned} \dot{E}_x^f C_o + \dot{E}_x^{CHE} C_{CHE} + \left(\sum_{input} \dot{E}_{x,i}^{BQ} + \sum_{output} \dot{E}_{x,j}^{BQ} \right) C_{BQ} \\ + \left(\sum_{inlet} \dot{E}_{x,i} + \sum_{outlet} \dot{E}_{x,j} \right) C_E + T_o \left(\sum_{inlet} \dot{S}_i - \sum_{outlet} \dot{S}_j + \dot{Q}_{cv}/T_o \right) C_S \\ + \dot{Z}_{[k]} = \dot{E}^w C_w \end{aligned}$$

(2)

여기서 $\dot{Z}_{[k]}$ 는 k 번째 구성기기의 구입에서 운전비용까지 포함되는 모든 비용이다. 식 (2)에 주어진 기본식들은 기초로 한 엑서지-비용 산출방법을 MOPSA(Modified Productive Structure Analysis)라고 할 수 있는바, 이는 Lozano 와 Valero[12]와 Torres 등[16]이 제안하고 개발한, 식(2)에 주어진 비용균형식이 손쉽게 열시스템의 생산구조를 나타낼 수 있다는 데에 기인한다.

MOPSA 방법에 의한 열시스템의 상세한 해석은 에너지 시스템[3]의 생산구조를 만족하는 다음과 같은 방정식으로 표시할 수 있다.

구성기기의 비가역성은;

$$I_i = \sum \dot{E}_F - \sum \dot{E}_P \quad (3)$$

구성기기의 비용균형식은;

$$\sum \dot{C}_F = \sum \dot{C}_P \quad (4)$$

로 나타낼 수 있다. 식 (3) 및 (4)에서 하첨자 F 는 연료를 P 는 생산물을 나타낸다.

3. 플랜트 구성기기의 비용균형식

플랜트를 구입하고 운전하는데 필요한 모든 비용은 자금용자 형태, 필요한 자본금, 구성기기의 예상수명등에 의해 결정된다. 본 연구에서는 Moran[13] 이 제안한 연간등가 비용계산법을 적용하였다.

특정 플랜트 구성기기에 대한 상각비용은 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$PW = C_i - S_n PWF(i, n) \quad (5)$$

구성기기의 현존가치는 자본회수계수(CRF, capital recovery factor)를 이용하여 다음과 같이 연간등가 비용으로 변환된다.

$$\dot{C}(\$/\text{year}) = PW \cdot CRF(i, n) \quad (6)$$

등가비용을 연간운전시간 8000 시간으로 나누면, 다음과 같이 플랜트의 k 번째 구성기기에 대한 자본비용을 구할 수 있다.

$$\dot{Z}_k = \phi_k \dot{C}_k / (3600 \times 8000) \quad (7)$$

유지보수비용은 수명을 약 15 년으로 예상하였고 각 플랜트 구성기기에 대하여 유지비용계수는

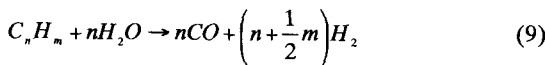
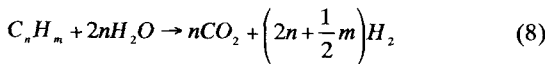
$\phi_k = 1.06$ 으로 하여 계산하였다.

4. 200kW 인산형 연료전지 발전시스템 구성

그림 1은 200kW 인산형 연료전지 시스템의 개략도를 보여주고 있는데, 본 해석에 사용된 모든 상태점을 나타내었으며, 플랜트에서의 모든 상태는 세자리 숫자로 표시하였다. 첫번째 숫자는 유체흐름의 종류(0은 천연가스, 1은 공기, 2는 개질된 수소, 3은 증기, 4는 물, 그리고 5는 배가스)를 나타내었고, 둘째 자리는 플랜트의 각 구성기기(1은 열교환기[HTX1], 2는 일산화탄소 변환기[COSC], 3은 개질기[RFM], 4는 개질기용 버너[GASB], 5는 공기예열기[HTX2], 6은 전지스택[FCS], 7은 스택공기 열교환기[HTX3], 8은 물/증기 분리기[SWS], 그리고 9는 배가스 열교환기[HTX4])를 나타낸다. 마지막 숫자는 각 구성기기를 출입하는 작동유체의 입구(1)와 출구(2)흐름을 나타낸다. 연료전지 발전시스템은 천연가스로부터 수소를 분리해 내는 연료처리 시스템(HTX1, COSC, RFM, GASB)과 전기화학반응에 의해 화학에너지 전기를 변환시켜 주는 전지스택(FCS)과 열관리 시스템(SWS, HTX4), 그리고 냉각수 처리 시스템(WTS)으로 구성되어 있다. 최대출력 조건에서, 버너에 들어가는 공기와 시스템에 공급되는 연료 유량은 각각 248kg/h, 35kg/h 이고, 전지스택의 음극으로 공급되는 공기 유량은 약 678kg/h 가 된다. 가스버너와 전지스택의 음극으로 들어가는 공기의 양과 개질기로 들어가는 연료의 양을 제어함으로써 부분부하 운전을 하게 된다. 주요 구성기기에 대한 열역학 제 1 법칙을 포함해 좀 더 구체적으로 기술하면 다음과 같다.

a. 연료처리 시스템

전지스택에서 전기화학 반응에 필요한 수소는 주성분이 메탄(CH₄)인 천연가스와 증기를 혼합하여 촉매가 들어있는 개질기를 통과하면서 만들어지며, 그 과정은 다음과 같다[10].



