

# 수소생산을 위한 수증기-메탄-개질 반응기의 성능 분석 및 설계

임태우\* · 황다혜\*\* · 최용석†

\*한국해양대학교(교수) · \*\*한국해양대학교(학생)

## Performance Analysis and Design of Steam Methane Reforming Reactor for Hydrogen Production

Tae-Woo LIM\* · Da-Hye HWANG\*\* · Yong-Seok CHOI†

\*Korea Maritime and Ocean University(professor) · \*\*Korea Maritime and Ocean University(student)

### Abstract

This study is to design a steam methane reforming (SMR) reactor that can produce hydrogen from methane, the main component of LNG, by extracting a portion of the gas (BOG) generated from the fuel tank to use a fuel cell as an auxiliary power source for an LNG propulsion ships. Prior to the design, performance was analyzed using several parameters. As the pressure in the reforming reactor increased, the methane conversion rate decreased. The yield to hydrogen is maximal at a temperature of 750 to 800 °C, with almost 40% being reduced to hydrogen. At a low temperature, the methane conversion rate was low, and the concentrations of other compositions were also low. At a temperature above 700 °C, the concentration of carbon monoxide continued to increase, while the concentration of carbon dioxide decreased. It can be seen that the water gas conversion reaction does not occur smoothly at high temperatures. The reactor design was carried out in the temperature range of 700 to 900 °C, and it was found that for each 50 °C increase, the total heat transfer area required increased in the range of about 17~25%.

**Key words** : Boil off gas, Heat transfer area, Hydrogen yield, Methane conversion rate, Steam methane reforming

### I. 서론

글로벌 환경문제의 심각성으로 인해 에너지 소비를 줄이려는 노력이 한층 강화되고 있다. 또한 화석연료에서 발생하는 오염물질의 배출은 환경 오염의 문제를 더욱 심화시킴에 따라 오염물질의 배출이 적은 청정 연료의 사용이 그 어느 때보다도 중요하게 되었으며, 이 중 수소가 중요한 대체 에너지원 중에 하나로 주목을 받고 있다 (Chiron et al., 2011). 수소 원자는 우주에서 가장

풍부하게 퍼져있지만, 정상적인 조건에서 수소는 분자 형태로 지구상에 존재하며, 일반적으로 물, 탄화수소 또는 석탄안에 결합된 화합물 형태로 존재한다. 따라서 수소를 이들로부터 추출하기 위해서는 추가의 에너지원이 필요하게 된다. 현재 생산되는 대부분의 수소는 천연가스 또는 화석연료의 개질 공정을 통해 생산된다. 개질공정에는 증기 개질, 부분산화, 자열 개질 등 열역학적인 방법으로 가능하다. 이러한 방법에는 수소와 더불어 이산화탄소도 만들어지게 되는데, 추

† Corresponding author : 051-410-4288, choiys@kmou.ac.kr

\* 이 논문은 정부(과학기술정보통신부)의 재원으로 한국연구재단의 지원을 받아 수행된 연구임(No.2020R1G1A1010620).

가적으로 이산화탄소 포집을 위한 장치도 추가되어야 한다. 순수한 수소생산은 물 분해를 통해 수소를 생산하는 것이다. 따라서 미래에는 재생 가능한 에너지원으로부터 물 분해를 통해 대부분의 수소를 생산하는 것이 가능할 것이다.

오늘날 선박의 연료는 배출가스의 심각한 오염 문제에 선제적으로 대응하고 강화된 환경규제에 따라 저황연료를 사용하거나 선박에 스크러브를 장착하고 있으며, 또한 LNG를 연료로 사용하는 LNG선이 급격하게 늘어나고 있다. 또한 수소를 이용한 수소연료전지 선박에 대한 연구도 활발히 진행 중이다. 연료전지는 화학에너지를 전기로 직접 변환하므로 기존의 에너지 변환 시스템과 비교하여 효과적이다.

LNG 선박에서 외부의 열 침입으로 탱크 내 LNG는 증발하게 된다. 이 증발량(BOG:Boil off gas)은 보온을 적용하는 방법에 따라 하루에 약 0.12~0.15% 정도가 증발하게 된다. 증발한 가스는 추진 장치의 연료로 사용되며, 또한 일부를 추출하여 선박의 보조동력원으로 활용할 수 있다. 즉, LNG의 주 성분인 메탄으로부터 수소를 생산하여 연료전지를 작동함으로써 추가적인 동력을 발생시킬 수 있다.

