Trans. of Korean Hydrogen and New Energy Society, Vol. 30, No. 3, 2019, pp. 201~208
DOI: https://doi.org/10.7316/KHNES.2019.30.3.201

KHNES
pISSN 1738-7264 • eISSN 2288-7407

메탄올 연료 개질 플랜트의 다단연소기 시동 전략

지현진[1,†] · 백경돈[1] · 양성호[1] · 정승교[2]

[1]국방과학연구소, [2]대우조선해양

Start-up Strategy of Multi-Stage Burner for Methanol Fuel Reforming Plant

HYUNJIN JI[1,†], KYUNGDON BAIK[1], SUNGHO YANG[1], SEUNGKYO JUNG[2]

[1]Agency for Defense Development, 35-44, Daejeon Yuseong P.O.Box, Yuseong-gu, Daejeon 34186, Korea
[2]Daewoo Shipbuilding Marine Engineering, 3370 Geoje-daero, Geoje 53302, Korea

[†]Corresponding author : grgnmachine@add.re.kr

Received 25 February, 2019
Revised 28 April, 2019
Accepted 30 June, 2019

Abstract >> Recently, a fuel reforming plant for supplying high purity hydrogen is being applied to submarines. Since steam reforming is an endothermic reaction, it is necessary to continuously supply heat to the reactor. A fuel reforming plant for a submarine needs a multi-stage burner (MSB) to acquire heat and convert the combustion gas to CO_2+H_2O. The MSB has problems that the combustion imbalance occurs during start-up due to the temperature restriction of the combustion gas. This problems can be solved by burning H_2O together with fuel and O_2. In this study, the simulation results of MSB were analyzed to determine the optimum flow rate of H_2O supplied to the 6-stage burner. When the flow rate of H_2O was low, combustion was concentrated on the burner#6 in comparison with the burner#1-#5. This combustion concentration improved as the supply amount of H_2O increased. As a results, it was necessary to supply at least 4.9 kmol/h of H_2O (per 1 kmol/h of fuel) to burner#1 in order to maintain the combustion gas temperature of each stage at 750℃ and to convert the final stage burner gas composition to CO_2+H_2O.

Key words : Methanol(메탄올), Multi-stage burner(다단연소기), Start-up(시동), Fuel reforming plant(연료 개질 플랜트), Heat exchanger(열교환기)

1. 서 론

핵추진 잠수함을 제외한 일반적인 재래식 잠수함은 잠항 시 2차전지에 저장된 전력을 주 에너지원으로 사용하여 추진한다. 만약 2차전지가 방전되면 함내 탑재된 디젤 발전기로 2차전지를 충전해야만 한다. 디젤 발전기의 구동을 위해서는 대기 중의 산소가 필요하므로 잠수함은 수면 위 혹은 근처까지 부상해야 한다. 잠수함이 작전 중 2차전지를 충전하는 행위는 적 감시망에 의해 잠수함의 위치를 노출시킬

2019 The Korean Hydrogen and New Energy Society. All rights reserved.

수 있다. 이러한 이유로 잠수함 선진국에서는 공기 의존도를 낮추고, 잠수함의 잠항시간을 증가시키기 위하여 공기불요추진(air independent propulsion, AIP) 체계를 개발하여 재래식 잠수함에 적용하고 있다[1]. 특히 연료전지 시스템은 다른 AIP 체계에 비하여 상대적으로 에너지 변환 효율이 높고(50-60%), 운용 중 동적 요소가 없어 정숙하므로 독일, 한국 등을 포함한 대부분의 국가에서 채택하고 있다.

연료전지는 전해질 종류 및 작동온도에 따라 크게 5가지 종류로 구분할 수 있다. 그중 고분자 전해질형 연료전지 타입을 탑재한 잠수함의 경우에는 잠항시간을 증가시키기 위하여 고순도 수소를 효과적으로 저장/공급할 수 있어야 한다. 독일에서 개발한 214급 잠수함은 금속수소저장합금(metal hydride)에 고순도 수소를 충전/방출하는 방식을 사용한다. 금속수소저장합금은 상대적으로 단위 부피당 수소저장밀도가 높고 상대적으로 저압으로 저장할 수 있다는 장점이 있다. 하지만 금속수소저장합금 방식은 군수지원의 어려움과 과도한 무게 증가로 인하여 차세대 잠수함용 AIP 체계용 수소공급 방식으로서는 한계가 있다. 이런 이유로 독일 및 스페인에서는 금속수소저장합금 대신에 연료 개질을 통한 수소공급 방식을 연구하고 있다[2-4]. 연료 개질 방식은 군수지원이 용이하고, 잠항시간의 증가로 인한 시스템 부피/무게 증가폭을 감소할 수 있어 금속수소저장합금의 문제점을 극복할 수 있다.