흡열반응을 수반하는 개질기에서의 화학반응은 다음과 같다.

$$aC_{\alpha}H_{\beta} + bC_{\alpha}H_{\beta} + cC_{\alpha}H_{\beta} + dC_{\alpha}H_{\beta} + yH_2O \rightarrow fn_{\alpha}CO_2 + (1-f)n_{\alpha}CO + \left[(1+f)n_{\alpha} + \frac{1}{2}n_{\beta}\right]H_2 + [y - (1+f)n_{\alpha}]H_2O \quad (10)$$

여기서 f 는 개질기와 가스버너에 대한 열균형으로부터 결정되며 식(9)에 주어진 반응에 대한 식(8)에 주어진 반응의 비율이다. 개질기에 1 법칙을 적용하면 다음과 같다.

$$Q_{RFM} + Q_{RFM}^{EX} = \bar{h}_{RP,RFM} \quad (11)$$

여기서 $\bar{h}_{RP,RFM}$ 는 식(10)에 주어진 반응에 대한 연소 엔탈피로 다음과 같이 주어진다.

$$\begin{aligned} \bar{h}_{RP,RFM} &= \sum_{\text{product}} n_e (\bar{h}_f^{\circ} + \Delta\bar{h})_e - \sum_{\text{reactant}} n_i (\bar{h}_f^{\circ} + \Delta\bar{h})_i \\ &= fn_{\alpha}(\bar{h}_f^{\circ})_{CO_2} + (1-f)n_{\alpha}(\bar{h}_f^{\circ})_{CO} - (1+f)n_{\alpha}(\bar{h}_f^{\circ})_{H_2O} \\ &\quad - a(\bar{h}_f^{\circ})_{C_{\alpha}H_{\beta}} - b(\bar{h}_f^{\circ})_{C_{\alpha}H_{\beta}} - c(\bar{h}_f^{\circ})_{C_{\alpha}H_{\beta}} - d(\bar{h}_f^{\circ})_{C_{\alpha}H_{\beta}} \\ &\quad + \left\{ fn_{\alpha}(\Delta\bar{h})_{CO_2} + (1-f)n_{\alpha}(\Delta\bar{h})_{CO} \right. \\ &\quad \left. + \left[(1+f)n_{\alpha} + \frac{1}{2}n_{\beta} \right] (\Delta\bar{h})_{H_2} + [y - (1+f)n_{\alpha}] (\Delta\bar{h})_{H_2O} \right\}_{T_{RFM}} \\ &\quad - \left\{ a(\Delta\bar{h})_{C_{\alpha}H_{\beta}} + b(\Delta\bar{h})_{C_{\alpha}H_{\beta}} + c(\Delta\bar{h})_{C_{\alpha}H_{\beta}} \right. \\ &\quad \left. + d(\Delta\bar{h})_{C_{\alpha}H_{\beta}} + y(\Delta\bar{h})_{H_2O} \right\}_{T_{RFM}} \end{aligned} \quad (12)$$

Q_{RFM} 과 Q_{RFM}^{EX} 은 각각 환경과 가스버너와의 열교환량을 나타낸다.

개질된 수소가 풍부한 가스의 흐름은 열교환기(HTX1)에서 천연가스와 증기에 의해 냉각되며, 개질기에서 생성된 CO 가스는 다음과 같은 반응을 거쳐 COSC 에서 CO₂ 로 변환된다. 이들 가스는 전지스택의 양극으로 공급된다.

$$\begin{aligned} fn_{\alpha}CO_2 + (1-f)n_{\alpha}CO + \left[(1+f)n_{\alpha} + \frac{1}{2}n_{\beta}\right]H_2 \\ + [y - (1+f)n_{\alpha}]H_2O \\ \rightarrow pCO + (n_{\alpha} - p)CO_2 + \left[(2n_{\alpha} - p) + \frac{1}{2}n_{\beta}\right]H_2 \\ + [y - 2n_{\alpha} + p]H_2O \end{aligned} \quad (13)$$

COSC 출구에서의 CO 농도는 다음식으로 구할 수 있다.

$$[CO] = \frac{[CO_2][H_2]}{[H_2O]} K_p(T) \quad (14)$$

위 식에서 []은 가스농도를, 그리고 $K_p(T)$ 는 $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ 반응의 평형상수를 나타낸다[4]. COSC에서의 제 1법칙은 다음과 같이 주어진다.

$$\begin{aligned} & \left[a(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} + b(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} + c(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} + d(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} \right]_{T_{i,COSC}} + Q_{COSC} \\ & = \bar{h}_{RP,COSC} + \left[a(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} + b(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} + c(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} + d(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} \right]_{T_{i,COSC}} \end{aligned} \quad (15)$$

여기서 Q_{COSC} 는 환경과의 열교환량이고 $\bar{h}_{RP,COSC}$ 는 식(13)에 주어진 반응에 대한 연소 엔탈피이며 다음과 같이 주어진다.

