

## 연료전지차량용 연료개질기에 대한 최적연료비교연구

정익환 · 박찬샘 · 박성호 · 나종걸 · 한종훈<sup>†</sup>

서울대학교 화학생물공학부  
151-744 서울시 관악구 관악로 1  
(2014년 3월 31일 접수, 2014년 4월 24일 수정본 접수, 2014년 4월 26일 채택)

## A Comparative Study of Various Fuel for Newly Optimized Onboard Fuel Processor System under the Simple Heat Exchanger Network

Ikhwan Jung, Chansaem Park, Seongho Park, Jonggeol Na and Chonghun Han<sup>†</sup>

*School of chemical and biological engineering, 1 Gwanak-ro., Gwanak-gu, Seoul 151-744, Korea*  
(Received 31 March 2014; Received in revised form 24 April 2014; accepted 26 April 2014)

### 요 약

PEMFC(Proton Exchange Membrane Fuel Cell) 차량은 미래 청정수송기관으로 각광받고 있지만 수소스테이션의 인프라 부족으로 현재는 수소를 공급해주는 연료개질기를 함께 장착하여 구동하여야 한다. 탄화수소연료로부터 수소를 생산하는 연료개질기를 대상으로 다양한 연구가 진행되어왔는데 기존연구에서는 열적중립 조건의 ATR(Auto-Thermal Reformer) 반응기에 대해 집중적으로 분석하거나 공정최적화부문에서 최대수소생산을 목표로 주로 열효율을 목적함수로 설정하여 평가해 왔다. 본 연구에서는 100 kW PEMFC용 연료개질기를 대상으로 간단한 소형시스템을 얻기 위해 외부 유틸리티가 필요없는 단열열교환망으로 구성된 조건에서 기존 열효율이 아닌 수소효율을 새로이 정의하여 가솔린, LPG, 디젤 각 연료에 대해 최적운전조건을 도출하였다. 가솔린의 경우 기존 비교문헌보다 9.43% 연료절감효과를 얻음으로써 제안한 목적함수의 타당성을 입증하였고, 추가적으로 수소효율 및 열교환량, 열교환면적에 대한 민감도 분석을 실시하였다. 마지막으로 제안한 시스템을 한국시장에 적용할 경우 LPG 연료를 사용하는 연료개질기가 가장 경제적임을 알 수 있었다.

**Abstract** – PEM fuel cell vehicles have been getting much attraction due to a sort of highly clean and effective transportation. The onboard fuel processor, however, is inevitably required to supply the hydrogen by conversion from some fuels since there are not enough available hydrogen stations nearby. A lot of studies have been focused on analyses of ATR reactor under the assumption of thermo-neutral condition and those of the optimized process for the minimization of energy consumption using thermal efficiency as an objective function, which doesn't guarantee the maximum hydrogen production. In this study, the analysis of optimization for 100 kW PEMFC onboard fuel processor was conducted targeting various fuels such as gasoline, LPG, diesel using newly defined hydrogen efficiency and keeping simply synthesized heat exchanger network regardless of external utilities leading to compactness and integration. Optimal result of gasoline case shows 9.43% reduction compared to previous study, which shows the newly defined objective function leads to better performance than thermal efficiency in terms of hydrogen production. The sensitivity analysis was also done for hydrogen efficiency, heat recovery of each heat exchanger, and the cost of each fuel. Finally, LPG was estimated as the most economical fuel in Korean market.

**Key words:** PEMFC, Onboard Fuel Processor, Optimization, Fuel Cost, Simple Heat Exchanger Network

### 1. 서 론

연료전지는 기존의 내연기관에 비하여 낮은 오염물질 배출, 무소음 그리고 고효율로 전력을 생산할 수 있는 친환경적인 발전장치로

큰 관심을 받고 있는데, 연료로 사용되는 수소를 생산하기 위한 연구가 다양하게 진행되고 있다[1-3]. 이러한 장점을 가진 연료전지 중 낮은 온도(약 70 °C)에서 운전되는 PEMFC를 차량에 적용하는 노력이 이루어지고 있지만, 수소스테이션의 인프라 부족으로 인해 상용화를 위해서는 자체적으로 수소생산을 할 수 있는 연료개질기가 차량에 동시에 탑재되어야 한다. 수소로 전환시키는 연료로서 탄화수소나 알코올류 등이 사용될 수 있으나 차량에 적용되는 점을 고려하여 주변에서 연료를 구하기 쉬운 LPG[4-6], 가솔린[7,8], 디젤[9-11] 등에 대해서 수소생산 효율을 높이는 연구가 다양하게 이루어지고 있다.

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.

E-mail: chhan@snu.ac.kr

\*이 논문은 서울대학교 윤인섭 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다. This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

연료개질기는 개별장치측면에서 주로 핵심장치인 개질반응기와 CO 선택적산화기(Preferential oxidation reactor, PROX)에 대해서 많은 연구가 이루어지고 있다. 개질반응기가 가장 큰 부피를 차지하는 동시에 가장 중요한 장치이기 때문에 이를 고려한 소형화[12-14]에 대한 연구 및 장기운전에 대한 촉매적 접근[6,15], 열역학적 분석을 통한 조성 및 운전변수 최적화[16] 등이 연구되고 있다. PROX의 경우 촉매적으로 수소 및 CO의 혼합물에서 CO 산화선택도를 높이는 방향으로 촉매[17,18] 및 공정적 접근[19]이 이루어지고 있다. 공정적인 측면에서는 제어의 용이성[12,20], 수소생산효율 최적화[21,22] 등에서 연구가 있었다.