잠수함용 연료 개질 플랜트는 기존의 가정용/발전용 연료 개질 플랜트와 기본적인 원리는 동일하다. 하지만 운용환경의 차이로 인하여 연소기의 형태와 최종 배기가스의 기준에서 뚜렷한 기술적 차이를 보여주고 있다. 따라서 기존 연료 개질 플랜트의 시동을 위한 구조 및 운전 방법을 그대로 적용할 수가 없다[5-10]. 잠수함용 연료 개질 플랜트의 최종 배기가스 대부분은 CO_2+H_2O로 구성되어야 하기 때문에 1단연소기가 아닌 다단연소기의 적용이 필요하다. 또한 수증기 개질 반응기의 운전에 필요한 열을 공급하기 위하여 각 단의 연소기에서 분할되어 발생하는 열을 효과적으로 수집할 수 있어야 한다. 특히 다단연소기는 잠수함용 연료 개질 플랜트의 정상 운전뿐만 아니라 시동까지 고려하여 설계하여야 한다.

본 연구에서는 잠수함용 연료 개질 플랜트에 적용할 수 있는 다단연소기의 구성을 제안하고, 연료 개질 플랜트의 시동을 위한 다단연소기의 운전 방법에 대하여 연구하였다. 각 단 연소기 전후단의 반응물 및 생성물의 조성 및 각 단 열교환기의 출구 온도를 분석하여 잠수함용 연료 개질 플랜트의 시동을 위한 효과적인 다단연소기의 운전 방안 및 조건을 제시하였다.

2. 다단연소기의 구성 및 시동 전략

2.1 다단연소기 구성

잠수함용 연료개 질 플랜트 및 다단연소기의 연료로는 메탄올을 선택하였다. 메탄올 다단연소기는 연료 개질 플랜트의 시동 과정에서 개질 반응기를 목표 온도까지 승온시켜 준다. 이때 다단연소기에서 획득한 열은 열매체를 통하여 메탄올 개질 반응기로 전달되어 간접가열하도록 설계하였다[11,12]. 따라서 시동에 관한 연구를 위해서는 전체 연료 개질 플랜트에 대한 모델링보다 다단연소기에 대해서만 모델링하는 것이 적합하다.

잠수함에 사용되는 연소기는 고압 상태에서 지속적으로 운전해야 하므로 재료의 열적 내구성을 고려하여 설계해야 한다. 따라서 불꽃연소보다는 촉매연소를 통해 연소가스 온도를 700-800℃ 수준으로 제어해야 한다. 이와 함께 연소를 통해 최종적으로는 반응물을 CO_2+H_2O로 완전히 전환시켜야 하므로, 반응물을 분할하여 연소하는 것이 효과적이다. 선행 연구를 통하여 정상 상태로 운전 중인 잠수함용 연료 개질 플랜트의 경우, 상기의 제한 조건 하에서도 6단의 연소기만으로 수소정제기의 잔여 개질가스와 추가 공급되는 메탄올을 모두 연소시켜 개질 반응기에 열을 공급할 수 있다는 것을 확인할 수 있었다[13]. 따라서 다단연소기는 Fig. 1과 같이 6단의 혼합기, 연소기, 열교환기의 세트로 구성하였다.

잠수함용 연료 개질 플랜트를 위한 메탄올 다단연소기는 혼합기(mixer), 연소기(burner), 열교환기(heat exchanger, HEX)를 기본 단위로 하여 다단으로 구성된다. N단의 혼합기는 연소반응에 참여하는 반응물이 혼합될 수 있는 공간을 제공한다. N단의 연소기에서는 반응물이 촉매 연소를 일으키며, 연소열에 의해 가열된 연소가스는 N단의 열교환기를 통해 제2유체에 열을 제공한다. 이때 제2유체는 액체 상태의 H_2O로서, 각 열교환기에 공급되는 유량은 2 kmol/h로 동일하다고 가정하였다. N단 연소기의 연소가스에는 연소하지 않고 남아 있는 메탄올이 존재한다. 따라서 N+1단의 혼합기에 O_2를 추가 공급받고, N+1단의 연소기에서 남아있는 메탄올의 일부를 연소시킨다. 연소열로 가열된 연소가스는 N+1단의 열교환기를 통해 H_2O와 열교환한다. 모델링 범위는 아니지만, 열교환되어 승온된 H_2O는 연료 개질 플랜트 시동에 필요한 열을 공급하게 된다. 본 연구에서는 다단연소기의 모델링 및 시뮬레이션을 위하여 상용 도구인 ASPEN Plus를 이용하였다(Fig. 2). 각 단의 연소기는 화학양론 반응기(stoichiometric reactor)인 RStoic 모델을 사용하였으므로, 메탄올과 산소의 연소 반응만 고려하여 계산하였다[14]. 또한 연소기 및 촉매 등의 열용량은 무시하였고, 기체의 열용량만 고려하여 연소 반응의 공정을 모사하였다. 따라서 연소 시 발생하는 열은 단지 기체의 온도 변화에만 영향을 준다. 연소기#1-연소기#6에 공급되는 O_2 유량은 ASPEN plus의 Design-Spec 기능을 사용하여 계산하였다.

