한국지열·수열에너지학회논문집
Korean Society for Geothermal and Hydrothermal Energy (KSGHE)
Vol. 18, No. 4, pp. 12~21 (2022)
ISSN 2799-4783 (Print)
ISSN 2799-4805 (Online)
https://doi.org/10.17664/ksghe.2022.18.4.012

# 지하자원개발을 위한 오일샌드플랜트의 DCSG 증기생산효율 평가에 관한 연구

# A Study on the Evaluation of DCSG Steam Efficiency of Oil Sand Plants for Underground Resources Development

**김영배**(Young Bae Kim), **정기진**(Kijin Jeong), **정우현**(Woohyun Jung)*, **정석우**(Seok Woo Chung)†

고등기술연구원 플랜트공정개발센터 선임연구원, *수석연구원, †연구위원
*Senior Researcher, *Principal Researcher, †Research Felleow,*
*Plant Process Development Center, Institute for Advanced Engineering, Yongin, Gyeonggi, 17180, Korea*

## Abstract

Steam assisted gravity drainage(SAGD) is a process that drills well in the underground oil sands layer, injects high-temperature steam, lowers the viscosity of buried bitumen, and recovers it to the ground. Recently, direct contact steam generator(DCSG) is being developed to maximize steam efficiency for SAGD process. The DCSG requires high technology to achieve pressurized combustion and steam generation in accordance with underground pressurized conditions. Therefore, it is necessary to develop a combustion technology that can control the heat load and exhaust gas composition. In this study, process analysis of high-pressurized DCSG was conducted to apply oxygen enrichment technology in which nitrogen of the air was partially removed for increasing steam production and reducing fuel consumption. As the process analysis conditions, methane as the fuel and normal air or oxygen enriched air as the oxidizing agent were applied to high-pressurized DCSG process model. A simple combustion reaction program was used to calculate the property variations for combustion temperature, steam ratio and residual heat in exhaust gas. As a major results, the steam production efficiency of DCSG using the pure oxygen was about 6% higher than that of the normal air due to the reducing nitrogen in the air. The results of this study will be used as operating data to test the demonstration device.

**Key words:** Oil sands(오일샌드), Bitumen(역청), SAGD(증기배유공법), OTSG(일관유로증기발생기), DCSG(직접접촉증기발생기), Steam efficiency(증기효율)

†Corresponding author
E-mail: swchung@iae.re.kr
접수일: 2022년 09월 26일; 심사일: 1차:2022년 10월 28일, 2차:2022년 11월 15일; 채택일: 2022년 11월 15일

## 1. 서 론

전통자원이 고갈됨에 따라 경제성 있는 비전통자원인 오일샌드, 셰일가스 등에 대한 관심이 높아지고 있다. 특히, 오일샌드는 현재의 기술력으로 회수가능한 자원량이 전통자원과 비슷한 규모이기 때문에 이를 위한 경쟁력 있는 공법들이 개발되고 있다[1-3]. 따라서 중장기적 관점에서 오일샌드기술의 발전으로 인해 비전통자원 시장은 더욱 확대될 것으로 예측되며, 국내에서도 오일샌드플랜트 시장진입이 용이하도록 독자적인 생산공법의 개발이 필요하다[4, 5]. 오일샌드는 10% 역청(bitumen), 5% 물, 85% 모래로 구성되어 있으며, 오일샌드 층이 지표에서 75 m 이내인 경우 채굴방식으로 생산하며, 200 m 이상인 경우 증기를 이

**Table 1.** Comparison of steam production efficiency of OTSG and DCSG processes [11]

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| OTSG | Company | BD Energy | | Innovative Steam Tech | Babcock&Wilcox | | Cleaver Brooks |
| | Steam eff. | 91% | | <95% | 90% | | >90% |
| DCSG | Company | Hydro Flame | CANMET | Clean Energy Systems | GTI | GTI($CO_2$ Capture) | World Energy Systems |
| | Steam eff. | >99% | ~100% | 101.4% | 102.5% | 102.5% | 99% |