기존 연구들은 보편적으로 연료개질기의 공정분석에서 목적함수를 공정효율로 사용하여 분석함으로써 수소생산 최대화되는 다소 동떨어진 목적함수를 사용하였으며, ATR에 대해서 집중적으로 열적중립(Thermo-neutral) 조건을 가정하여 최적화변수에 대하여 CO의 배출농도 감소, 수소생산최대화[6,16,22,23] 등이 연구되었으나 전체적인 공정적인 측면으로 재검토하였을 때 최적조건이 달라질 수 있는 약점이 있었다. 또한 공정최적화 부문에서도 각 공정변수에 대한 영향을 열교환망 합성과 별개로 진행되어[21] 결과적으로 간단한 시스템에 복잡한 열교환망이 구성되고 최적점 또한 변동될 가능성이 있었다.

본 연구에서는 수소생산을 최대화하기 위하여 새로이 수소효율을 정의하고 외부 유틸리티가 필요없는 간단한 열교환망을 구성하여 ATR의 운전변수인 산소/탄소 비율(O/C ratio), 수증기/탄소 비율(S/C ratio), ATR 유입온도( $T_{ATRin}$ )에 대하여 최적화를 실시하였다. 설계된 단일 열교환망에서 최적 운전변수들을 결정함으로써 소형화를 유지하며 최적운전조건을 도출할 수 있었고 나아가 각 최적조건 하 한 국시장에서 가장 경제적인 연료를 결정할 수 있었다.

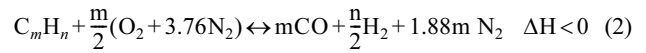
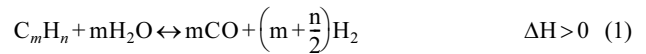
## 2. 공정 모사 및 분석

### 2-1. 연료개질기 구조 및 운전범위

PEMFC용 일반 연료개질기는 Fig. 1과 같이 크게 자율개질기(Autothermal reformer, ATR), 고온수성가스반응기(High temperature water gas shift reaction, HTWGS), 저온수성가스반응기(Low temperature water gas shift reaction, LTWGS), 그리고 CO 선택적 산화기(PROX)로 이루어져 있다.

ATR의 경우 탄화수소연료와 공기중의 산소, 그리고 수증기를 적절하게 반응물로 사용하는데, 고온의 반응온도를 보이기 때문에 빠

른 평형에 도달한다고 가정하며 내부 반응은 다음과 같다.



수증기개질(1)의 흡열반응과 부분산화개질(2), 수성가스반응(3)의 발열반응이 동시에 일어나면서 열적평형을 이룬다. 반응기는 단열상태로 운전되며, 고온의 열이 반응기 내부에서 얻어지므로 외부로부터 열을 얻을 필요가 없다. 이로 인해, 부가적인 가열기가 필요없고 유입되는 반응물 조성을 조절함으로써 운전온도를 조절할 수 있는 장점이 있기 때문에 주로 유입온도, O/C, S/C가 운전변수로 분석에 사용된다. 사용촉매로는 Ni 계열로 파우더 형태 및 담지촉매 형태로 주입된다. 촉매강도와 반응기 금속특성을 고려하여 1000 °C 이하에서 운전하는 것이 바람직하므로 ATR 출구온도 600~1000 °C 내에서 분석한다.

HTWGS와 LTWGS는 ATR에서 생성된 CO를 WGS 반응을 통해 약 1~3 vol%로 낮춰 후단의 PROX의 부하를 줄여주는 동시에 개질 흐름의 증기를 수소로 변환시키므로 수소효율을 증가시키는 역할을 한다. 평형의 관점에서 WGS는 발열반응이므로 저온에서 정반응이 우세하다. 하지만 HTWGS는 보통 약 300~400 °C의 온도범위에서 운전하여 높은 반응속도로 빠르게 평형에 도달시켜 이후 190~225 °C의 LTWGS에서의 부하를 낮출 수 있다. HTWGS에서는 주로 Cr 및 Fe 계열 촉매가 사용되고, LTWGS에는 Cu 계열의 촉매들이 사용된다. 각 반응기에서 온도가 낮을수록 유리하지만 반응속도를 고려하여야 하므로 본 연구에서는 HTWGS는 운전범위 내 높은 온도, LTWGS는 운전범위 내 낮은 온도를 선택하여 경계조건을 설정한다.

PEMFC에서 사용되는 음극의 백금의 경우 CO에 의해 쉽게 피독되는 단점이 있다. 이를 방지하고자 보통 100~130 °C에서 운전되는 PROX를 사용하여 PEMFC로 유입되는 CO의 농도를 10 ppm 이하로 줄여야 한다. PROX의 성능은 개질흐름에서 산화에 의한 추가적인 수소손실을 줄이는 것에서 결정되는데 R. K. Ahluwalia *et al.*은 수소손실을 감안하여 단일 PROX에서 유입되는 개질흐름의 CO 농도가 최대 1.05 ppm 이하에서 생성물 내 10 ppm 이하로 얻을 수 있다고 보고하고 있으며, CO 산화선택도(4)는 실험을 통해 얻은 데이터를 이용해 회귀분석에 의해 다음과 같이 표현될 수 있다[19]. 가장 이상적인 경우는 S와  $\lambda$ 가 1에 가까워 지는 경우이며 아래 식을