$$\begin{aligned} \bar{h}_{RP,COSC} = & \left[p - (1-f)n_\alpha \right] \cdot \left[(\bar{h}_f^\circ)_{CO} - (\bar{h}_f^\circ)_{CO_2} + (\bar{h}_f^\circ)_{H_2O} \right] \\ & + \left\{ p(\Delta\bar{h})_{CO} + (n_\alpha - p)(\Delta\bar{h})_{CO_2} \right. \\ & + \left(2n_\alpha + \frac{1}{2}n_\beta - p \right) (\Delta\bar{h})_{H_2} \\ & + \left. \left[y - 2n_\alpha + p \right] (\Delta\bar{h})_{H_2O} \right\}_{T_{i,COSC}} \\ & - \left\{ fn_\alpha (\Delta\bar{h})_{CO_2} + (1-f)n_\alpha (\Delta\bar{h})_{CO} \right. \\ & + \left. \left[(1+f)n_\alpha + \frac{1}{2}n_\beta \right] (\Delta\bar{h})_{H_2} \right. \\ & + \left. \left[y - (1+f) \right] (\Delta\bar{h})_{H_2O} \right\}_{T_{i,COSC}} \end{aligned} \quad (16)$$

개질기에서의 흡열반응에 필요한 열은 가스버너에서의 연소열로서 공급되는데, 전지스택의 양극 출구에서 나온 미반응 가스(개질된 수소)와 추가 공급되는 천연가스는 예열기를 통과한 공기와 함께 연소된다. 이러한 연소과정은 다음 반응식과 같이 나타난다.

$$\begin{aligned} & a'C_\alpha H_\beta + b'C_\alpha H_\beta + c'C_\alpha H_\beta + d'C_\alpha H_\beta + n_{iO}O_2 \\ & + 3.728n_{iN_2} + 0.044n_{iAr} + [n_{wv} + y - 2n_\alpha + p]H_2O \\ & + eH_2 + (n_\alpha - p)CO_2 + pCO \\ \rightarrow & (n_\alpha + n'_\alpha)CO_2 + \left[\frac{1}{2}(n_\beta + n'_\beta) + n_{wv} + y - 2g \right] H_2O \\ & + \left[(n_{iO} + g) - (n_\alpha + n'_\alpha) - \frac{1}{4}(n_\beta + n'_\beta) \right] O_2 \\ & + 3.728n_{iN_2} + 0.044n_{iAr} \end{aligned} \quad (17)$$

가스버너에서의 제 1법칙은 다음과 같이 쓸 수 있다.

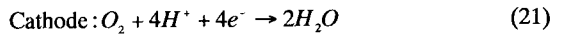
$$Q_{GASB} - Q_{RFM}^{EX} = \bar{h}_{RP,GASB} \quad (18)$$

여기서 Q_{GASB} 는 환경과의 열교환량이고 $\bar{h}_{RP,GASB}$ 는 식(17)에 주어진 반응의 연소 엔탈피로 다음의 식(19)과 같다.

$$\begin{aligned} \bar{h}_{RP,GASB} = & \left\{ (n'_\alpha + p)(\bar{h}_f^\circ)_{CO_2} + \left[\frac{1}{2}(n_\beta + n'_\beta) + 2n_\alpha - 2g - p \right] (\bar{h}_f^\circ)_{H_2O} \right. \\ & - a'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} - b'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} - c'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} - d'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} \\ & + \left. \left[(n_\alpha + n'_\alpha)(\Delta\bar{h})_{CO_2} + \left[\frac{1}{2}(n_\beta + n'_\beta) + n_{wv} + y - 2g \right] (\Delta\bar{h})_{H_2O} \right. \right. \\ & + \left. \left. \left[(n_{iO} + g) - (n_\alpha + n'_\alpha) - \frac{1}{4}(n_\beta + n'_\beta) \right] (\Delta\bar{h})_{O_2} \right. \right. \\ & + \left. \left. 3.728n_{iN_2} + 0.044n_{iAr} \right\}_{T_{i,GASB}} \\ & - \left\{ n_{iO} (\Delta\bar{h})_{O_2} + 3.728n_{iN_2} (\Delta\bar{h})_{N_2} + 0.044n_{iAr} (\Delta\bar{h})_{Ar} \right. \\ & + \left. \left[n_{wv} + y - 2n_\alpha + p \right] (\Delta\bar{h})_{H_2O} + e(\Delta\bar{h})_{H_2} + (n_\alpha - p)(\Delta\bar{h})_{CO_2} \right. \\ & + \left. p(\Delta\bar{h})_{CO} + a(\Delta\bar{h})_{C_\alpha H_\beta} - b'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} \right. \\ & \left. - c'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} - d'(\bar{h}_f^\circ)_{C_\alpha H_\beta} \right\}_{T_{i,GASB}} \end{aligned} \quad (19)$$

b. 전지스택

열병합발전 시스템으로 사용되는 인산형 연료전지 스택은 수소와 산소의 반응에 의해 전기와 열을 생산한다. 전지스택에서의 주 반응은 다음과 같이 주어진다.



그러므로 총 반응은 다음과 같다.