수증기 메탄 개질(SMR:Steam Methane Reforming)은 수소 생산 공정 중 일반적으로 가장 널리 적용되고 있는 공정(Rostrup-Nielsen et al., 2002)이라 할 수 있으며, 이러한 공정을 통해 전 세계 수소 생산량의 50% 이상을 생산하고 있다(Cortright et al., 2002). 수증기와 메탄의 촉매 반응은 1924년 Neumann and Jacob에 의해 처음 보고되었으며(Zhang et al., 2021), 1930년에 첫 번째 산업적 응용이 이루어졌다(Adris et al., 1996). 촉매를 이용한 수증기 메탄 개질은 대단히 복잡한 과정이다. Ni금속은 높은 반응성과 소모량이 적으며, 고온에서도 사용할 수 있기 때문에 가장 많이 사용하는 촉매이다. 그러나 Ni기반 촉매를 사용할 경우 Ni 입자에 탄소가 침적되어 촉매의 활성을 저해하는 것으로 알려져 있다. 탄소침적

을 방지하기 위해 조촉매( $Al_2O_3$ , MgO, CaO 등)를 첨가하기도 한다.

Ni 촉매를 이용한 수증기 메탄 개질의 반응속도(kinetics)에 관한 초기 연구는 Akers et al.(1955)에 의해 이루어졌다. 그들은 개질온도를 609~911K의 범위에서 수행하였으며, 메탄의 표면 분해에 대한 고유 반응속도론에 중점을 두었다. 이후 여러 연구자들에 의해 다양한 입자 크기의 촉매와 광범위한 온도와 압력에 대하여 수증기 메탄 반응의 반응속도론에 관한 연구가 수행되었다(Bodrov et al., 1964; Soliman et al., 1992). Xu and Froment(1989)는 폭넓게 사용되는 Ni/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> 촉매에 대해 고유 반응속도 모델을 제안하였다. 여기서 채택된 반응속도 모델은 수증기 개질 반응(SMR)과 수성가스전환(WGS:Water Gas Shift) 반응으로 구성된 Langumiur-Hinshelwood 반응 메커니즘을 기반으로 한다. 이들의 반응 속도 모델은 문헌에서 자주 인용되고 있으며, 개질 반응에서 일어나는 모든 반응을 고려한 모델로 평가되고 있다.

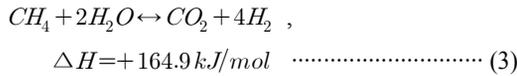
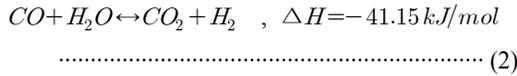
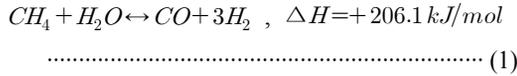
본 연구의 목적은 LNG 선박의 연료 탱크에서 발생하는 가스(BOG)의 일부를 추출하여 선박의 보조동력원으로 활용할 수 있도록 LNG의 주 성분인 메탄으로부터 수소를 생산할 수 있는 수증기 메탄 개질(SMR) 반응기(reactor)를 설계하는 것이다. 개질기 설계를 위해 우선 다양한 온도와 수증기 대 메탄 비(S/C)에 따른 개질기 특성 분석을 수행하였다. 개질기에서 만들어진 수소는 연료전지로 들어가 추가적인 전기를 만들어 낼 수 있으며, 선내의 각종 필요한 곳에 사용될 수 있을 것이다.

## II. 이론적 고찰

### 1. 반응속도모델

개질기(reformer)에서 반응물과 촉매사이에 발생하는 반응으로는 수증기 메탄 개질 반응(SMR),

수성가스전환반응(WGS:water gas shift) 그리고 직접개질반응(Direct steam reforming)이 있다. 고온의 수증기와 메탄이 개질기에 공급되면 다음의 세 가지 가역반응이 일어난다.



본 연구에서는 개질기에서의 반응 메커니즘을 해석하기 위해 Xu and Froment에 의해 제안된 모델을 사용하였다. 이 모델에서는 반응물이 촉매에 흡착하여 여러 단계의 반응이 일어나는 것을 가정한 반응속도 모델이다. 식(1)~(3)에 대한 반응속도(reaction rates)는 다음 식들에 의해 결정된다.

$$r_1 = \frac{k_1}{P_{H_2}^{2.5} DEN^2} \left[ P_{CH_4} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K_1} \right] \dots\dots\dots (4)$$

$$r_2 = \frac{k_2}{P_{H_2} DEN^2} \left[ P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2} P_{CO_2}}{K_2} \right] \dots\dots\dots (5)$$

$$r_3 = \frac{k_3}{P_{H_2}^{3.5} DEN^2} \left[ P_{CH_4} P_{H_2O}^2 - \frac{P_{H_2}^4 P_{CO_2}}{K_3} \right] \dots\dots\dots (6)$$