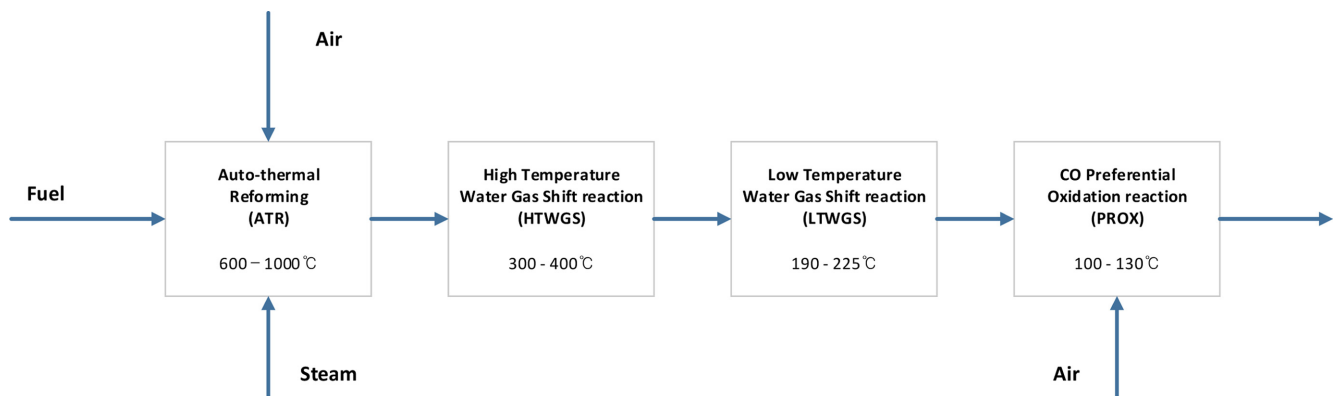


Fig. 1. Fuel processor process diagram and its operation range.

**Table 1. Unit specifications for process simulation**

|         | Condition                | Unit  | Bound    | Comments                         |             |
|---------|--------------------------|-------|----------|----------------------------------|-------------|
| ATR     | Outlet temperature       | °C    | 600-1000 | Adiabatic Gibbs reactor          | 600-1000 °C |
| HTWGS   | Inlet Temperature        | °C    | = 400    | Adiabatic Gibbs reactor          | 300-400 °C  |
| LTWGS   | Inlet Temperature        | °C    | = 190    | Adiabatic Gibbs reactor          | 190-225 °C  |
| PROX    | Inlet Temperature        | °C    | = 100    | Conversion reactor               | 100-130 °C  |
| Product | Hydrogen Production rate | kg/hr | = 8.96   | 100 kW PEMFC H2 requirement [21] |             |

PROX 모사에 사용하였다.

$$S \equiv \frac{\Delta N^{CO}}{(\Delta N^{CO} + \Delta N^{H_2})} = 1 + a \left( \lambda X^{\frac{1}{4}} \right) + b \left( \lambda X^{\frac{1}{4}} \right)^2$$

,  $0.2 < X < 2.6$  mol% of CO in reformat

$$a = -0.804 + 0.8034X - 0.1889X^2$$

$$b = 0.2503 - 0.3621X + 0.0802X^2$$

$\lambda$  = process stoichiometry

$$= \frac{\text{Total oxygen used in relation}}{\text{Theoretical amount needed for complete conversion of CO}}$$

연료개질기공정에서 V. Bisaria는 압력영향은 온도에 비해 영향이 거의 없다는 것을 보였으므로 [21] 본 연구에서는 온도와 각 유닛에서 조성들에 의한 영향을 중점적으로 분석하기 위해서 상압으로 가정하였다.

본 연구에서 각 유닛의 온도 경계결정조건과 반응기모사조건은 다음 Table 1과 같다.

## 2-2. 열교환망 구성

Fig. 2와 같이 간단하게 몇 개의 열교환기를 이용하여 각 반응기 전단에서 예열하는 장치만 구성하여 전체적인 크기를 작게 확보할 수 있는데 이는 소형 연료개질기를 분석하기 위한 것이기 때문에 외부에서 추가적으로 유입되는 유틸리티가 필요없는 조건으로 구성하였다.

## 2-3. 공정 분석법

본 연구의 목적은 다양한 연료로부터 각각의 최적운전조건을 구하는 것, 나아가 우리나라에 적용될 때 최적의 연료를 결정하는 것이다. 아래 Table 2와 같이 연료별로 세 가지 case를 나누어 분석한

**Table 2. Feed fuel and component of 3 cases**

|                    | Case A     | Case B               | Case C       |
|--------------------|------------|----------------------|--------------|
| Feed Fuel          | Gasoline   | LPG                  | Diesel       |
| Component          | iso-Octane | n-Propane / n-Butane | n-Hexadecane |
| Composition (vol%) | 1          | 0.1 / 0.9            | 1            |

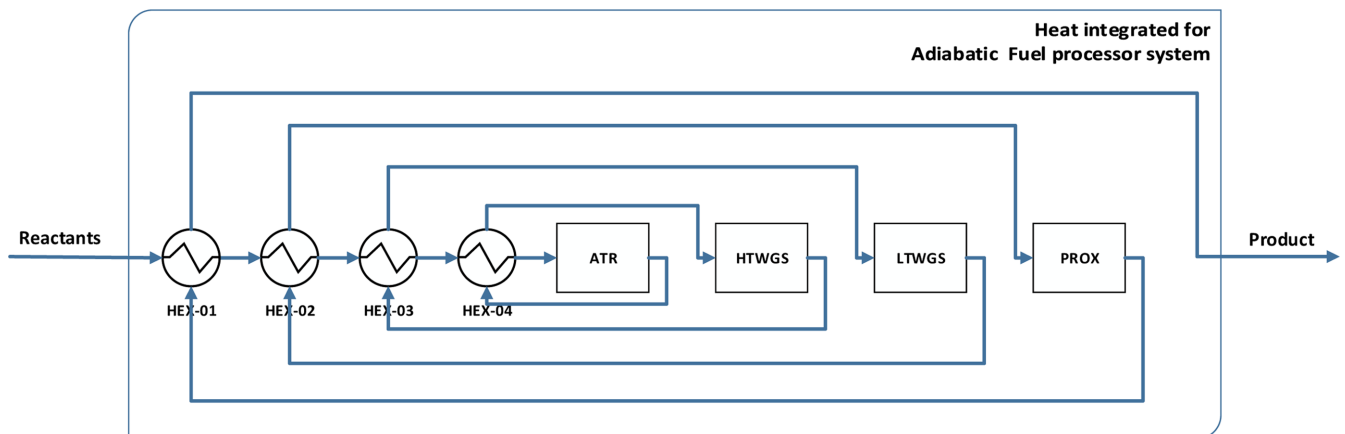
다. 사용 가능한 연료로서는 가솔린, 여름용 LPG, 디젤이며 유입온도는 상온(25 °C)이고 모사에 사용한 성분과 조성을 나타내었다.