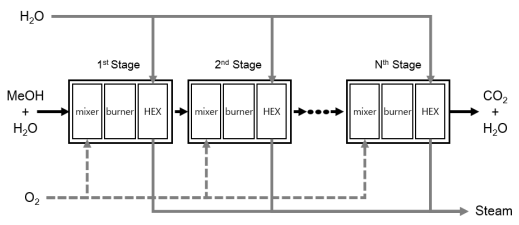

Fig. 1. Configuration of multi-stage burner for fuel reforming plant

2.2 시동 전략

잠수함용 연료 개질 플랜트의 운전을 위해서는 개질이 가능한 온도까지 승온되어야 한다. 잠수함용 연료 개질 플랜트가 시동 중일지라도 외부로 배출되는 가스는 CO_2+H_2O로 구성되도록 설계한다. 다단연소기는 단독으로 운전하여 연료 개질 플랜트를 목표온도까지 가열한다. 재료의 열적내구성을 고려하여, 다단연소기 각 단의 연소가스 온도를 750℃로 제한하면 6단의 연소기만으로는 1 kmol/h의 메탄올을 모두

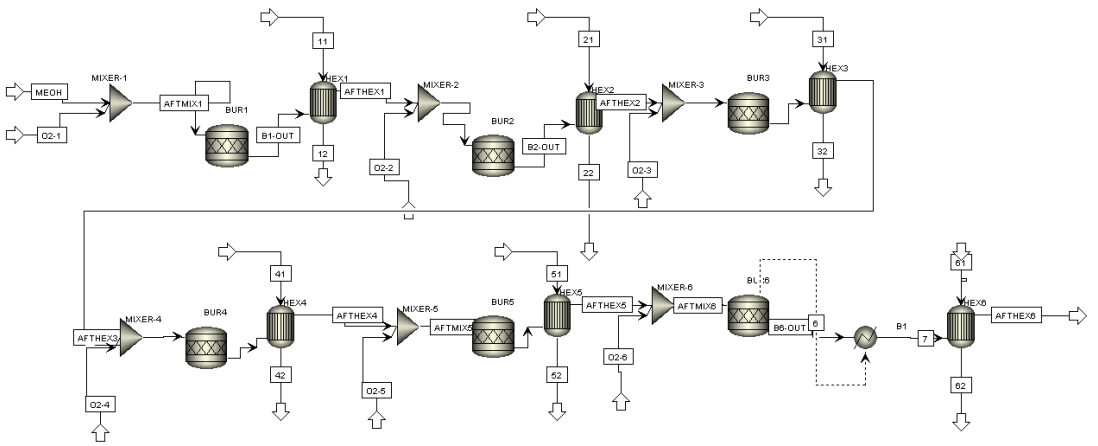

Fig. 2. ASPEN plus model for multi-stage burner

연소시킬 수가 없거나 어느 한 쪽의 연소기에 과부하가 발생될 수 있다. 이러한 문제는 혼합기#1에 메탄올/O_2와 함께 H_2O를 같이 연소시켜 각 단의 연소 불균형을 해결할 수 있다. 즉, 상대적으로 높은 열용량을 가지고 있는 H_2O를 같이 연소시켜 각 단에서 생성되는 연소열을 증가시키고 연소가스의 과도한 온도상승을 억제할 수 있다.