용한 인시추(in-situ) 방식으로 생산한다[6, 7]. 베네수엘라, 캐나다 등 오일샌드가 풍부한 지역에서는 대부분 증기배유공법(steam assisted gravity drainage, SAGD)을 생산방식으로 채택하고 있으며, 이는 10,000 cP 이상의 고점도 역청이 매장된 오일샌드(oil sands)층에 관정을 뚫어 고온 고압의 증기를 주입하고 매장된 역청을 저점성화 하여 지상으로 회수하는 공정이다.[8] SAGD는 고온증기의 생산을 위하여 연소 및 보일러 설비가 필요하며, 적은 양의 증기와 연료로 많은 양의 오일을 회수할 수 있는 연소 기술이 개발되고 있다[9]. 현재까지 SAGD는 연소가스와 물의 간접접촉식 열교환을 활용한 OTSG(once through steam generator)가 사용되어 왔으나, 산업용 증기보일러와 동일한 증기생산방식으로 인하여 다량의 배기가스와 열손실이 발생되어왔다. 최근에는 온실가스 감축과 물자원순환의 이슈로 인하여, $CO_2$를 지층에 저장하고 증기와 연료 사용량을 감축할 수 있는 DCSG(direct contact steam generator)가 개발되고 있다[10]. DCSG는 연소가스와 물의 직접접촉식 열교환 기술로서, 연소화염 또는 고온연소가스 경로에 물을 직접 분사하여 증기를 발생시키고 생산된 증기와 배기가스는 하나의 경로를 통하여 지층에 주입하는 공정이다. 이는 외기로의 방열손실을 최소화하며, 발생되는 온실가스인 $CO_2$는 지층에 포집되고, 불응축가스인 질소는 지층을 가압하여 역청을 원활히 배출시키는 역할을 한다. 최근 SAGD 연소기술의 비교를 위하여, Seaba et al.은 OTSG와 DCSG의 기술적 우위를 증기생산효율에 따라 평가하였으며, 현재의 기술력을 기준으로 각 제조사와 공법에 의한 증기생산효율은 OTSG 90~95%, DCSG 99~102.5%이며, 조사결과는 Table 1과 같다[11].

DCSG 관련 연구에서, Cairns[12]은 고온 고압의 DCSG 기술에 일반 공기와 순산소를 산화제로 적용한 연구를 수행하였으며, DCSG 기술이 OTSG에 비해 8.2~12.0%의 에너지 효율이 상승함을 밝혀냈다. 이 후속연구로서, Cairns et al.[13]은 DCSG에 산소부화기술을 적용하여 산소비율에 따른 DCSG의 효율상승 연구를 수행하였다. 국내에서는 Song et al.[14]은 생산된 증기와 연소배기가스 중의 $CO_2$를 함께 주입하는 SAGD 공정연구를 수행하였다. 연구결과로서, $CO_2$의 주입이 고점도성을 갖는 역청의 점도를 효과적으로 낮출 수 있음을 확인하였다. Cho et al.[15]은 열교환기 망의 최적화를 통해 오일샌드 플랜트에서 최대 회수 가능한 열을 활용하여 증기생산공정에 소비되는 가열 및 냉각 유틸리티의 에너지를 감축할 수 있는 공정 설계를 수행하였다. 이외에도 SAGD의 플랜트 설비와 공법최적화 기술 등 downstream 공정 연구는 국내연구진에서도 활발히 수행되고 있다[16, 17]. 그러나 직접접촉식 증기생산기술과 같은 upstream 공정 기술은 여전히 해외기술력에 의존하고 있다. 따라서 국내의 독자적 기술을 통한 해외플랜트의 건설과 운영을 위해서는 각 공정 간의 균형 있는 연구 개발이 수행되어야하며, 특히, 신규 upstream 공정인 DCSG 연소기술을 이용하여 증기생산효율을 높일 수 있는 연구가 필요하다.