여기서,

$$DEN = 1 + k_{CO} P_{CO} + k_{H_2} P_{H_2} + k_{CH_4} P_{CH_4} + k_{H_2O} \left( \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right)$$

이다. 그리고 반응속도상수( $k_i$ )는 <Table 1>에, 평형상수( $K_i$ )는 <Table 2>에 그리고 흡착계수( $k_j$ ;  $j$ 는 반응물과 생성물의 성분)는 <Table 3>에 각각 나타내었다. 그리고 반응속도상수와 흡착계수는 Arrhenius 식 형태로 다음과 같이 정의된다

$$k_i = A(k_i) \exp\left(\frac{-E_i}{RT}\right), \text{ reaction } i (SMR, WGS, DSR)$$

$$k_j = A(k_j) \exp\left(\frac{-\Delta H_j}{RT}\right), \text{ component}$$

$$j(CH_4, H_2O, H_2, CO)$$

<Table 1> Rate coefficients

Rate coefficient	Factor $A(k_i)$ [kmol bar <sup>0.5</sup> /(kgcat h)]	Activation energy[kJ/mol]
$k_1$	$4.225 \times 10^{15}$	240.1
$k_2$	$1.955 \times 10^6$	67.13
$k_3$	$1.020 \times 10^{15}$	243.9

<Table 2> Equilibrium Constants

Equilibrium constant	[bar <sup>2</sup> ]
$K_1$	$\exp(-26830/T+30.114)$
$K_2$	$\exp(4400/T-4.036)$
$K_3$	$K_1 K_2$

<Table 3> Adsorption Constants

Adsorption constant	Factor $A(k_j)$ [bar <sup>-1</sup> ]	Adsorption enthalpy[kJ/mol]
$k_{CH_4}$	$6.65 \times 10^{-4}$	-38.28
$k_{H_2O}$	$1.77 \times 10^5$ (dimensionless)	88.68
$k_{H_2}$	$6.12 \times 10^{-9}$	-82.90
$k_{CO}$	$8.23 \times 10^{-5}$	-70.65

수증기 메탄 개질(SMR) 반응기(reactor)의 작동 성능은 메탄전환율(methane conversion rate), 수소 환원(hydrogen yield), 선택도(selectivity) 그리고 반응기의 열효율(thermal efficiency)을 이용하여 나타낼 수 있다.

메탄 전환율, 수소 환원, 선택도 그리고 열효율은 각각 다음과 같이 정의된다.

$$X_{CH_4} = \frac{\dot{n}_{CH_4,in} - \dot{n}_{CH_4,out}}{\dot{n}_{CH_4,in}} \times 100 \dots\dots\dots (7)$$

$$Y_{H_2} = \frac{\dot{m}_{H_2,out}}{\dot{m}_{CH_4,in}} \times 100 \dots\dots\dots (8)$$

$$S_{CO} = \frac{\dot{n}_{CO,out}}{(\dot{n}_{CH_4,out} + \dot{n}_{CO_2,out} + \dot{n}_{CO,out})} \times 100 \dots\dots (9)$$

$$S_{CO_2} = \frac{\dot{n}_{CO_2,out}}{(\dot{n}_{CH_4,out} + \dot{n}_{CO_2,out} + \dot{n}_{CO,out})} \times 100 \dots\dots (10)$$

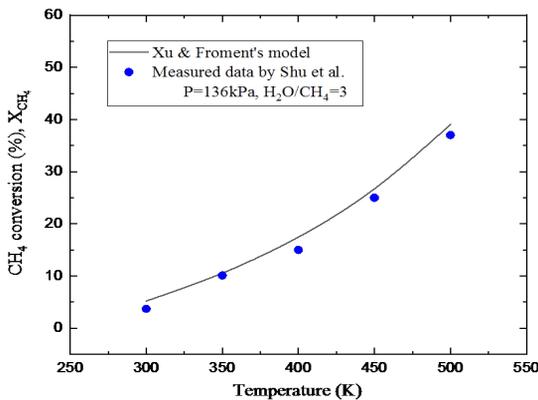
$$\eta = \frac{\dot{m}_{H_2,out} \times LHV_{H_2} + \dot{m}_{CO,out} \times LHV_{CO}}{\dot{m}_{CH_4,in} \times LHV_{CH_4}} \dots (11)$$

여기서  $\dot{n}$ 과  $\dot{m}$ 은 각각 몰 유량과 질량 유량을 나타낸다. 그리고  $LHV_{H_2}$ 와  $LHV_{CO}$  그리고  $LHV_{CH_4}$ 는 저위발열량(lower heating value)으로 각각 240, 283 그리고 800 MJ/kmol로 주어진다.