COSC를 통과한 수소가스 중 9 kmole 만이 위의 양극 반응에 참여한다고 가정하면, 전지스택의 음극과 양극을 통해 빠져 나오는 질소와 산소 같은 모든 가스는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\begin{aligned} & pCO + (n_\alpha - p)CO_2 + \left(2n_\alpha + \frac{1}{2}n_\beta - p - 2g \right) H_2 \\ & + [y - 2n_\alpha + p]H_2O \text{ (anode)} \\ & + (n_{iO} - g)O_2 + 3.728n_{iN_2} + 0.044n_{iAr} + n_{wv}H_2O \\ & + (2g)H_2O \text{ (cathode)} \end{aligned} \quad (23)$$

위 반응에 의해 발생하는 전기는 다음과 같이 주어진다.

$$W_T = 131.74g\eta_{FCS} \text{ kJ/kmol} \quad (24)$$

여기서 η_{FCS} 는 전지스택의 효율이다.

식(22)에 나타난 바와 같이 유축이나 다른 어떤 화학반응에 의해 구성기기로 유입되는 열은 본 해석에서 물(또는 증기) 엑서지의 증가 또는 강도를 가져온다고 생각하였다.

5. 비용 균형식

연료전지 발전시스템에 있어서 가스의 성분은 개질 또는 다른 화학공정을 거친 후에 바뀌게 된다. 그러므로 모든 작동유체는 간단히 가스와 물(또는 증기) 흐름으로 나누는 것이 편리하며, 또한 엑서지 흐름을 열과 기계 엑서지로 분리하지 않고 통합 엑서지를 사용하는 것이 좋다. 이 경우 열과 기계 엑서지가 만나고 헤어지는 junction 개념은 더 이상 필요하지 않다. 이렇게 함으로써 단위 엑서지 비용에 대한 미지수는 상당히 줄어든다. 그러므로, 식(2)에 주어진 비용 균형식은 각 구성기기에서의 주요 생산물의 기능에 따라 적당한 구성기기 또는 구성기기군에 적용될 수 있다. 예를 들면, 연료전지 발전시스템의 모든 구성기기는 미지수 만큼의 비용 균형식을 제공하는 4 개의 구성기기군과 시스템 경계로 정리할 수 있다. 구성기기군은 1) 복합열교환기와 개질공정에 천연가스와 증기의 화학 엑서지를 바꾸주는 CO 변환기 2) 개질공정에 엑서지를 공급하기 위한 개질기, 가스버너 그리고 공기 예열기 3) 전기를 발생하는 전지스택과 스택공기 예열기 4) 증기엑서지를 증가시키기 위한 물/증기 분리기와 배가스 열교환기 5) 엑서지가 버려지는 시스템 경계로 나뉠수 있다. 각각의 구성기기군에 대한 비용균형식에서 각 엑서지의 단가를 계산할 수 있다. 즉, 화학엑서지, C_{CHE} , 가스엑서지, C_E , 전기, C_W , 증기엑서지, C_{BQ} , 그리고 부엔트로피, C_S 가 각각 엑서지단가를 구할 수 있다. 연료전지 발전시스템에 대해 다섯 개의 비용 균형식은 다음과 같이 정식화된다.

$$\begin{aligned} & \dot{E}_{LHV,2}C_o + \dot{E}_{CHE,2}C_{CHE} + \left[(\dot{E}_{x,011} - \dot{E}_{x,012}) + (\dot{E}_{x,021} - \dot{E}_{x,022}) \right] \\ & + (\dot{E}_{x,211} - \dot{E}_{x,212}) + (\dot{E}_{x,221} - \dot{E}_{x,222}) \Big] C_E + (\dot{E}_{x,311} - \dot{E}_{x,312}) C_{BQ} \\ & + T_o \left[(\dot{S}_{011} + \dot{S}_{211} + \dot{S}_{311} - \dot{S}_{012} - \dot{S}_{212} - \dot{S}_{312}) \right] \\ & + (\dot{S}_{021} + \dot{S}_{211} + \dot{S}_{221} - \dot{S}_{022} - \dot{S}_{212} - \dot{S}_{222}) + \frac{\dot{Q}_{HX1} + \dot{Q}_{COSC}}{T_o} \Big] C_S \\ & + \dot{Z}_{HX1} + \dot{Z}_{COSC} = 0 \end{aligned}$$

(25)

$$\begin{aligned} & (\dot{E}_{LHV,3} + \dot{E}_{LHV,4})C_o + (\dot{E}_{x,CHE,3} + \dot{E}_{x,CHE,4})C_{CHE} \\ & + \left[(\dot{E}_{x,151} - \dot{E}_{x,152}) + (\dot{E}_{x,331} + \dot{E}_{x,031} - \dot{E}_{x,232}) \right] \\ & + (\dot{E}_{x,041} + \dot{E}_{x,141} + \dot{E}_{x,143} + \dot{E}_{x,241} - \dot{E}_{x,542}) \\ & + (\dot{E}_{x,551} - \dot{E}_{x,552}) \Big] C_E + T_o \left[(\dot{S}_{331} + \dot{S}_{031} - \dot{S}_{232}) \right] \\ & + (\dot{S}_{041} + \dot{S}_{141} + \dot{S}_{143} + \dot{S}_{241} - \dot{S}_{542}) + (\dot{S}_{151} - \dot{S}_{152}) \\ & + \frac{\dot{Q}_{GASB} + \dot{Q}_{RFM} + \dot{Q}_{HTX2}}{T_o} \Big] C_S + \dot{Z}_{GASB} + \dot{Z}_{RFM} + \dot{Z}_{HTX2} = 0 \end{aligned} \quad (26)$$