본 연구에서는 증기생산에 사용되는 연료량의 감축을 위해 가압형 DCSG 연소기의 증기생산효율에 대한 평가를 수행하였다. 가압형 DCSG 연소공정은 연료로 메탄을 사용하였으며, 일반 공기와 질소가 일부 제거된 부화산소를 공급하여 가압상태에서 연소되는 공정을 구성하였다. 공정해석을 위하여 메탄과 산소의 화학적 산화반응식에 기초한 연소프로그램을 사용하였으며, 해석조건으로 일반 공기와 부화산소를 적용하였을 때, 발생되는 연소온도, 배기가스 중의 증기 및 $CO_2$, $N_2$, $O_2$ 비율과 잔여열량의 변화 등을 산출하였다. 최종적으로 DCSG 연소방식에 의해 연소가스와 물의 직접접촉으로 생산되는 1차 증기량과 잔여열량으로 생산되는 2차 증기량의 변화를 분석하였으며, 연소기의 입력열량 대비 총 증기생산량을 산출하여 DCSG의 증기생산효율을 평가하였다.

## 2. DCSG 효율평가를 위한 연소프로그램의 타당성 검증

가압연소상태에서 공정시뮬레이터와 연소프로그램의 연소성과 생성물의 결과값을 비교하여 연소프로그램의 타당성 검증을 수행하였다. 이를 위해, 국외 DCSG 기술 중 상용화에 근접하고 학술적 데이터베이스가 풍부한 시스템(HiPrOx, CanmetEnergy)을 대상으로 비교분석을 수행하였다[13]. 이 시스템은 공정시뮬레이터(ASPEN HYSYS)를 이용하여 공기 및 연료 공급계통과 연소기, 증기발생기 등의 공정을 구성하였으며, 산소부화를 적용한 가압식 DCSG 연소해석이 수행되었다. 연소기의 상세한 구성은 Fig. 1과 같이 120,000 kcal/h급 연소기에 주연료인 부탄올과 부연료인 그라파이트 슬러리를 사용하였으며, 연소기의 화구중앙에 물 분사 노즐이 삽입된 직접접촉식 DCSG 연소기를 모델링하였다. 공정해석은 산소부화비율(oxygen enrichment ratio)의 변화에 따른 공연비의 차이가 시스템의 성능에 미치는 영향과 연소성의 변화를 분석하였다.

본 연구에서는 화학적 산화반응식에 기초한 연소프로그램(GASEQ)[18]을 활용하여 DCSG의 연소성과 증기효율성에 대한 이론적 검증이 목표이므로, 주연료인 부탄올과 순산소를 산화제로 적용한 결과를 바탕으로 해석조건을 설정하였다. Table 2는 1,500 kPa의 동일한 가압연소상태에서 부탄올의 투입량에 따른 입력