[Fig. 1]은 본 연구에서 계산한 결과의 신뢰성을 확인하기 위해 Shu et al.(1994)의 실험에서 측정된 결과와 비교하였으며, 계산결과는 잘 일치하는 것으로 나타났다. Shu et al.의 논문에서는 측정결과를 Xu and Froment의 모델이 아닌 반응에 대한 열역학적 평형(Shagdar et al., 2020)에 관한 공식(K)으로부터 얻어진 결과와 비교하였다. 본 연구에서도 화학적 평형 상수(K)를 이용하여 계산 하였으며, 그 결과는 Xu and Froment의 모델로부터 계산한 결과와 거의 유사한 결과를 보였다.

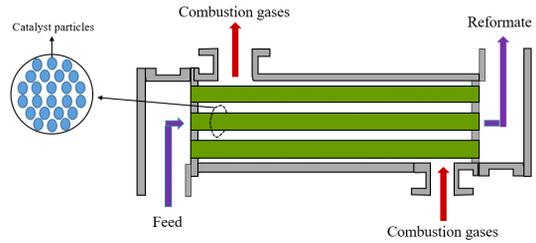
## 2. 수증기 메탄 개질 반응기(reactor) 설계

개질 반응은 두 가지 주요 단계가 동시에 일어난다. 첫 번째 단계는 식(1)에서 반응물이 열을 흡수하여 생성물을 만드는 흡열 반응이 일어나며, 이 때 반응은 고온(700-1000℃)에서 활발히



[Fig. 1] Comparison between Xu' model and the measured data.

일어난다. 두 번째 단계는 식(2)에 따라 발열 반응이 일어나는 수성가스전환 반응으로 이 때 반응은 낮은 온도(150~400℃)에서 일어나게 된다. 전체 SMR 과정은 본질적으로 흡열 반응이며, 이러한 과정이 지속되기 위해서는 추가적인 열이 공급되어야 한다.



[Fig. 2] Shell and tube reformer.

본 연구에서 SMR 반응기 설계는 고온의 열을 지속적으로 공급할 수 있는 열교환기 방식을 이용하여 반응기를 설계하고자 한다. [Fig. 2]는 Shell and Tube 열교환기(반응기)를 나타내고 있다. 반응물은 촉매 입자가 들어 있는 관대로 들어가며 shell측으로 들어온 고온의 가스로부터 열을 공급받아 관 입구에서부터 흡열반응이 일어나 반응속도가 크게 증가하게 된다. 관 출구로 가면서 반응속도는 감소하면서 개질가스가 출구로 빠져나가게 된다.

본 연구에서는 열교환기 설계 기법중 하나인 유효도-NTU법을 SMR 반응기 설계에 적용할 것이며, SMR 반응기의 유효도( $\epsilon$ :effectiveness)와 전달단위수(NTU:number of transfer unit)는 각각 다음과 같이 정의된다.

$$\epsilon = \frac{Q_{SMR}}{Q_{MAX}} \dots (12)$$

$$NTU \equiv \frac{UA}{C_{min}} \dots (13)$$

여기서  $Q_{SMR}$ 은 실제 열전달율,  $Q_{MAX}$ 은 반응기에서의 최대 가능 열전달율,  $C_{min}$ 은 최소 열용량률 그리고 U와 A는 각각 총합 열전달계수와 열전달 면적을 나타낸다.

유효도-NTU법은 열교환기의 기하학적 형상에 따라 여러 형태로 나타낼 수 있으나, Shell and Tube 열교환기는 다음과 같이 정의된다.

$$\varepsilon = 2 \left\{ 1 + C_r + (1 + C_r^2)^{1/2} \times \frac{1 + \exp[-NTU(1 + C_r^2)^{1/2}]}{1 - \exp[-NTU(1 + C_r^2)^{1/2}]} \right\}^{-1} \dots\dots\dots (14)$$

여기서  $C_r$ 은 열용량비(heat capacity ratio)를 나타낸다.