본 연구에서는 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 유량을 주요 변수로 설정하였다. 연소기#1부터 연소기#5까지의 O_2 유량은 재료의 열적 내구성을 고려하여 연소가스 온도가 750℃로 유지되도록 제어하였다. 이에 반해 연소기#6의 경우에는 연소가스의 온도 제한을 두지 않고, 연소가스에 O_2가 존재하지 않도록 O_2 유량을 제어하였다. 연소가스에 O_2가 존재하지 않는 것은 연소기에 공급되는 반응물이 모두 연소에 참여하여 CO_2+H_2O로 전환되었다는 것을 의미한다. 이러한 제어 방법은 향후 시제품 제작 시 열전대와 O_2 센서에 의한 피드백 신호로 구현할 수 있다. 본 연구에서 사용한 시뮬레이션 조건은 Table 1과 같다.

Table 1. Simulation condition for multi-stage burner

Given conditions		
MeOH (mixer#1)	Flow rate	1 kmol/h
	Temperature	25℃
	Pressure	25 bara
H_2O (mixer#1)	Flow rate	1.5-5.7 kmol/h
	Temperature	25℃
	Pressure	25 bara
O_2 (mixer#1-#5)	Flow rate	Flow control so that the outlet temperature of burner is 750℃
	Temperature	25℃
	Pressure	25 bara
O_2 (mixer#6)	Flow rate	Flow control so that there is no O_2 in the combustion gas
	Temperature	25℃
	Pressure	25 bara
Burner#1-#6	Temperature	750℃
	Pressure	25 bara
HEX#1-#6	Heat transfer area	0.09 m^2
	Cold side media	H_2O
	Cold side pressure	60 bara
	Flow rate (H_2O)	2 kmol/h
	Temperature (H_2O)	25℃

3. 결과 및 고찰

Fig. 3은 혼합기#1에 공급되는 H_2O 유량 변화에 따른 각 단의 혼합기 영역에 존재하는 혼합가스 중 메탄올 유량의 변화를 계산한 결과를 보여주고 있다. H_2O 공급량을 기준으로 보았을 때, 메탄올 유량 값의 차이는 연소기#1-연소기#5에서 배기가스를 750℃로 유지하기 위해 연소된 메탄올 양을 의미한다. 혼합기#1에 공급되는 메탄올의 유량은 H_2O 공급량에 관계없이 1 kmol/h로 동일한 것을 볼 수 있다. 혼합기#1에 1.5 kmol/h의 H_2O를 공급할 경우, 연소기#1-연소기#5의 메탄올 유량 데이터 간의 간격이 유사하였다. 즉, 연소기#1-연소기#5에서 연소되는 메탄올의 양은 약 0.12 kmol/h로 유사하지만, 연소기#6에서는 상대적으로 많은 0.41 kmol/h의 메탄올이 연소되는 것을 확인할 수 있다. 이것은 연소기#6에서 배기가스를 모두 CO_2+H_2O로 전환시키기 위하여 연료의 41% 수준에 해당하는 연소열을 생성하고 있는 것을 의미한다. 이와 같은 연소기 간의 연소 불균형은 혼합기#1에 주입되는 H_2O의 공급량을 증가하여 개선되는

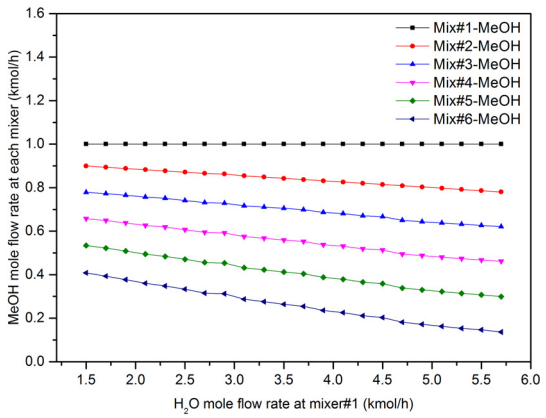

Fig. 3. MeOH mole flow rate (kmol/h) at each mixer as function of H_2O feed rate (kmol/h) at mixer#1

것을 확인할 수 있다. 즉, 혼합기에 공급되는 H_2O의 유량이 증가할수록 각 단의 혼합기에서 계산된 메탄올 유량 데이터 간격이 증가하였다. 이것은 H_2O의 공급량이 증가할수록 연소기#1-연소기#5에서 더 많은 양의 메탄올을 연소시킬 수 있다는 것을 의미한다. H_2O의 높은 열용량을 감안할 때, 다량의 H_2O가 반응물에 포함되어 있을수록 연소기의 배기가스를 750℃로 유지하기 위한 연소열이 더 많이 필요하다. 따라서 연소기#6에서 감당해야할 메탄올 양이 감소하는 것을 볼 수 있다. 이것은 혼합기#1에 H_2O 공급을 통해 메탄올 1 kmol/h의 연소열을 6단의 연소기에 균질하게 분포하게 만들 수 있다는 것을 의미한다.