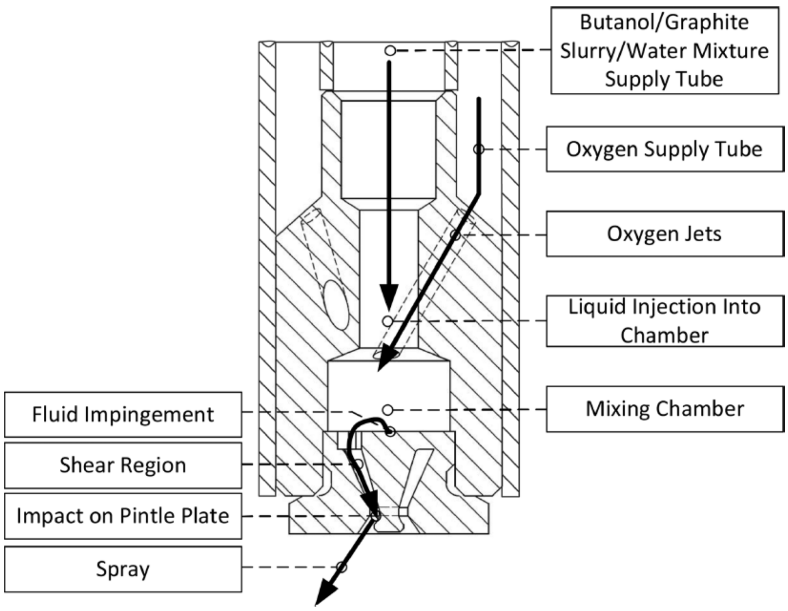
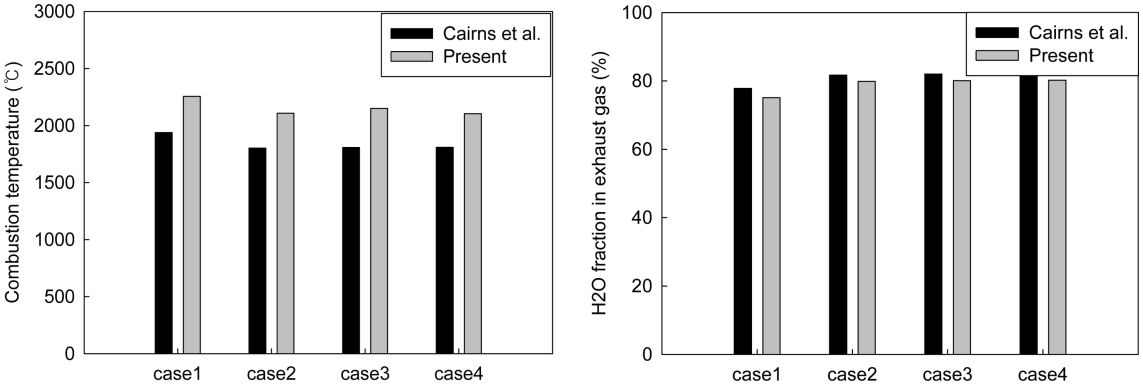



**Fig. 1.** DCSG combustor schematic having mixture supply tube of butanol, enriched oxygen and water [13]

**Table 2.** Input parameters of butanol and water corresponding to changes in excess $O_2$ ratio under combustion pressure at 1,500 kPa

| Parameter | Case 1 | Case 2 | Case 3 | Case 4 |
|---|---|---|---|---|
| Fuel - Butanol(kg/h) | 11.5 | 15.2 | 15.2 | 15.2 |
| Heat load (kcal/h) | 90,631 | 119,790 | 119,790 | 119,790 |
| Oxidant - $O_2$ (kg/h) | 33.5 | 40.4 | 39.8 | 39.6 |
| Excess $O_2$ ratios | 1.125 | 1.021 | 1.006 | 1.001 |
| Combustion pressure (kPa) | 1,500 | 1,500 | 1,500 | 1,500 |
| Water input (kg/h) | 32.5 | 50 | 50 | 50 |




(a) combustion temperatures (b) $H_2O$ fractions in exhaust gas

**Fig. 2.** Comparison of process simulator (Cairns et al.[13]) and combustion program (Present)

조건을 나타내었다. 해석변수로서, 과잉산소비의 변화에 상응하는 순산소량과 물 주입량을 나타내었다.