SMR 반응기 설계를 위해서는 총합 열전달계수가 결정되어야 하며, 총합열전달계수는 다음과 같이 관외의 고온 가스와 관내 개질가스의 열전달계수로 이루어지며, 다음식과 같이 정의 된다.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{U_{hot,gas}} + \frac{1}{U_{reformate}} \dots\dots\dots (15)$$

관내를 흐르는 개질가스에 대한 총합열전달계수는 다음과 같이 정의된다.

$$U_{reformate} = \frac{k_{reformate}}{d \cdot Nu_{reformate}} \dots\dots\dots (16)$$

여기서  $k_{reformate}$ 는 개질가스의 열전도율을 나타내고,  $Nu_{reformate}$ 는 Nusselt 수를 나타내며, Adelman et al.(1995)의 논문에서 언급된 Leva packed-bed 상관식은 다음과 같다.

$$Nu_{reformate} = 1.26 Re^{0.95} \exp\left(\frac{-6D_p}{d}\right) \dots\dots\dots (17)$$

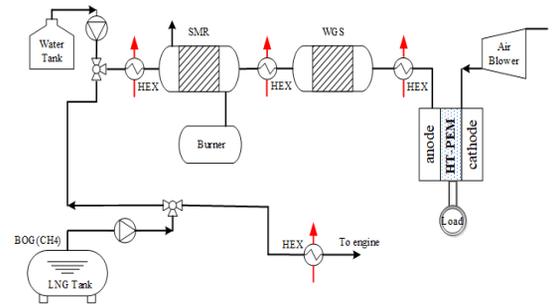
여기서  $D_p$ 는 촉매 직경이며,  $Re$ 는 Reynolds 수로 다음과 같다.

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} \dots\dots\dots (18)$$

$U_{hot,gas}$ 는 Shell and Tube 열교환기 설계에 대한 이전의 연구(Lim et al., 2018; Lim et al., 2020)를 참조하기 바란다.

[Fig. 3]은 LNG 연료탱크에서 발설한 BOG의 일부를 추출하여 반응기에서 수소를 생산한 후 보조동력원인 HT-PEMFC으로 수소를 보내는 일

련의 과정을 나타내고 있다. <Table 4>는 SMR 반응기 설계를 위한 주요 변수들을 나타내고 있다. 메탄은 순수 메탄으로 가정하였으며, HT-PEMFC의 출력을 250kW로 가정했을 때 개질에 필요한 메탄의 양을 약 3kmol/h로 가정하였다.



[Fig. 3] Schematic diagram of steam methane reforming process.

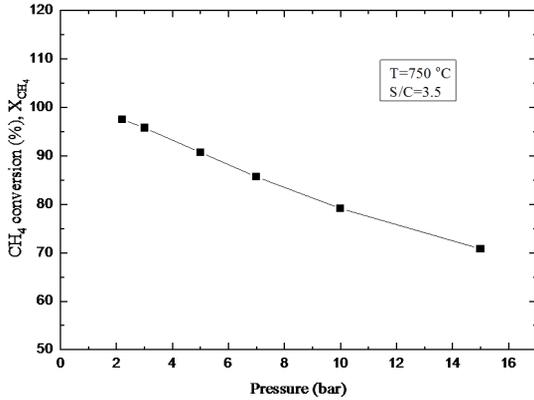
<Table 4> Initial conditions assumed for the SMR reactor

Parameter	Value
CH4 molar flow rate [kmol/h]	3
Steam to methane ratio [S/C]	2.5~4
Temperature [°C]	300~1000
Pressure [bar]	2.2~15
Tube outer diameter [m]	0.0192
Number of tubes	50
Diameter of catalyst [mm]	2.5

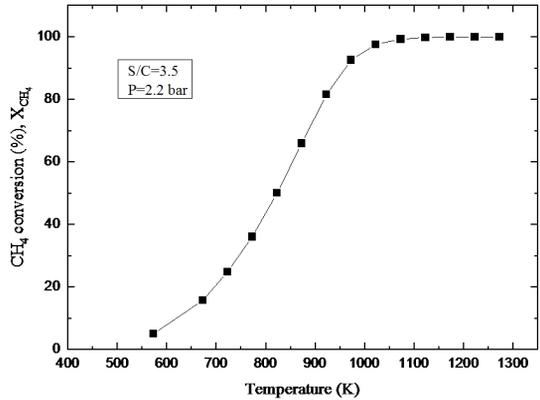
### Ⅲ. 결과 및 고찰

[Fig. 4]는 압력에 따른 메탄 전환율을 나타내고 있으며, 온도는 750°C, S/C 비는 3.5로 일정 상태에서 계산한 결과이다. 그림으로부터 알 수 있듯이 압력이 증가할수록 메탄 전환율은 감소하며, 압력이 10 bar 이상일 때는 약 80% 이하까지 떨어진다는 것을 알 수 있다. 압력이 높으면 순방향 반응속도를 향상시킬 뿐만 아니라, 역방향 반응속도도 크게 향상시키기 때문에 고압에서 메탄 전환율이 떨어지는 것으로 사료된다. [Fig. 5]는 3가지 온도에 대해 S/C 비율에 따른 메탄 전