$$\begin{aligned} & \dot{E}_{LHV,6}C_o + \dot{E}_{CHE,6}C_{CHE} + \left[(\dot{E}_{x,171} - \dot{E}_{x,172}) \right] \\ & + (\dot{E}_{x,161} + \dot{E}_{x,261} - \dot{E}_{x,562} - \dot{E}_{x,262}) + (\dot{E}_{x,461} - \dot{E}_{x,462}) \\ & + (\dot{E}_{x,571} - \dot{E}_{x,572}) \Big] C_E + T_o \left[(\dot{S}_{161} + \dot{S}_{261} + \dot{S}_{461} - \dot{S}_{562} - \dot{S}_{462} \right. \\ & \left. - \dot{S}_{262}) + (\dot{S}_{171} - \dot{S}_{172} + \dot{S}_{571} - \dot{S}_{572}) + \frac{\dot{Q}_{FCS} + \dot{Q}_{HTX3}}{T_o} \right] C_S \\ & + \dot{Z}_{FCS} + \dot{Z}_{HTX3} = \dot{E}_W C_W \end{aligned} \quad (27)$$

$$\begin{aligned} & \dot{E}_{CHE,9}C_{CHE} + \left[(\dot{E}_{x,481} + \dot{E}_{x,485} - \dot{E}_{x,382} - \dot{E}_{x,384} - \dot{E}_{x,482}) \right] \\ & + (\dot{E}_{x,491} - \dot{E}_{x,492}) + (\dot{E}_{x,591} - \dot{E}_{x,592}) + (\dot{E}_{x,4103} - \dot{E}_{x,4104}) \Big] C_{BQ} \\ & + (\dot{E}_{x,591} - \dot{E}_{x,592}) C_E + T_o \left[(\dot{S}_{481} + \dot{S}_{485} - \dot{S}_{382} - \dot{S}_{384} - \dot{S}_{482}) \right. \\ & \left. + (\dot{S}_{491} + \dot{S}_{591} - \dot{S}_{492} - \dot{S}_{592}) + (\dot{S}_{4103} - \dot{S}_{4104}) \right] \\ & + \frac{\dot{Q}_{SWS} + \dot{Q}_{HTX4} + \dot{Q}_{WTS}}{T_o} \Big] C_S + \dot{Z}_{SWS} + \dot{Z}_{HTX4} + \dot{Z}_{WTS} = 0 \end{aligned} \quad (28)$$

$$\begin{aligned} & \left[(\dot{E}_{x,141} + \dot{E}_{x,151}) + (\dot{E}_{x,011} + \dot{E}_{x,041} - \dot{E}_{x,592}) \right] C_E + \left[\dot{E}_{x,485} + \dot{E}_{x,491} \right. \\ & \left. - \dot{E}_{492} - \dot{E}_{x,4104} - \dot{E}_{x,384} \right] C_{BQ} + T_o \left[(\dot{S}_{141} + \dot{S}_{151} + \dot{S}_{011} + \dot{S}_{041} - \dot{S}_{592} \right. \\ & \left. + \dot{S}_{485} - \dot{S}_{384} + \dot{S}_{491} - \dot{S}_{492} - \dot{S}_{4104}) \right] C_S = 0 \end{aligned} \quad (29)$$

6. 컴퓨터 프로그램

200kW 인산형 연료전지 발전시스템의 엑서지-열 경제학적 해석을 위한 프로그램을 개발하였으며, 다음과 같은 입력자료를 사용하도록 설계되었다.

- (a) 표준압력(P_0)과 표준온도(T_0)
- (b) 연료조성과 발전시스템에 들어가는 질량유량
- (c) 공기 조성, 상대습도 및 질량유량
- (d) 각 구성기기의 입출구에서의 모든 유체흐름의 압력(kPa)과 온도(K)

(e) 연료 액서지단가와 각 구성기기의 초기투자비

이들 입력자료를 이용하여, 여러 상태점에서의 유체흐름에 대한 생산물수와 여러 화학반응에 상응되는 연소엔탈피, 엔탈피와 엔트로피를 계산할 수 있다. 열교환기에서의 출구온도는 열균형식에 의해 계산된다. 또한 CO 변환기의 개질수소 가스의 출구온도는 제 1 법칙에 의해 계산된다. 가스 흐름의 혼합의 경우 최종 가스온도는 에너지 보존 법칙에 의해 산출된다. 이렇게 얻어진 상태량을 이용해서 구성기기의 여러 액서지의 흐름의 유량, 엔트로피와 구성기기의 액서지 효율, 그리고 각 구성기기에서 발생하는 손실 액서지를 계산할 수 있다. 각 구성기기에서의 화학액서지는 구성기기에 대한 액서지 균형을 만족하도록 계산되었다. 일단 각 구성기기와 시스템 경계에 대한 액서지 균형이 이루어지면, 다양한 액서지와 생산물의 단가는 시스템 경계와 구성기기군에 대한 비용 균형식을 동시에 풀어서 계산할 수 있다.

7. 결과 및 토의

표 1.에는 그림 1.에 주어진 모든 상태점에서의 열, 기계 액서지 유량과 엔트로피 유량을 나타내었다. 이들 유량은 각 점에서의 압력, 온도 및 질량유량과 같은 측정된 상태량에 근거하여 계산하였으며, 각 가스성분의 엔탈피와 엔트로피는 JANAF 테이블의 데이터를 이용하여 적당한 다항식[5]을 사용하여 계산하였다. 또한 물과 증기의 엔탈피 같은 물성치는 IFC(International Formulation Committee)[7]에서 제안한 수식을 이용하여 계산하였다.