연소프로그램은 다음의 화학적 산화반응식을 이용하여 부탄올, 순산소, 급수량(x)의 연소 결과를 산출한다.

$$C_4H_9OH(l) + 6\ O_2(g) + x\ H_2O(l) \rightarrow 4\ CO_2(g) + (5+x)H_2O(l) + \text{Residual Heat} \quad (1)$$

기존 공정 시뮬레이터의 해석결과와 연소프로그램의 산출결과를 비교하여 Fig. 2에 나타내었다. 비교결과로서, 연소온도와 배기조성의 변화양상은 두 가지 산출결과가 모두 동일하게 나타났다. 연소실 내부의 평균온도는 기존해석결과가 1,839℃, 연소프로그램이 2,143℃로 두 평균 간의 차이는 304℃로 나타났다. 이는 연소프로그램은 연소실 내부온도가 단열화염조건이기 때문에 연소기의 방열손실이 고려되는 공정해석에 비해 연소실 내부온도가 다소 높게 나타나는 것으로 확인되었다. 배기조성 중 생성된 물의 평균비율은 기존해석결과가 80.7%, 연소프로그램이 78.8%로 두 평균 간의 차이는 1.9%로 나타났다.

한편, 배기가스 중 생성된 산소와 이산화탄소의 조성비를 Table 3에 나타내었다. 공정해석결과와 연소프로그램 산출결과에서 산소의 평균비율은 1.1%, 1.6%이며, 이산화탄소 평균비율은 17.9%, 16.9%로 나타났다. 이산화탄소에서 두 평균 간의 차이는 1.0%이며, 해석결과와 산출결과가 매우 유사하게 나타났다. 산소에서 두 평균 간의 차이는 0.5%이며, 이는 Thermal-NOx로의 전환과 분자해리 등 부수생성물의 차이가 원인이므로, 주요 생성물의 조성비에는 큰 영향을 미치지 않는 것으로 확인되었다. 따라서 DCSG의 이론적

**Table 3.** Computational analysis results for the process simulator and the combustion program

| Description | | Case 1 | Case 2 | Case 3 | Case 4 |
|---|---|---|---|---|---|
| Cairns et al.[13] | Combustion temperature (℃) | 1,939 | 1,802 | 1,807 | 1,809 |
| | $H_2O$ (mol%) | 77.8 | 81.7 | 82 | 81.3 |
| | $O_2$ (mol%) | 3.57 | 0.6 | 0.27 | 0.08 |
| | $CO_2$ (mol%) | 18.6 | 17.7 | 17.7 | 17.5 |
| Present | Combustion temperature (℃) | 2,255 | 2,108 | 2,105 | 2,104 |
| | $H_2O$ (mol%) | 75.1 | 79.9 | 80.1 | 80.2 |
| | $O_2$ (mol%) | 3.97 | 1.1 | 0.8 | 0.7 |
| | $CO_2$ (mol%) | 17.5 | 16.7 | 16.6 | 16.6 |

접근방법으로서, 화학적 산화반응식의 연소프로그램으로도 가압상태에서 배기조성 결과가 공정해석과 매우 유사함을 확인하였다.

## 3. DCSG 해석모델

검증된 연소프로그램을 이용하여 본 연구의 가압식 DCSG 공정모델에 대한 연소성분석을 수행하였다. DCSG 공정모델은 일반 공기와 부화산소를 이용한 가압식 연소방법으로 증기를 생산하며, 이를 위한 연료 및 산화제 공급계통, 가압식 연소기, 증발식 연소실, 가압제어기가 포함된 공정도를 Fig. 3에 도식화 하였다. 연소기에는 연료 및 산화제가 공급되어 착화가 진행되고, 연소기 중앙에는 1차 물 분사 노즐이 삽입되어 물과 화염의 직접접촉으로 인한 1차 증기생산이 진행된다. 연소실의 외벽은 동심원 관으로 구성되며, 동심원관의 물과 연소실의 연소가스가 대향류로 간접열교환되어 2차 증기를 생산한다. 최종 배기구의 가압제어기는 전체시스템의 압력을 제어하며, 각 공급계통은 시스템의 가압상태에 상응하는 압력으로 승압하여 운전된다.