선택 가능한 총 공정운전변수는 ATR에 유입되는 흐름에서 O/C비, S/C비, 유입온도( $T_{ATrin}$ ), HTWGS의 유입온도( $T_{HTWGS}$ ), LTWGS의 유입온도( $T_{LTWGS}$ ), PROX 유입온도( $T_{PROX}$ ) 등이 있지만  $T_{HTWGS}$ ,  $T_{LTWGS}$ ,  $T_{PROX}$ 는 Table 1과 같이 고정시켰다. 추가적으로 시스템에서 중요한 제한조건은 전체공정에서 외부 유틸리티없이 내부적으로 단열이 되는 것이다. 이를 만족시키기 위해서는 ATR의 운전온도인 출구온도는 주어진 S/C,  $T_{ATrin}$ 에 대해서 O/C를 조절함으로써 시스템 전체의 단열조건을 이룰 수 있기 때문에 최종적인 조절가능변수는 S/C,  $T_{ATrin}$ 이다. 분석은 공정모사기 Aspen plus® v7.3을 사용하였으며 최적화 및 민감도분석의 편의성을 위해 MS office Excel VBA와 연동시켰다.

먼저, 최적인전조건을 도출하고 디자인변수 중 가장 큰 영향을 미치는 변수인  $T_{ATrin}$ 에 대하여 민감도 분석을 실시한다. 마지막으로 2000년대 연료별 가격추이에 대하여 최적인전조건을 적용하였을 경우 연료비용을 비교하여 최적연료를 결정한다.

## 2-4. 최적화 문제 정의

연료개질기의 목적은 수소의 최대생산이므로 유입되는 탄화수소 연료와 증기내의 수소량 대비 생성물로 얻는 수소량의 비를 나타내는 수소효율은 다음과 같이 정의할 수 있다.

**Fig. 2. Heat integrated block flow diagram to be made adiabatic for entire system.**

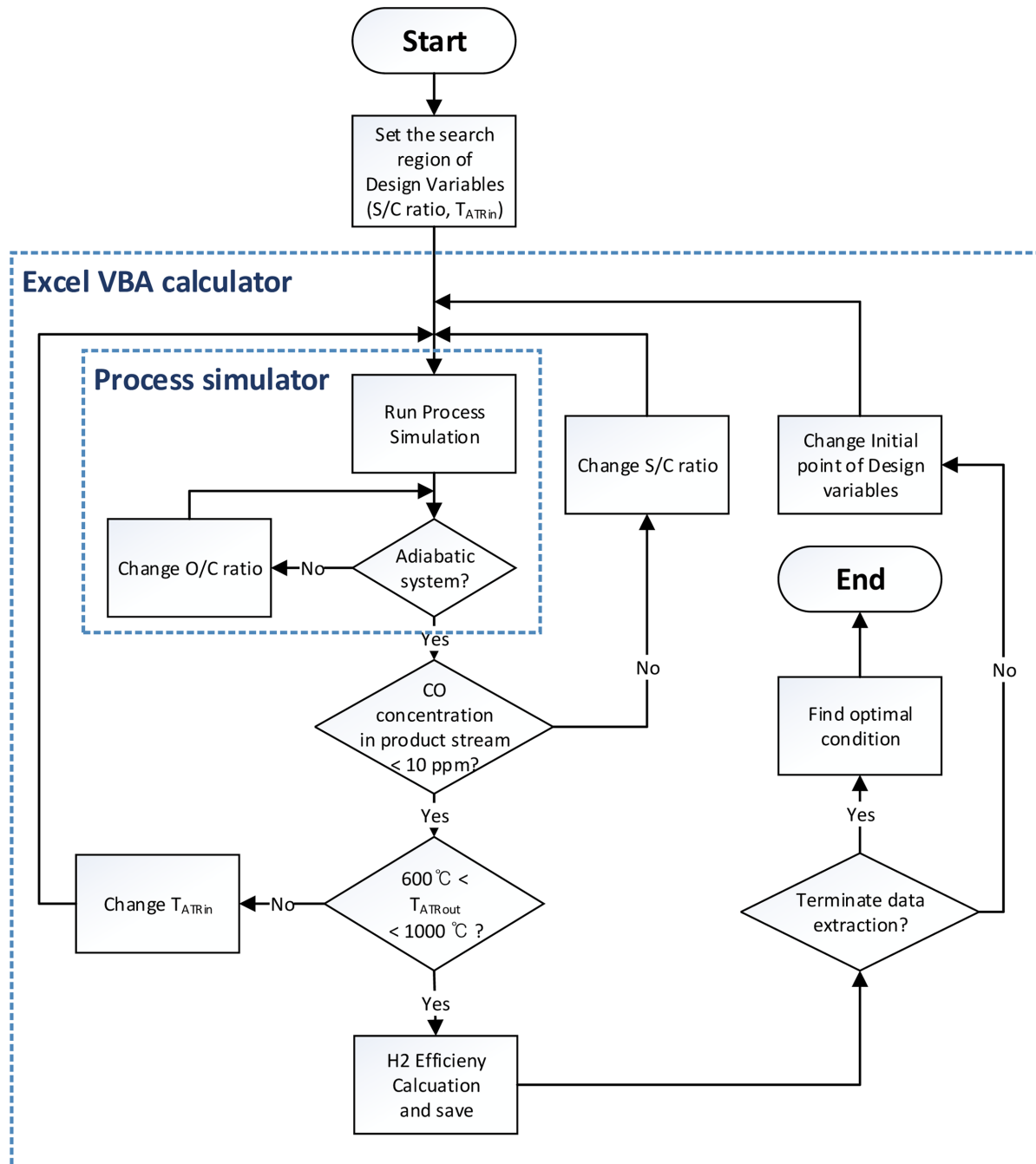


Fig. 3. Optimization analysis flow chart.