Fig. 4는 혼합기#1에 공급되는 H_2O 유량 변화에 따른 각 단의 혼합기에 공급되는 O_2 유량을 계산한 결과를 보여주고 있다. O_2는 연소기#1-연소기#5의 배기가스가 750℃로 유지하기 위하여 연소에 필요한 양만큼만 공급되도록 제어하였다. 다만 연소기#6의 경우에는 배기가스의 온도와는 관계없이 잔여 메탄올 및 CO를 모두 CO_2+H_2O로 전환될 수 있는 양만큼 O_2를 공급하였다. 따라서 연소기#6의 배기가스에는 메탄올뿐만 아니라 O_2도 거의 존재하지 않는 상태가 된다. 혼합기#1에 1.5 kmol/h의 H_2O를 공급할 경우, 혼합기#1-#5는 O_2가 0.18 kmol/h 정도의 유량으로 유사하게 공급되었지만, 혼합기#6에는 0.61 kmol/h의 O_2가 공급되었다. 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 유량이 증가할수록 혼합기#1-#5에 공급되는 O_2의 양은 점진적으로 증가하나, 혼합기#6에 공급되는 O_2의 양은 상대적으로 빠르게 감소하였다. 이것은 열용량이 큰 H_2O의 공급량이 증가하기 때문에 배기가스의 제어 온도인 750℃를 만족하기 위하여 더 많은 연소반응이 필요하였기 때문이다. 결국 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 유량이 4.3 kmol/h 이후부터는 각 단에서 소모하는 O_2양이 거의 유사해지는 것을 볼 수 있었다. 비록 각 단에서 소모하는 O_2의 양은 다르지만, 시동 시 공급하는 메탄올의 유량은 동일하므로, 혼합기#1에 공급되는 H_2O량과 관계없이 혼합기#1에서 혼합기#6까지 소모된 O_2량의 총합은 1.5 kmol/h로 일정하였다.

Fig. 5은 혼합기#1에 공급되는 H_2O 유량 변화에 따른 각 단의 연소기에서 배출되는 배기가스 중 CO_2 유량을 계산한 결과이다. 전단에서 연소하지 못한 잔여 메탄올은 연소기#6에서 모두 연소되므로, 연소기#6 후단의 CO_2 유량은 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 유량과는 관계없이 1 kmol/h로 일정하였다. 또한 Fig. 3과 Fig. 4에서도 유추할 수 있듯이, 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 유량이 적을 경우 연소기#1-연소기#5와 연소기#6 간의 CO_2 생성량의 차이가 크지만, H_2O의 유량이 증가할수록 각 단의 연소기에서 생성되는 CO_2의 양이 균질해지는 것을 확인할 수 있었다.

Fig. 6은 혼합기#1에 공급되는 H_2O 유량 변화에

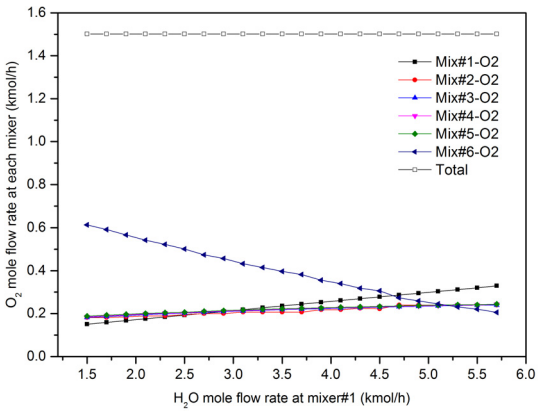

Fig. 4. O_2 mole flow rate (kmol/h) at each mixer as function of H_2O feed rate (kmol/h) at mixer#1

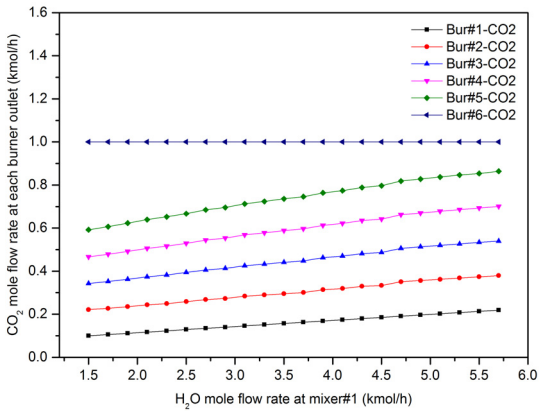

Fig. 5. CO_2 mole flow rate (kmol/h) at each mixer as function of H_2O feed rate (kmol/h) at mixer#1