연료전지 발전시스템의 각 구성기기의 경계를 통해 유출입하는 여러 액서지의 유량을 100%부하 일 경우에 대하여 표 2.에 나타내었다. 액서지의 양(+의 값은 "생산물"의 액서지 유량을 나타내며, 음(-)의 값은 "원료" 또는 "연료"의 액서지 유량을 나타내는데, 이는 구성기기의 "생산물"이 "더해지는" 액서지에 해당되고 "원료"는 "소모되는" 것 [11]이라는 개념에 근거한 것이다. 이렇게 해서 표 2.는 시스템의 "생산구조"를 나타낸다. 각 구성기기에서의 엔트로피 생성은 액서지 균형식에서 "생성물"의 역할을 한다. "생성물"과 "원료"의 액서지 유량의 합은 전체 시스템에 대해서 뿐만 아니라 각 구성기기에 대해서도 0 이 된다. 가스버너에서의 연소과정에 의한 상당한 양의 엔트로피 생성은 연료가스과 증기가 합쳐져 개질되는 흡열반응이 일어나는 개질기구의 열전달에 의해 감소된다. 사실, 최대출력 조건에서 가스버너로부터 개질기구의 열전달은 약 490,000 kJ/h 정도 되는데, 이는 가스버너에서 소모되는 연료의 LHV(저위 발열량)의

약 87%가 된다. 이것은 연소과정에서 거의 50%에 달하는 화학액서지가 못쓰게 됨을 고려할 때, 연료전지 발전시스템에서 상당한 양의 액서지가 절약됨을 알 수 있다. 표 2.에 나타낸 연료전지 시스템의 생산구조는 전기와 가스흐름의 액서지가 연료 액서지를 소모 시킴으로써 생산됨을 보여준다. 한편, 개질공정에서의 화학 액서지는 물/증기 분리기로부터 증기 액서지를 소모 시킴으로써 생산된다. 물론 액서지의 일부는 이 공정 중에 없어진다.

100% 부하조건인 경우, 발전시스템의 각 구성기기군에서의 다양한 액서지 유량에 따른 비용 흐름을 표 3.에 나타내었다. 본 계산에는 연료의 단가로 $5 \times 10^{-3} \text{ \$/MJ}$ ($=0.018 \text{ \$/kWh}$)를 적용하였다. "생산물"과 "연료"에 대한 비용 흐름의 부호는 표 2.에 나타난 액서지 균형의 경우와 동일하다. 표 3.에서도 확인된 바와 같이, 시스템 내의 각 구성기기에서의 비용 흐름의 합은 0 이 된다는 사실은, 구성기기에 대한 모든 비용 균형이 만족됨을 보여준다. 시스템의 총 비용균형은 전기나 증기와 같은 생산물의 비용 흐름이 연료와 초기투자비의 입력 비용흐름으로부터 주로 결정된다는 것을 보여준다.

여러 가지 부하조건에서의 전기와 온수(또는 증기)의 단가를 MOPSA 방법에 의한 열경제학적 해석으로 계산하여 표 4.에 나타내었는데, 계산결과는 전기와 온수의 단가가 저부하에서 약간 증가함을 보여준다. 하지만 총 액서지 효율은 오히려 저부하 조건에서 증가한다. 그 이유는 부분부하에서는 적은 연료로 거의 같은 양의 열이 물에 의해 되찾아지기 때문이다. 최대출력에서 전기의 단가는 $0.032\text{\$/kWh}$ ($=8.88\text{\$/GJ}$)로 1,000kW 가스터빈 열병합 발전시스템이 $0.054\text{\$/kWh}$ ($=15.06\text{\$/GJ}$) [8]인데 비하여 상당히 저렴하다. 또한 시스템에 공급된 주 연료의 LHV 에 근거한 전기효율과 총 액서지 효율은 최대 출력에서 각각 44.8%와 56.4%로 다른 어떤 열병합 발전시스템보다 우수하다. 그러므로 시스템의 장기적으로 신뢰성만 확보된다면 열병합 발전시스템으로서 인산형 연료전지 시스템은 경제적으로 경쟁력이 있다고 할 수 있다.

8. 결론

200kW 인산형 연료전지 발전시스템에 대한 작동유체의 통합 액서지 흐름에 대한 열경제학적 해석을 하였다. 연료가격을 $0.018\text{\$/kWh}$ 라고 했을 때, 계산된 전기가격은 약 $0.032\text{\$/kWh}$ 로 다른 어떤 형태의 열병합 발전시스템에 비해 저렴하다. 더욱이 부분부하 조건에서도 전기가격은 크게 증가하지 않으므로, 인산형 연료전지 발전시스템은 어떤 부하조건에서도 경제적인 운전이 가능함을 보여주고 있다.