Hydrogen efficiency (수소효율)  $\equiv$

$$\frac{\text{Amount of H in H}_2 \text{ product}}{\text{Amount of H in feed (fuel, steam)}}$$

본 최적화 문제에서 조절변수는 S/C,  $T_{ATrin}$ 로 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$\begin{cases} \text{max hydrogen efficiency} \\ \text{CO concentration in product stream} \leq 10 \text{ ppm} \\ (\Leftrightarrow \text{CO concentration of PROX inlet stream} \leq 1.05 \text{ mol}\%) \\ T_{ATRout} < 1000 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Overall adiabatic system} \end{cases} \text{ s.t.}$$

각 변수의 가능해 영역을 찾기 위하여 VBA와 모사기를 Fig. 3과 같이 연동하였으며, total search 최적화를 구현하였다.

### 3. 결과 및 고찰

#### 3-1. 연료별 최적운전 조건 결정

주어진 공정 조건에서 각 case별 최적조건을 도출하면 Table 3와 같이 목적함수인 수소효율이 0.82~0.83 사이에서 최적값을 형성하는 것을 볼 수 있고 탄화수소의 특성상 유사한 값을 보이는 것을 알 수 있다. 최적운전조건에서 도출되는 모사 결과를 Table 4에 나타내었으며 질량유속의 관점에서 주입연료는 case B인 LPG가 가장 낮은

**Table 3. Optimal value of design variable and objective function**

|                     | Case A | Case B | Case C |
|---------------------|--------|--------|--------|
| Hydrogen efficiency | 0.824  | 0.829  | 0.822  |
| $T_{ATR, in}$       | 618 °C | 623 °C | 578 °C |
| S/C ratio           | 1.659  | 1.648  | 1.667  |

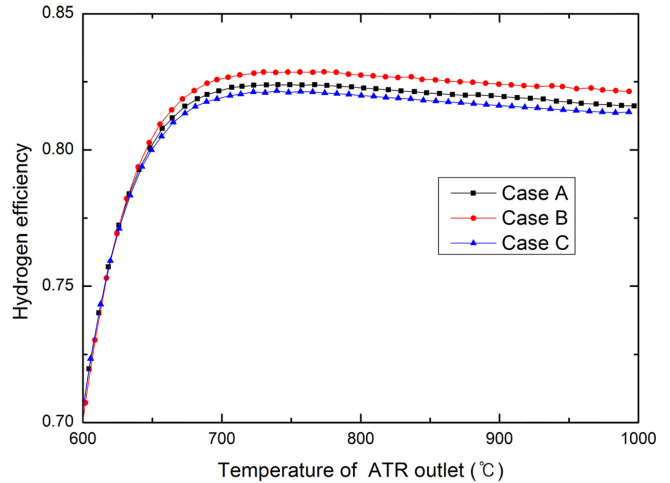
값을 보였다.

Case B는 다른 연료에 비해서 높은 온도에서 유입되는 것을 볼 수 있는데, 이는 연료특성상 탄소대비 수소수가 높아 상대적으로 WGS 반응보다 흡열반응인 개질반응을 더 선호하는 조건에서 최적반응이 진행되기 때문이다. ATR 반응기 출구온도와 입구온도의 차이는 case C > case A > case B 순으로 높는데 같은 순서로 반응물의 열용량 차이가 있으므로 ATR 출구흐름에서 순서대로 더 높은 온도차이를 유지해야 HEX-04 예열기에서 충분히 반응물에 열을 공급해 줄 수 있다. 따라서 각 case에서 입구온도는 큰 차이를 보이더라도 출구온도는 많은 차이가 나지 않는 것을 알 수 있다.

새롭게 정의한 목적함수의 성능비교를 위해 case A와 가솔린을 주 입연료로 사용한 기존 최적화 결과를 Table 5에 나타내었다. 단순한 열교환망을 사용함에 불구하고 요구되는 반응물이 현저하게 줄어드는 것을 볼 수 있다. 기존연구에서는 WGS에서 추가적인 수소생산 증가 및 CO 제거를 위해 WGS 반응기에 과량의 수증기를 투입하였지만 이 수증기양은 LHV의 비를 이용하여 계산하는 열효율에 영향을 주지 않았기 때문에 실제로 과량의 수증기는 시스템의 비대화를 야기하고 개질흐름에서 수소농도를 떨어뜨려 추가적인 수소분리장치까지 설치해야 한다. 따라서 수증기의 양 또한 목적함수에 동시에 고려되어야 하므로, 이를 보완한 수소효율을 사용함으로써 더 경제적인 최적 운전조건을 얻을 수 있었다.

### 3-2. ATR운전온도에 따른 민감도 분석

제안된 공정과 분석법에서 가장 영향을 크게 미치는  $T_{ATRin}$ 의 변화

**Fig. 4. Effect of ATR outlet temperature on hydrogen efficiency.**

에 대해 수소효율, 열교환량 및 열교환면적 등의 지표를 살펴본다. 기존 최적화 문제에서 목적함수였던 수소효율최대화를 유지하면서 제한조건에  $T_{ATRin}$ 의 값을 지정하여 추가하며 S/C를 최적화변수로 최적조건을 구한다. 그러면 각  $T_{ATRin}$  값에 대한 최적점들을 구할 수 있다. 얻어진 결과의 해석은 ATR의 운전온도인 출구온도에 대해 직접적으로 비교하는 것이 직관적이다.