따른 각 단의 연소기에서 배출되는 배기가스 중 H_2O 유량을 계산한 결과이다. H_2O도 다른 기체 조성의 변화와 유사한 경향성을 보여주었다. 혼합기#1에 공급되는 반응물인 메탄올 유량(=1 kmol/h), 각 단의 혼합기에 공급되는 O_2의 총유량, 연소기#6 후단의 CO_2와 H_2O의 전체 생성량을 비교하면 식 (1)의 메탄올 완전 연소식과 일치하였다. 즉, 각단에서의 연소반응은 불완전 연소이지만, 연소기#1-연소기#6의 전체적인 반응을 고려하면 완전 연소가 이뤄지는 것을 확인할 수 있다.

$$CH_3OH + 1.5\,O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O \qquad (1)$$

결국 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 유량과는 관계없이 1 kmol/h의 메탄올을 연소시켜 획득할 수 있는 연소열은 동일하였지만, H_2O의 유량을 증가시켜 생성되는 연소열은 각 단의 연소기마다 균일하게 분배할 수 있었다.

이러한 연소 불균형은 Fig. 7과 같이 연소기#6의 연소가스 온도를 통해서도 확인할 수 있었다. 만약 혼합기#1에 1.5 kmol/h의 H_2O가 공급된다면, 연소열이 연소기#6에 편중될 수밖에 없기 때문에 연소기#6의 연소가스 온도가 1560℃까지 상승하였다. 아무리 연소기가 상압에서 운전된다 하더라도 연소기의 하우징(housing)이 1,560℃의 연소가스에 지속적으로 노출될 경우 열적 내구성에 문제가 발생할 수 있다. 이와 같은 문제를 극복하기 위하여 하우징을 냉각하거나 온도 영향을 충분히 고려하여 하우징의 구조를 설계해야 한다. 하지만 이러한 설계 방법은 다단연소기의 부피/무게를 증가시킬 수 있으며, 시동시간도 증가될 수 있다.

연소기#1-연소기#5에서는 재료의 열적 내구성을 고려하여 연소가스 온도가 750℃ 넘지 못하도록 O_2 공급량을 제어하였다. 이와 마찬가지로 연소기#6의 연소가스 온도도 750℃ 이하로 유지하는 것이 바람직하다. 하지만 잠수함에서는 다단연소기가 시동 중이라 할지라도 CO_2+H_2O를 제외한 다른 기체를 배출

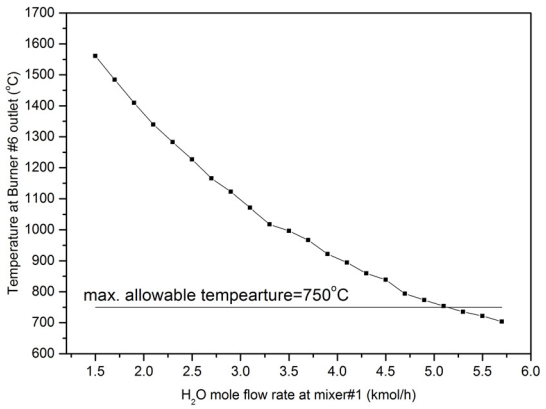

Fig. 7. Exhaust gas temperature at burner#6 as function of H_2O feed rate (kmol/h) at mixer#1

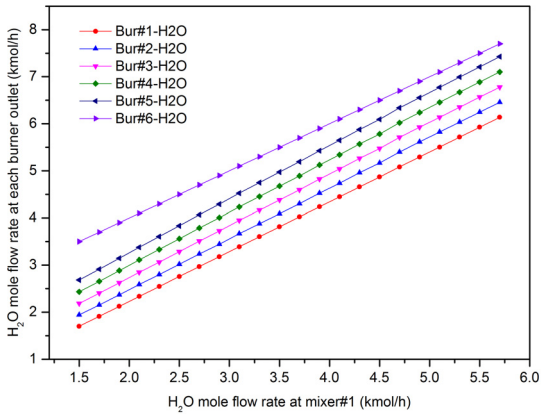

Fig. 6. H_2O mole flow rate (kmol/h) at each mixer as function of H_2O feed rate (kmol/h) at mixer#1