Table 1. Property values and enthalpy, entropy and exergy at various state points in the PAFC system for the case of 100% load condition.

state	\dot{m} [kg/h]	T [K]	P [kPa]	H [kJ/h]	S [kJ/h]	E_x [kJ/h]
011	34.24	288.15	101.30	-697.29	-2.38	.00
012	34.24	723.15	101.30	39785.03	79.76	16814.16
021	34.24	573.15	101.30	23338.37	54.35	7690.43
022	34.24	723.15	101.30	39785.03	79.76	16814.16
041	.64	288.15	101.30	-12.97	-.04	.00
141	13.04	298.15	101.30	.00	2.13	2.24
143	234.92	703.15	101.30	99146.45	274.32	38957.52
151	234.92	298.15	101.30	.00	38.30	40.37
152	234.92	703.15	101.30	99146.45	247.32	38957.52
161	677.63	423.15	101.30	86268.37	352.06	16780.22
171	677.63	298.15	101.30	.00	110.36	116.31
172	677.63	424.96	101.30	87413.64	354.57	17160.93
211	135.35	823.15	101.30	117816.25	348.71	44321.56
212	135.35	343.08	101.30	15296.24	141.25	1581.95
221	135.35	343.08	101.30	15296.24	141.25	1581.95
222	135.35	463.15	101.30	60934.39	242.92	14184.01
231	34.24	723.15	101.30	41435.27	90.38	17524.06
232	135.35	823.15	101.30	120344.03	352.37	45701.97
241	122.85	453.15	101.30	29441.23	130.68	6607.83
261	135.35	463.15	101.30	61150.20	242.85	14241.29
262	122.85	453.15	101.30	29441.23	130.68	6607.83
311	101.10	443.15	790.20	279916.86	673.96	85858.42
312	101.10	723.15	101.30	341954.76	878.30	89430.72
331	101.10	723.15	101.30	341954.76	878.30	89430.73
382	101.10	443.15	790.20	279916.86	673.96	85858.42
384	216.18	443.15	792.00	598540.33	1441.12	183589.26
4101	101.10	353.15	792.00	33771.20	107.75	3278.12
4102	100.63	323.15	792.00	21131.57	70.82	1280.31
461	387.32	443.15	790.20	278565.29	790.86	51333.92
462	387.32	443.15	800.00	1072551.88	2580.65	329592.61
481	387.32	443.58	800.00	1072551.88	2580.65	329592.61
482	387.32	443.15	790.20	278565.29	790.86	51333.92
483	101.00	323.15	792.00	21141.31	71.08	831.41
485	216.00	363.15	792.00	81412.49	257.57	7558.24
491	1212.00	316.15	101.30	218258.32	742.05	6481.92
492	1212.00	338.15	101.30	329709.21	1082.79	19749.98
494	101.10	353.15	792.00	33699.01	108.19	2693.08
542	371.44	820.00	101.30	236336.77	581.03	106119.16
551	371.44	820.00	101.30	236336.77	581.03	106119.16
552	371.44	611.10	101.30	137194.62	441.69	47128.84
562	689.39	463.15	101.30	134125.42	542.05	31186.85
571	689.39	463.15	101.30	129538.15	519.84	30102.33
572	689.39	352.15	101.30	42125.09	304.14	4841.61
591	1060.83	442.82	101.30	175184.06	804.79	37481.20
592	959.73	323.20	101.30	30021.87	422.89	2365.09

Table 2. Exergy balances at each group of components in the PAFC system for the case of 100% load condition.

Component	\dot{E}_{LHV} [kJ/h]	\dot{E}_{CHE} [kJ/h]	\dot{E}_x [kJ/h]	\dot{E}_{BQ} [kJ/h]	\dot{E}_x^{lost} [kJ/h]	\dot{E}_w [kJ/h]
HTX1 and COSC	-62199.03	3739.46	-4199.65	3572.30	59086.92	0.00
Reformer, Gas burner and HTX2	-204345.38	81082.90	58535.07	-89430.73	154158.13	0.00
Fuel Cell Stack and HTX3	-749719.48	-12937.92	-1434.93	-531967.51	560839.09	735220.75
Steam/Water Separator and HTX4	0.00	0.00	-34946.31	14676.06	20270.25	0.00
System boundary	0.00	0.00	2206.17	516119.55	-518325.72	0.00
Total	-1016263.89	71884.44	20160.35	-87030.33	276028.67	735220.75

Table 3. Cost flow rate for each group of components in the PAFC system for the case of 100% load condition.

Component	\dot{C}_o	\dot{C}_{CHE}	\dot{C}_E	\dot{C}_{BQ}	\dot{C}_s	\dot{Z}	\dot{C}_w
HTX1 and COSC	-510.4	27.9	-49.2	46.3	765.3	-279.8	0.0
Reformer, Gas-burner and HTX2	-1676.9	604.8	686.2	-1158.8	1996.7	-452.0	0.0
Fuel Cell Stack and HTX3	-6152.2	-96.5	-16.8	-6892.9	7264.1	-667.2	6561.6
Steam/Water Separator and HTX4	0.0	0.0	-409.7	190.2	262.5	-43.0	0.0
System boundary	0.0	0.0	25.9	6687.6	-6713.4	0.0	0.0
Total	-8339.5	536.2	236.4	-1127.6	3575.2	-1442.0	6561.6

The unit of the cost flow rate is 0.001 \$/h

Table 4. Calculated production rate and the corresponding unit cost of electricity and water for the PAFC system at various load conditions with 15 years' service of the system.