#### 3-2-1. 수소효율

민감도 분석 결과로 얻은 ATR의 출구온도인  $T_{ATRout}$ 과 수소효율의 그래프를 Fig. 4에 나타내었다. 수소효율은 모든 연료가 동일하게 대략 700~800 °C에서 최대효율을 보이며 800 °C 이후에는 WGS의 우세한 역반응으로 점차 감소하는 것을 볼 수 있다. 또한 700 °C 이하에서는 현저하게 낮아지는 것을 볼 수 있는데 이는 충분한 개질반응

**Table 4. Optimal condition results of each case**

| Results                              | Unit  | Case A | Case B | Case C |
|--------------------------------------|-------|--------|--------|--------|
| O/C ratio                            | -     | 0.365  | 0.370  | 0.357  |
| $T_{ATR, out}$                       | °C    | 765.3  | 750.2  | 737.9  |
| Feed flowrate                        | kg/hr | 27.67  | 26.85  | 28.05  |
| Air flowrate                         | kg/hr | 97.16  | 96.38  | 97.13  |
| Additional air flowrate              | kg/hr | 12.51  | 12.24  | 12.57  |
| Steam flowrate                       | kg/hr | 57.90  | 54.80  | 59.52  |
| Fuel feed liquid volumetric flowrate | l/hr  | 39.85  | 46.60  | 36.16  |
| CO concentration in product stream   | ppm   | 10     | 10     | 10     |

**Table 5. Comparison of optimal performance between case A and reference**

|                          | Unit  | Case A | Ref. case [21] | Comments  |
|--------------------------|-------|--------|----------------|---|
| Thermal efficiency       | -     | 0.884  | 0.960          | for entire process                                  |
| Hydrogen efficiency      | -     | 0.824  | 0.583          | for entire process                                  |
| S/C ratio                | -     | 1.659  | 0.5            | for ATR   |
| O/C ratio                | -     | 0.365  | 0.5            | for ATR   |
| $T_{ATRout}$             | °C    | 765.3  | 700-800        |   |
| Feed flowrate            | kg/hr | 27.67  | 30.55          | 9.43% reduction                                     |
| Air flowrate             | kg/hr | 97.16  | 146.94         | 33.9% reduction                                     |
| Steam flowrate           | kg/hr | 57.90  | 94.02          | 19.27 into ATR & 74.75 into HTWGS / 38.4% reduction |
| Hydrogen production rate | kg/hr | 8.96   | 8.96           | Typical 100 kW PEMFC Fuel processor                 |

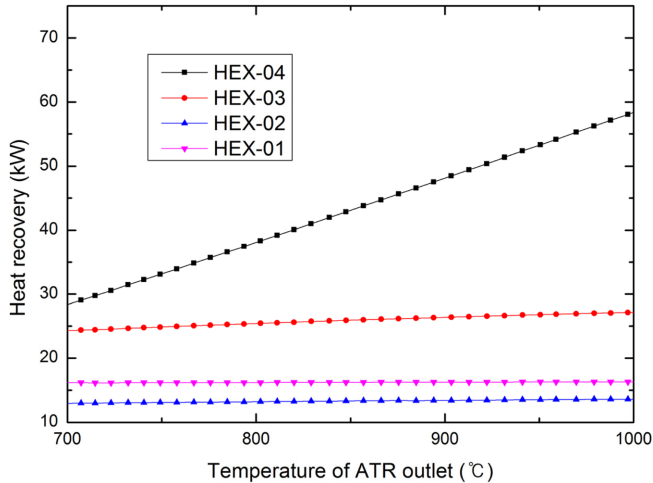


Fig. 5. Effect of ATR outlet temperature on heat recovery of each HEX in case A.

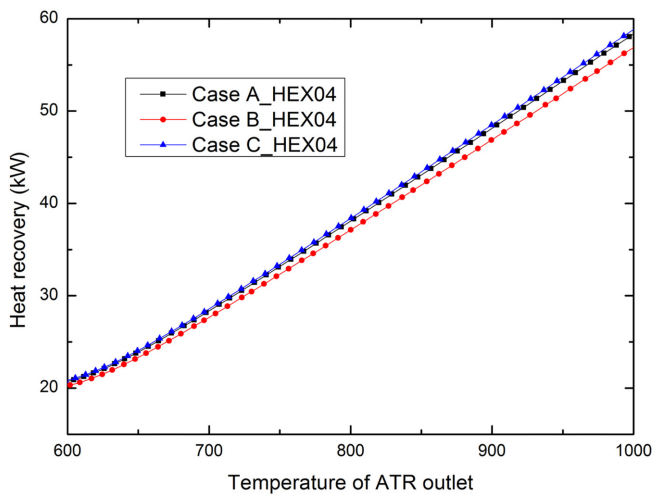


Fig. 6. Effect of ATR outlet temperature on heat recovery of HEX-04 in each case.

이 일어나지 못하는 온도구간이기 때문이다. Case 별로 600~650 °C 구간에서는 동일한 수소효율을 보이나 이후로는 case B > case A > case C의 순서로 효율이 높게 유지됨을 볼 수 있다.

### 3-2-2. 열교환

반응기 출구온도에 따라서 수소효율이 높은 온도 범위인 700 °C 이상에서, case A에 대하여 각 열교환기의 열교환량을 Fig. 5와 같이 나타내었다. HEX-04를 제외한 나머지 열교환기는 ATR 출구온도가 상승함에 따라 큰 변화가 없지만 오직 HEX-04만 급격하게 상승하는 것을 알 수 있다. Fig. 6은 각 case별 HEX-04의 열교환량을 ATR 출구 온도에 따라 도시한 결과인데 각 case 별로 크게 차이없이 비슷한 경향을 나타낸다.