Table 4는 각 계통에서 가압식 연소기로 공급되는 물질량을 나타내었다. 연소기의 열용량은 약 40,000 kcal/h이며, 사용연료는 메탄으로 저위발열량(LHV)은 8,550 kcal/Nm$^3$이다. 연소공정변수로서, 연소압력은 상압의 100배 범위인 101 kPa~10,101 kPa로 설정하였다. 직접접촉식 증기생산을 위한 1차 급수량은 선행

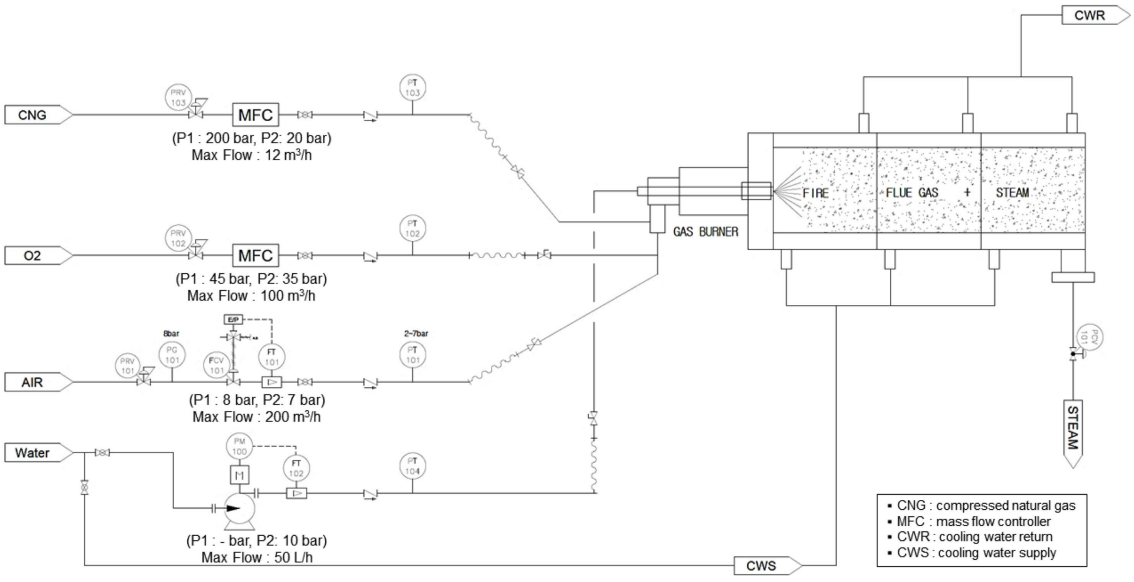



**Fig. 3.** DCSG process including fuel and oxidant supply system, pressurized combustor, steam evaporator, and pressurized controller

**Table 4.** Mass flow rate and combustion pressure variation

| Property | Case A | Case B | Case C | Case D | Case E |
|---|---|---|---|---|---|
| Heat load (kcal/h) | 40,185 | 40,185 | 40,185 | 40,185 | 40,185 |
| $CH_4$ (Nm$^3$/h) | 4.7 | 4.7 | 4.7 | 4.7 | 4.7 |
| Combustion pressure (kPa) | 101 | 2,601 | 5,101 | 7,601 | 10,101 |
| Primary water input (kg/h) | 16.7 | 16.7 | 16.7 | 16.7 | 16.7 |
| Secondary water input (kg/h) | $(E_{secondary\ water}) = (E_{total}) - (E_{flue\ gas}) - (E_{primary\ water})$ | | | | |