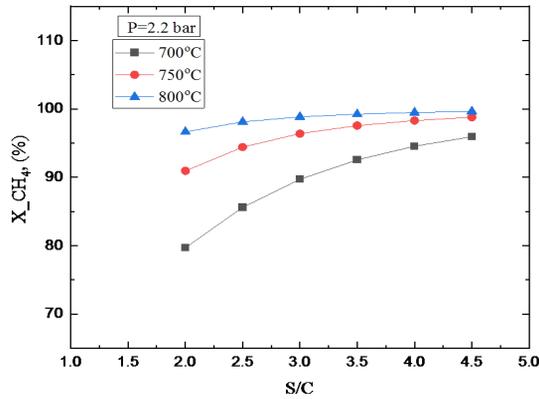
수소생산을 위한 수증기-메탄-개질 반응기의 성능 분석 및 설계



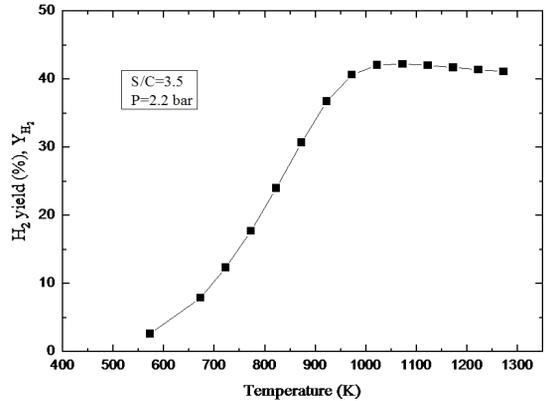
[Fig. 4] Methane conversion with pressure.



[Fig. 6] Methane conversion with temperature.



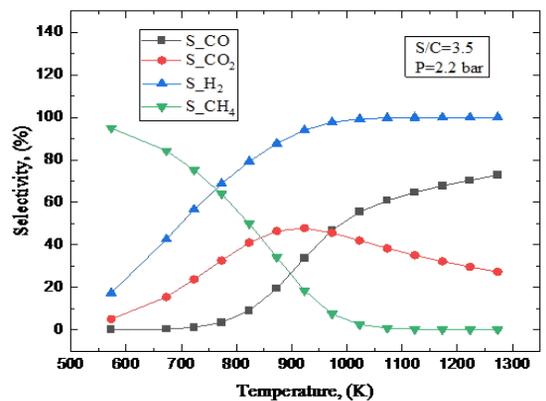
[Fig. 5] Methane conversion with S/C.



[Fig. 7] Hydrogen yield with temperature.

환율을 나타내고 있다. S/C 비 3.5 이상과 온도 750 °C 이상에서 메탄 전환율은 거의 97% 이상이 된다는 것을 알 수 있다. 따라서 본 연구에서는 메탄 전환율이 약 97% 이상이 되는 S/C 비 3.5와 압력 2.2 bar에서 개질 반응기의 성능을 평가하였다.

[Fig. 6]은 S/C 비 3.5와 압력 2.2 bar 일 때 온도에 따른 메탄 전환율을 나타내고 있다. 온도가 550 °C(823K) 일 때 메탄 전환율은 거의 50%가 되며, 300 °C(573K)일 때는 약 5%의 메탄 전환율을 나타내고 있다. 온도가 700 °C(973K) 이상이 될 때 메탄 전환율은 90%를 넘어가게 된다. [Fig. 3]의 개질 반응기(SMR)의 온도를 700 °C 이상으로



[Fig. 8] Comparison of selectivity with temperature.

유지하기 위해서는 추가적인 열이 공급되어야 하며, 버너로 연료의 추가 공급을 통한 연소로 필

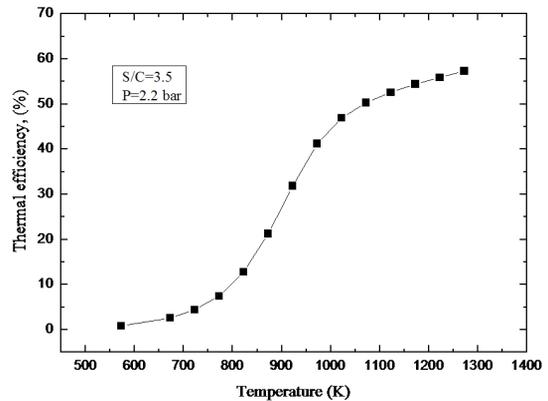
요한 에너지를 공급하게 된다.

[Fig. 7]은 온도에 따른 공급된 메탄에 대한 생산된 수소의 환원(yield)을 나타내고 있다. 온도 700°C에서 수소 환원이 약 40%가 되며, 750~800°C에서 최대치에 이르게 된 후 800°C 이상에서는 조금 감소하게 된다.