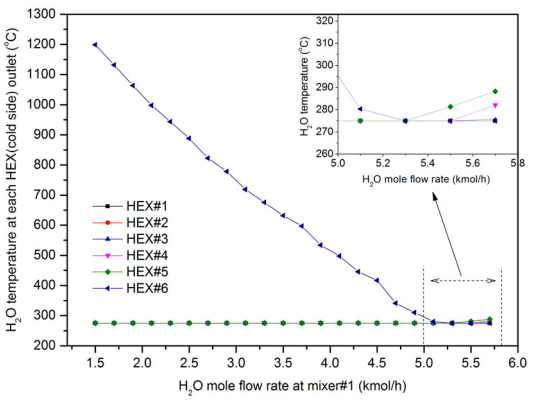

Fig. 8. H_2O temperature at each HEX as function of H_2O feed rate (kmol/h) at mixer#1

은 최소가 되도록 설계되어야 한다. 따라서 연소기#6에 공급되는 O_2는 다른 연소기와는 달리 연소기#6은 출구에 설치되는 O_2 센서의 피드백(feedback)을 바탕으로 O_2 유량을 제어할 수밖에 없다. 이러한 제어 개념 때문에 연소기#6의 연소가스 온도만 750℃ 이상으로 증가하게 된다. 하지만 6단의 다단연소기는 메탄올 1 kmol/h와 함께 적어도 4.9 kmol/h 이상의 H_2O가 같이 공급되어 연소할 경우, 모든 연소기의 열적 내구성을 확보할 수 있으며 연소기#6의 연소가스도 CO_2+H_2O만으로 존재할 수 있었다.

Fig. 8은 혼합기#1에 공급되는 H_2O 유량 변화에 따라 각 단의 열교환기의 흡열부 유체인 H_2O의 출구 온도를 보여주고 있다. 열교환기#6을 제외하고는 혼합기#1에 공급되는 H_2O의 공급유량에 관계없이 각 단의 열교환기의 H_2O 온도가 274.9℃로 유사한 것을 볼 수 있다. 이것은 열교환기로 공급되는 25℃의 H_2O이 열교환을 통해 60 bara에 해당하는 H_2O의 포화점(saturated point)에 도달하였기 때문이다. 연소기#1-연소기#5의 연소가스 온도가 750℃로 제어되었기 때문에 혼합기#1의 H_2O 유량 증가에 따른 열교환량의 증가가 크기 않아, 그 변화가 60 bara에 해당하는 포화영역 내에서 변화하였다. 하지만 혼합기#1에 공급되는 H_2O 유량이 5.3 kmol/h 이상일 경우에는 열교환기#4와 열교환기#5의 흡열부 출구온도가 포화점를 벗어나 상승하는 것을 볼 수 있었다. 이것은 증가된 혼합기#1의 H_2O 공급 유량과 후단으로 갈수록 증가하는 연소가스 유량으로 인하여 열교환기에서의 열교환량이 증가하였기 때문이다. 이와 함께 연소기#6의 경우, 혼합기#1의 H_2O 유량이 증가함에 따라 연소기#6의 연소가스 온도가 감소하여 열교환기 저온측 출구온도가 감소하였으며, H_2O의 공급량이 5.3 kmol/h부터는 열교환기#6의 저온측 출구온도가 60 bara에 해당하는 포화점까지 도달할 수 있었다.

4. 결 론

본 연구에서는 메탄올 수증기 개질 플랜트의 초기 시동을 위한 다단연소기의 제어 전략에 대하여 연구하였다. ASPEN plus 상용 프로그램을 활용하여 다단연소기을 모델링하였으며 시뮬레이션 결과 분석을 통해 아래와 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1) 잠수함용 연료 개질 플랜트를 초기 시동하거나 목표온도에서 운전하기 위해서는 연소기가 필요하다. 잠수함 환경을 고려하여 연소기의 배기가스는 CO_2+H_2O로만 구성되어야 한다. 또한 연소기는 하우징의 열적 내구성을 고려하여 연소가스 온도를 750℃ 수준으로 제어해야 한다. 상기 제한 조건 하에서 연료 개질 플랜트를 정상 상태로 운전하기 위해서는 다단(6단) 연소기가 필요하다.

2) 다단연소기는 연료 개질 플랜트의 정상 상태 운전뿐만 아니라 초기 시동과정에서도 중요한 역할을 수행한다. 연료 개질 플랜트의 시동 중에는 연소기에 잔여 개질가스가 공급되지 않으므로 메탄올과 O_2만으로 다단연소기가 운전된다. 이때 연소기의 제한 조건으로 인하여 연소기#1-연소기#5에서 충분한 양의 메탄올을 연소시킬 수 없었으며, 연소기#6에 연소가 집중되어 연소가스 온도가 과도하게 상승하였다.