각 온도에 따라 총괄열전달계수(U)가 거의 일정하다고 가정할 경우 열교환 면적은  $\Delta T_{LM}$ 에 반비례하고 열교환량에 비례하므로 최적점에서의 값을 1로 두었을 때 출구 온도에 따른 환산열교환면적의 값은 Fig. 7과 같다. 따라서, 최적점 이후의 출구온도에서는 거의 수소효율이 변하지 않더라도 HEX-04의 열교환면적만 커지게 되는 비효율을 초래하게 된다.

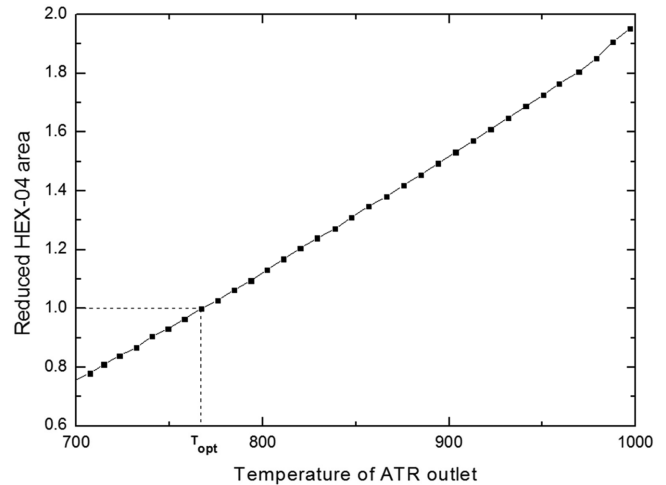


Fig. 7. Effect of ATR outlet temperature on reduced HEX-04 area in case A.

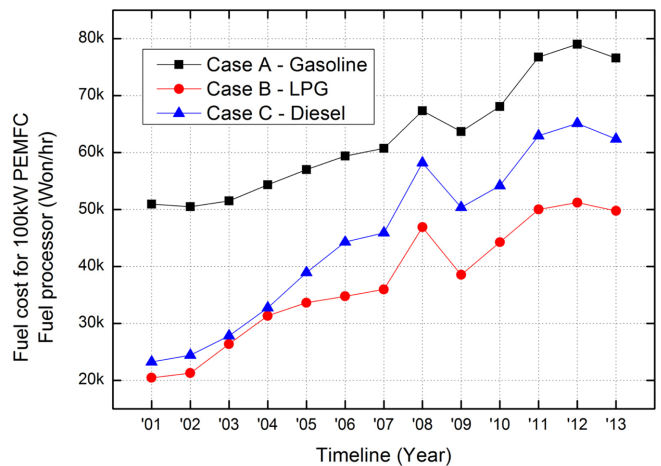


Fig. 8. Annual fuel cost trend for 100kW PEMFC fuel processor in each case after 2001.

### 3-3. 최적연료결정

각 case는 동일한 연료처리장치로 이루어져 있고 동일한 생산물인 수소를 얻는 연료개질기로 경제성에서 가장 큰 비중을 차지하는 연료비용에 대해 비교해 볼 필요가 있다. 한국의 2001~13년 기간의 각 연료별 가격정보를 이용하여[24] 최적운전조건을 적용한 연료비용을 Fig. 8에 도시하였다. 가솔린의 경우 나머지 두 연료보다 월등히 비싼 것을 알 수 있고, 현 시점에서는 디젤보다 LPG를 사용하는 것이 더 경제적인 것을 알 수 있다.

## 4. 결 론

100 kW PEMFC 차량용 연료개질기에 대하여 소형화 및 집적화를 이루기 위하여 외부 유틸리티가 필요없는 단일시스템을 만족하는 간단한 열교환망을 구성하였다. 제안한 공정에서 수소효율을 새롭게 정의하여 가솔린, LPG, 디젤에 대하여 최적운전조건을 도출하였다. 열효율을 목적함수로 사용하는 기존문헌과 비교한 결과, 제안한 목적함수를 사용하였을 때 9.43%의 연료감소를 보였을 뿐만 아니라 공기 및 수증기 유입량에서도 33.9, 38.4%의 감소율을 보여 수소생산 최대화 측면에서 우수함을 보였다. 추가적으로, ATR 반응기 출구온

도에 따른 다양한 지표의 민감도분석을 통해서 세가지 연료모두 유사한 경향을 보였으며 수소효율의 관점에서는 700 °C 이하에서 급격히 낮아지고 운전온도에 민감한 값을 보였다. 700~800 °C 구간에서 최대값을 포함한 높은 효율을 형성하며 800 °C 이상에서는 점차적으로 낮아지는 경향을 보인다. 열교환기 측면에서 700 °C 이상에서 온도가 높아질수록 ATR 반응기의 예열기 HEX-04의 크기가 커지는 것으로 인해 최적온도보다 높은 운전영역에서는 단순히 공정의 크기를 비대화시키는 비효율을 초래하므로 설계에서 제외하여야 하는 구간임을 알 수 있다. 마지막으로 세 연료에 대한 경제성에 가장 큰 비중을 차지하는 연료비용을 비교해 보았을 때 현재 한국시장에 연료개질기를 도입할 경우 LPG가 가장 적합한 연료로 사용될 수 있을 것이다.

## 감 사

본 연구는 국토해양부 LNG플랜트 사업단 및 2014년도 2단계 두뇌한국21사업에 의해 수행되었습니다.