[Fig. 8]은 개질기 출구 가스의 조성을 알 수 있는 선택도(selectivity)의 변화를 나타내고 있다. 낮은 온도에서는 메탄의 전환율이 낮아 수소, 일산화탄소(CO) 그리고 이산화탄소(CO<sub>2</sub>)의 농도가 작다는 것을 알 수 있다. 온도가 증가함에 따라 메탄 선택도가 감소(CH<sub>4</sub> 전환율 증가)하면서 개질가스 중 CO에 비해 CO<sub>2</sub>의 농도가 더 큰 폭으로 증가한다. 이것은 식(2)의 수성가스전환 반응이 활발하게 일어나 CO<sub>2</sub>의 농도가 더욱 증가하는 것으로 판단된다. 온도가 700°C에서 CO와 CO<sub>2</sub>의 농도는 역전되기 시작하며, 온도가 더욱 상승하면서 CO의 농도는 더욱 증가한다는 것을 알 수 있다. 이것은 식(2)의 수성가스전환 반응이 원활하게 못 일어나고 있다는 것을 알 수 있다. 따라서 CO가 CO<sub>2</sub>로 변환되지 못하여 CO는 증가하고 CO<sub>2</sub>는 감소하게 된다. 일반적으로 수성가스 전환 반응은 고온 조건에서는 바람직하지 않으며, 주로 200~450°C의 온도 범위에서 반응이 일어난다. 또한 700°C 이상에서는 CO<sub>2</sub>가 역 수성가스전환 반응을 통해 CO로 전환될 수 있기 때문에 사료된다. 이러한 역 수성가스 전환을 억제하기 위해서는 S/C의 비를 증가시킴으로써 CO<sub>2</sub>를 소비하는 역 수성가스 전환 반응을 억제하며, CO<sub>2</sub>를 생산하는 반응을 촉진시킬 수 있다(Hou et al., 2001).

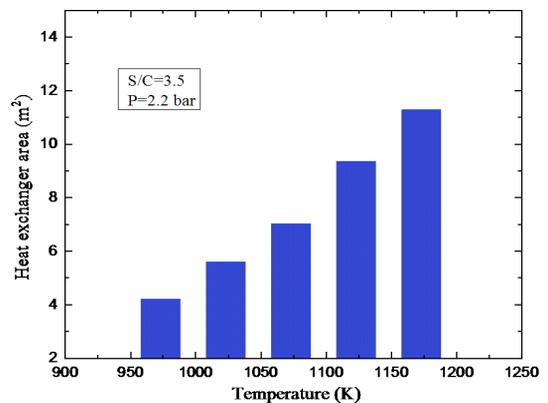
[Fig. 9]는 SMR 반응기의 반응과정에 대한 열효율의 변화를 나타내고 있다. 온도가 700°C까지는 열효율의 급격한 증가를 보이고 있으나, 750°C 이상에서는 완만하게 열효율이 증가하고 있다는 것을 알 수 있다. 따라서 본 연구에서 수증기 메탄 개질(SMR) 반응기(reactor)의 설계는 S/C의 비는 3.5, 압력은 2.2 bar 그리고 작동 온도는

700~900°C 범위에서 수행하였다.



[Fig. 9] Comparison of thermal efficiency.

[Fig. 10]은 식(8)로부터 계산된 수증기 메탄 개질 반응에 필요한 총 열전달 면적을 나타낸 것이다. 온도가 50°C 증가할 때마다 열전달 면적은 약 17~25%까지 증가한다는 것을 알 수 있다. 이러한 결과를 종합하면 수증기 메탄 개질 반응은 S/C 비는 높고, 압력은 낮으며, 온도는 700~800°C 범위에서 이루어지는 것이 적당할 것으로 사료된다.



[Fig. 10] Heat transfer area with temperature.

## IV. 결론

연료전지를 LNG 추진 선박의 보조동력원으로

사용할 경우 메탄으로부터 수소를 생산하기 위해서는 개질 반응기가 반드시 갖춰져야 한다. 여러 개질 방법 중 본 연구에서는 수증기 메탄 개질을 이용하여 수소를 생산하는 것으로 하였다. 반응기의 설계 전에 여러 매개변수를 이용하여 성능을 분석한 후 최적의 조건을 선택하여 반응기를 설계하였다.

1. 개질기의 압력이 증가할수록 메탄 전환율은 감소하는 것으로 나타났으며, 700℃ 이상의 온도에서 메탄 전환율은 거의 90% 이상이 된다는 것을 알 수 있다.

2. 수소의 환원(yield)은 750~800℃의 온도에서 최대치가 되며, 공급되는 메탄의 거의 40%가 수소로 환원되게 된다.