3) 이러한 각단의 연소 불균형은 최전단에 위치한 연소기#1에 H_2O를 공급함으로써 개선할 수 있다. 즉, 주 반응물인 메탄올+O_2와 함께 열용량이 높은 H_2O을 추가 공급하여 전단에 배치된 연소기(연소기#1-연소기#5)에서 더 많은 양의 메탄올을 연소시킴으로써 후단에 배치된 연소기(연소기#6)의 연소가스 온도를 낮출 수 있었다. 시뮬레이션 결과, 메탄올 1 kmol/h 기준으로 4.9 kmol/h 이상의 H_2O를 공급할 경우, 각 단의 연소가스 온도도 750℃ 이하로 유지할 수 있었으며, 연소가스도 CO_2+H_2O로 전부 전환시킬 수 있었다.

후 기

본 연구는 방위사업청 핵심기술 연구개발 예산으로 수행되었다.

References

1. A. Psoma and G. Sattler, “Fuel cell systems for submarines: from the first idea to serial production”, Journal of Power Sources, Vol. 106, No. 1-2, 2002, pp. 381-383, doi: https://doi.org/10.1016/S0378-7753(01)01044-8.
2. S. Krummrich and J. Llabrés, “Methanol reformer - The next milestone for fuel cell powered submarines”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 40, No. 15, 2015, pp. 5482-5486, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.01.179.
3. “HDW, SENER develop methanol reformer for fuel cell-submarines”, Fuel Cells Bulletin, Vol. 2012, No. 12, 2012, p. 2, doi: https://doi.org/10.1016/S1464-2859(12)70342-5.
4. “UTC Power to develop fuel cell for Spanish sub”, Fuel Cells Bulletin, Vol. 2008, No. 1, 2008, p. 4, doi: https://doi.org/10.1016/S1464-2859(08)70009-9.
5. S. Springmann, M. Bohnet, A. Docter, A. Lamm, and G. Eigenberger, “Cold start simulations of a gasoline based fuel processor for mobile fuel cell applications”, Journal of Power Sources, Vol. 128, No. 1, 2004, pp. 13-24, doi: https://doi.org/10.1016/j.jpowsour.2003.09.038.
6. S. G. Goebel, D.P. Miller, W. H. Pettit, and M.D. Cartwright, “Fast starting fuel processor for automotive fuel cell systems”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 30, No. 9, 2005, pp. 953-962, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2005.01.003.
7. M. Maximini, P. Engelhardt, M. Brenner, F. Beckmann, and O. Moritz, “Fast start-up of a diesel fuel processor for PEM fuel cells”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 39, No. 31, 2014, pp. 18154-18163, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.02.168.
8. H. Ji, J. Bae, S. Cho, and I. Kang, “Start-up strategy and operational tests of gasoline fuel processor for auxiliary power unit”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 40, No. 11, 2015, pp. 4101-4110, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.01.157.
9. H. Ji and S. Cho, “Steam-to-carbon ratio control strategy for start-up and operation of a fuel processor”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 42, No. 15, 2017, pp. 9696-9706, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.01.153.
10. R. C. Samsun, M. Prawitz, A. Tschauder, J. Pasel, P. Pfeifer, R. Peters, and D. Stolten, “An integrated diesel fuel processing system with thermal start-up for fuel cells”, Applied Energy, Vol. 226, 2018, pp. 145-159, doi: https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.05.116.
11. H. Ji, J. Lee, E. Choi, and I. Seo, “Hydrogen production from steam reforming using an indirect heating method”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 43, No. 7, 2018, pp. 3655-3663, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.12.137.
12. U. Cheon, K. Ahn, and H. Shin, “Study on the characteristics of methanol steam reformer using latent heat of steam”, Trans. of the Korean Hydrogen and New Energy Society, Vol. 29, No. 1, 2018, pp. 19-24, doi: https://doi.org/10.7316/KHNES.2018.29.1.19.
13. H. Ji, E. Choi, and J. Lee, “Optimal operation condition of pressurized methanol fuel processor for underwater environment”, Trans. of the Korean Hydrogen and New Energy Society, Vol. 27, No. 5, 2016, pp. 485-493, doi: http://dx.doi.org/10.7316/KHNES.2016.27.5.485.
14. S. Rupesh, C. Muraleedharan, and P. Arun, “ASPEN plus modelling of air-steam gasification of biomass with sorbent enabled CO_2 capture”, Resource-Efficient Technologies, Vol. 2, No. 2, 2016, pp. 94-103, doi: https://doi.org/10.1016/j.reffit.2016.07.002.