## References

- Joo, O., "Hydrogen Production Technology," *Korean Chem. Eng. Res.*, **49**(6), 688-696(2011).
- Youn, M., Seo, J., Cho, K., Jung, J., Kim, H., La, K., Park, D., Park, S., Lee, S. and Song, I., "Effect of Support on Hydrogen Production by Auto-thermal Reforming of Ethanol over Supported Nickel Catalysts," *Korean J. Chem. Eng.*, **25**(2), 236-238(2008).
- Kim, M., Lee, S., Kwak, J., Han, G. and Yoon, K., "Hydrogen Production by Decomposition of Ethane-containing Methane over Carbon Black Catalysts," *Korean J. Chem. Eng.*, **28**(9), 1833-1838(2011).
- Recupero, V., Pino, L., Vita, A., Cipiti, F., Cordaro, M. and Laganà, M., "Development of a LPG Fuel Processor for PEFC Systems: Laboratory Scale Evaluation of Autothermal Reforming and Preferential Oxidation Subunits," *Int. J. Hydrogen Energy*, **30**(9), 963-971(2005).
- Löffler, D. G., Taylor, K. and Mason, D., "A Light Hydrocarbon Fuel Processor Producing High-purity Hydrogen," *J. Power Sources*, **117**(1-2), 84-91(2003).
- Gökalliler, F., Selen Çağlayan, B., İlşen Önsan, Z. and Erhan Aksoylu, A., "Hydrogen Production by Autothermal Reforming of LPG for PEM Fuel Cell Applications," *Int. J. Hydrogen Energy*, **33**(4), 1383-1391(2008).
- Moon, D. J., Sreekumar, K., Lee, S. D., Lee, B. G. and Kim, H. S., "Studies on Gasoline Fuel Processor System for Fuel-cell Powered Vehicles Application," *Appl. Catal. A-Gen.*, **215**(1-2), 1-9(2001).
- Docter, A. and Lamm, A., "Gasoline Fuel Cell Systems," *J. Power Sources*, **84**(2), 194-200(1999).
- Pereira, C., Bae, J., Ahmed, S. and Krumpelt, M., "Liquid Fuel Reformer Development: Autothermal Reforming of Diesel Fuel," *Proceedings of the 2000 Hydrogen Program Review*, NREL/CP-570-28890(2000).
- Cuttillo, A., Specchia, S., Antonini, M., Saracco, G. and Specchia, V., "Diesel Fuel Processor for PEM Fuel Cells: Two Possible Alternatives (ATR versus SR)," *J. Power Sources*, **154**(2), 379-385(2006).
- Sopeña, D., Melgar, A., Briceño, Y., Navarro, R. M., Álvarez-Galván, M. C. and Rosa, F., "Diesel Fuel Processor for Hydrogen Production for 5 kW Fuel Cell Application," *Int. J. Hydrogen Energy*, **32**(10-11), 1429-1436(2007).
- Ipsakis, D., Voutetakis, S., Papadopolou, S. and Seferlis, P., "Optimal Operability by Design in a Methanol Reforming-PEM Fuel Cell Autonomous Power System," *Int. J. Hydrogen Energy*, **37**(21), 16697-16710(2012).
- Seo, D. J., Yoon, W.-L., Yoon, Y.-G., Park, S.-H., Park, G.-G. and Kim, C.-S., "Development of a Micro Fuel Processor for PEM-FCs," *Electrochim. Acta*, **50**(2-3), 719-723(2004).
- Ryi, S.-K., Park, J.-S., Choi, S.-H., Cho, S.-H. and Kim, S.-H., "Novel Micro Fuel Processor for PEMFCs with Heat Generation by Catalytic Combustion," *Chem. Eng. J.*, **113**(1), 47-53(2005).
- Çağlayan, B. S., İlşen Önsan, Z. and Erhan Aksoylu, A., "Production of Hydrogen over Bimetallic Pt-Ni/δ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: II. Indirect Partial Oxidation of LPG," *Catal. Lett.*, **102**(1-2), 63-67(2005).
- Zeng, G., Tian, Y. and Li, Y., "Thermodynamic Analysis of Hydrogen Production for Fuel Cell Via Oxidative Steam Reforming of Propane," *Int. J. Hydrogen Energy*, **35**(13), 6726-6737(2010).
- Alayoglu, S., Nilekar, A. U., Mavrikakis, M. and Eichhorn, B., "Ru-Pt Core-shell Nanoparticles for Preferential Oxidation of Carbon Monoxide in Hydrogen," *Nat. Mater.* **7**(4), 333-338(2008).
- Son, I. and Lane, A., "Promotion of Pt/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> by Ce for Preferential Oxidation of CO in H<sub>2</sub>," *Catal. Lett.*, **76**(3-4), 151-154(2001).
- Ahluwalia, R. K., Zhang, Q., Chmielewski, D. J., Lauzze, K. C. and Inbody, M. A., "Performance of CO Preferential Oxidation Reactor with Noble-metal Catalyst Coated on Ceramic Monolith for On-board Fuel Processing Applications," *Catal. Today*, **99**(3-4), 271-283(2005).
- Georgakis, C., Uztürk, D., Subramanian, S. and Vinson, D. R., "On the Operability of Continuous Processes," *Control Eng. Pract.*, **11**(8), 859-869(2003).
- Bisaria, V. and Smith, R. J. B., "Hydrogen Production by Onboard Gasoline Processing - Process Simulation and Optimization," *Energy. Convers. Manage.*, **76**, 746-752(2013).
- Ersoz, A., Olgun, H. and Ozdogan, S., "Simulation Study of a Proton Exchange Membrane (PEM) Fuel Cell System with Autothermal Reforming," *Energy*, **31**(10-11), 1490-1500(2006).
- Ersoz, A., Olgun, H., Ozdogan, S., Gungor, C., Akgun, F. and Tiris, M., "Autothermal Reforming as a Hydrocarbon Fuel Processing Option for PEM Fuel Cell," *J. Power Sources*, **118**(1-2), 384-392(2003).
- <http://www.opinet.co.kr>