3. 개질 가스의 조성은 선택도(selectivity)로부터 알 수 있으며, 낮은 온도에서는 메탄 전환율이 낮아 다른 조성들의 농도도 낮게 나타났으며, 온도가 조금씩 증가함에 따라 증가하는 것으로 나타났다. 온도가 700℃ 이상에서 일산화탄소의 농도는 계속 증가하는 반면, 이산화탄소의 농도는 감소하였는데, 이것은 고온에서 수성가스전환 반응이 원활하게 일어나지 못하고 있음을 알 수 있다.

4. 위의 결과를 바탕으로 반응기 설계는 700~900℃의 온도 범위에서 수행되었으며, 온도가 50℃ 증가할 때마다 요구되는 총 열전달 면적이 약 17~25%범위로 증가하는 것으로 나타났다.

## References

- Adelman ST, Hoffman MA and Baughn JW(1995). A Methane-Steam Reformer for a Basic Chemically Recuperated Gas Turbine, *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*. Vol. 117 January. <https://doi.org/10.1115/1.2812768>
- Adris AM, Pruden BB, Lim CJ and Grace JR(1996). On the reported attempts to radically improve the performance of the steam methane reforming reactor. *Can J Chem Eng.*, 74, 177~186. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450740202>
- Akers W and Camp D(1955). Kinetics of the methane-steam reaction. *AIChE J.*, 1, 471~475. <https://doi.org/10.1021/i260055a010>
- Bodrov NM, Apelbaum LO and Temkin MI(1964). Kinetics of the reactions of methane with steam on the surface of nickel, *Kinet. Catal.* 5, 696~705.
- Chiron F-X, Patience GS and Riffart S(2011). Hydrogen production through chemical looping using NiO/NiAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> as oxygen carrier. *Chem Eng Sci.*, 66, 6324~6330. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.03.060>
- Cortright R, Davda R and Dumesic J(2002). Hydrogen from catalytic reforming of biomass-derived hydrocarbons in liquid water. *Nature* 418, 964~967. <https://doi.org/10.1038/nature01009>
- Hou K and Hughes R(2001). The kinetics of methane steam reforming over a Ni/ $\alpha$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst, *Chemical Engineering Journal*, 82, 311~328. [https://doi.org/10.1016/S1385-8947\(00\)00367-3](https://doi.org/10.1016/S1385-8947(00)00367-3)
- Lim TW and Choi YS(2018). Design of Shell and Tube Condenser According to Tube layout Patterns, *Journal of Fisheries and Marine Sciences Education* 30(5), 1634~1641. <https://doi.org/10.13000/JFMSE.2018.10.30.5.1634>
- Lim TW and Choi YS(2020). Heat Exchanger Design of an Organic Rankine Cycle for the Recovery of LNG Cold Energy with Jacket Cooling Water as Heat Source, *Journal of Fisheries and Marine Sciences Education* 32(4), 935~943. <https://doi.org/10.13000/JFMSE.2020.8.32.4.935>
- Rostrup-Nielsen JR, Sehested J and Nørskov JK(2002). Hydrogen and synthesis gas by steam-and CO<sub>2</sub> reforming. *Advances in Catalysis*. Academic Press; 65~139. <https://doi.org/10.1002/chin.200317288>
- Shagdar E, Lougou BG, Shuai Y, Ganbold E, Chinonso OP and Tan H(2020). Process analysis of solar steam reforming of methane for producing low-carbon hydrogen, *The Royal Society of Chemistry*, 10, 12582~12597. <https://doi.org/10.1039/c9ra09835f>
- Shu J, Grandjean BPA and Kaliaguine S(1994). Methane steam reforming in asymmetric Pd- and Pd-Ag/porous SS membrane reactors, *Applied Catalysis A: General* 119 305~325.

- [https://doi.org/10.1016/0926-860X\(94\)85199-9](https://doi.org/10.1016/0926-860X(94)85199-9)  
Soliman MA, Adris MA, Al-Ubaid AS and El-Nashaie SSEH(1992). Intrinsic kinetics of nickel/calcium aluminate catalyst for methane steam reforming, *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 55, 131~138.  
<https://doi.org/10.1002/jctb.280550206>
- Xu J and Froment GF(1989). Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I. Intrinsic kinetics, *AIChE J.*, 35, 88~96.  
<https://doi.org/10.1002/aic.690350109>
- Zhang H, Sun Z and Hu YH(2021). Steam reforming of methane: Current states of catalyst design and process upgrading, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 149, 111330.  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111330>
- 
- Received : 16 September, 2022
  - Revised : 29 September, 2022
  - Accepted : 06 October, 2022