Load	50%	75%	100%
\dot{m}_{fuel} [kg/h]	34.88	27.72	18.96
\dot{E}_{LHV} [kJ/h]	-576681.22	-836131.47	-1016263.89
\dot{E}_w [kJ/h]	367610.4	551415.6	735220.75
Electrical Efficiency	41.2	42.3	44.8
Overall Exergetic Efficiency	62.2	56.7	56.4
C_o [\$/GJ]	8.20	8.20	8.20
C_w [\$/GJ]	9.58	9.08	8.92
C_{BQ} [\$/GJ]	18.24	14.56	12.96

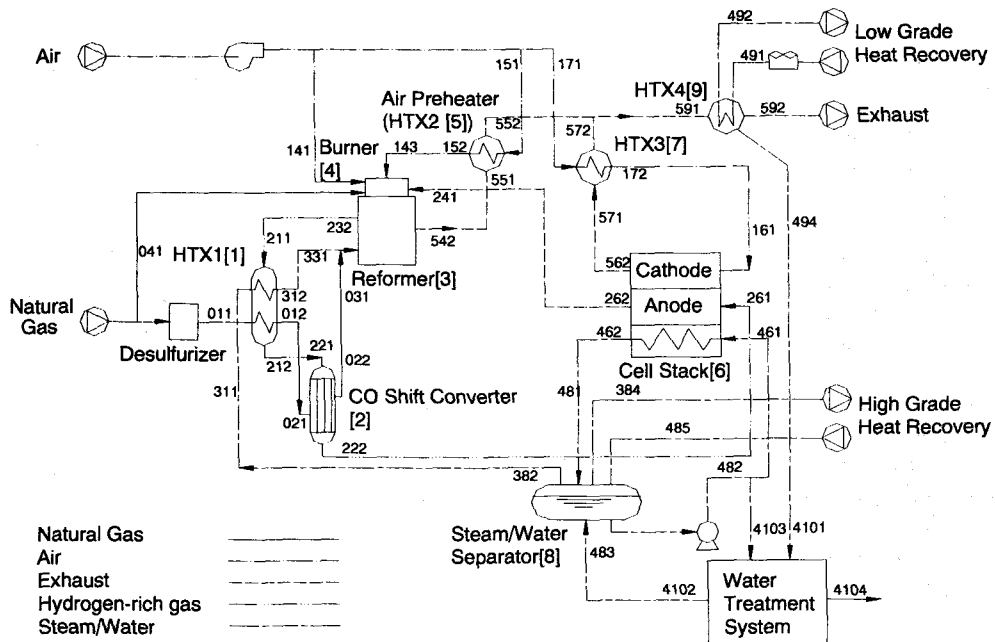


Fig. 1 Schematic of 200-kW Phosphoric Acid Fuel Cells (PAFC) system (modified from Kordesch and Simader, 1996)

참고문헌

- (1) Bejan, A., 1997, *Advanced Engineering Thermodynamics*, John Wiley & Sons.
- (2) Betts, D. A. and Roan, V. P., 2000, "Discussion and analysis of fuel gas utilization in a phosphoric acid fuel cell engine during idle operation," in AES-Vol. 40, *Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division*, pp. 283~290.
- (3) Correas, L., Martinez, A. and Valero, A., 1999, "Operation diagnosis of a combined cycle based on the structural theory of thermoeconomics," in AES-Vol. 37, *Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division*, pp. 381~388.
- (4) Ferguson, C. R., 1986, *Internal Combustion Engines*, John Wiley & Sons, New York.
- (5) Gordon, S. and McBride, B., 1971, "Computer program for calculation of complex chemical equilibrium compositions, rocket performance, incident and reflected shocks, and Chapman-Jouguet detonations, NASA report SP-2773.
- (6) JANAF Thermochemical Tables, 1971, National Bureau of Standard Publications, NSRDS-N3537, Washington DC.
- (7) JSME steam Tables, 1968, Japanese Society of Mechanical Engineers.
- (8) Kim, D., Lee, H., Kwak, H and Hong, J., 2000, "Thermoeconomic analysis of power plants with integrated exergy system," in AES-Vol. 40, *Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division*, pp. 393~404.
- (9) Kordesch, K., and Simader, G., 1996, *Fuel Cells and Their Applications*, VCH, Weinheim.
- (10) Lazzaretto, A., and Tsatsaronis, G., 1997, "On the quest for objective equation in exergy costing," in AES-Vol. 37, *Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division*, pp. 197~210.
- (11) Lozano, M. A., and Valero, A., 1993, "Theory of the exergetic cost," *Energy*, Vol. 18, pp. 939~960.
- (12) Moran, J., 1982, *Availability Analysis: A Guide to Efficient Energy Use*, Prentice-Hill Inc. Englewood Cliffs.
- (13) Oh, S., Pang, H., Kim, S. Kwak, H., 1996, "Exergy analysis for a gas turbine cogeneration system," *J. of Engineering for Gas Turbine and Power*, Vol. 118, pp. 782~791.
- (14) Södrelund, E., Martin, A. R. Alvfors, P., Forman, J. and Sarközi, L., 1999, "Heat recovery enhancement and operational issues of a 200-kW fuel cell cogeneration plant," in AES-Vol. 39, *Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division*, pp. 297~303.
- (15) Torres, C., Serra, L., Valero, A. and Lozano, M. A., 1996, "Theories of system optimization," in AES-Vol. 36, *Proceedings of the ASME Advanced Energy System Division*, pp. 429~436.