**Table 5.** Supply flow rate of oxygen and nitrogen according to variable oxidizing agents

| Parameter | | a | b | c | d | e |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Methane + Air Methane | Excess oxygen ratio | 1 | 1.05 | 1.1 | 1.15 | 1.2 |
| | $O_2$ ($Nm^3/h$) | 9.4 | 9.9 | 10.3 | 10.8 | 11.3 |
| | $N_2$ ($Nm^3/h$) | 35.4 | 37.1 | 38.9 | 40.7 | 42.4 |
| | Total ($Nm^3/h$) | 44.8 | 47.0 | 49.2 | 51.5 | 53.7 |
| Methane + enriched Oxygen | Enriched $O_2$ (%) | 21 | 40 | 60 | 80 | 100 |
| | $O_2$ ($Nm^3/h$) | 9.4 | 9.4 | 9.4 | 9.4 | 9.4 |
| | $N_2$ ($Nm^3/h$) | 35.4 | 14.1 | 6.3 | 2.4 | 0.0 |
| | Total ($Nm^3/h$) | 44.8 | 23.5 | 15.7 | 11.8 | 9.4 |

연구[11]의 급수량에 상응하는 16.7 kg/h로 고정하였으며, 2차 급수량은 잉여배기열량에 의한 추가증기생산량으로서, 총 연소열량에서 연소배기열량과 1차급수열량의 차로 산출하였다. 여기에서, 잉여배기열량의 최종배기온도는 실증플랜트의 지중압력 2,500 kPa[19]에 상응하는 포화증기온도(224℃)를 기준 값으로 산정하였다.

연소프로그램에서 일반 공기와 산소부화를 적용한 메탄의 열화학적 산화반응식은 각각 식 (2)와 (3)과 같다.

$$CH_4(g) + 2\ O_2(g) + 7.52\ N_2(g) + x\ H2O(l) \rightarrow CO_2(g) + (2+x)H_2O(l) + 7.52\ N_2 + \text{Residual Heat} \quad (2)$$

$$CH_4(g) + 2\ O_2(g) + 2\left(\frac{1-O_2}{O_2}\right)\ N_2(g) + x\ H2O(l) \rightarrow CO_2(g) + (2+x)H_2O(l) + 2\left(\frac{1-O_2}{O_2}\right)\ N_2 + \text{Residual Heat} \quad (3)$$

일반 공기를 산화제로 적용할 경우, 과잉공기비가 주요변수이며 이론공기비 1.0에서 과잉공기비 1.2까지를 변수로 설정하였다. 산소부화공기를 산화제로 적용할 경우, 산소비율이 주요변수이며 실제공기 중 산소비율 21%에서 순산소 100%까지를 변수로 설정하였다. Table 5는 산화제의 변화에 따라 연소기로 유입되는 산소와 질소의 급기유량을 나타내었다.

## 4. 해석 결과 및 고찰

일반 공기와 메탄의 가압식 연소해석결과로서, 연소압력의 증가에 따른 단열화염온도와 배기가스 중 증기비율을 Fig. 4에 나타내었다. 연소압력이 가압되더라도 화염온도와 증기비율은 일정하게 유지되었으며, 과잉공기비가 높아질수록 화염온도와 증기비율은 감소되었다. 이는 일반 공기 연소에서 가압에 의한 영향보다는 과량의 급기에 의한 공기비율의 증가가 화염온도와 배기조성에 지배적인 영향을 미치는 것으로 판단된다.

Fig. 5는 지중압력 2,500 kPa 환경에서 과잉공기비의 증가에 의한 배기가스 조성과 증기 생산량의 변화를 나타내었다. 과잉공기비가 높아질수록 배기가스 중 증기비율은 43%에서 38%로 낮아지며, 미반응된 공기로 인하여 배기 중 질소와 산소의 비율은 높아진다. 증기생산효율의 경우, 충분한 연소열량으로 인해 1차 증기생산량은 일정하게 유지되지만, 2차 증기생산량부터는 지속적으로 감소한다. 이는 급기공기의 유량이 증가하면서 잉여 질소와 산소의 질량 증가와 함께 배기가스 잉여열량이 산화제의 승온 에너지로 소모되기 때문이다. 따라서 과잉공기비가 증가할수록 배기열량 또한 잉여에너지로 소모되기 때문에 총 증기생산효율은 99.4%에서 97.9%까지 소폭 감소하는 것으로 분석되었다.

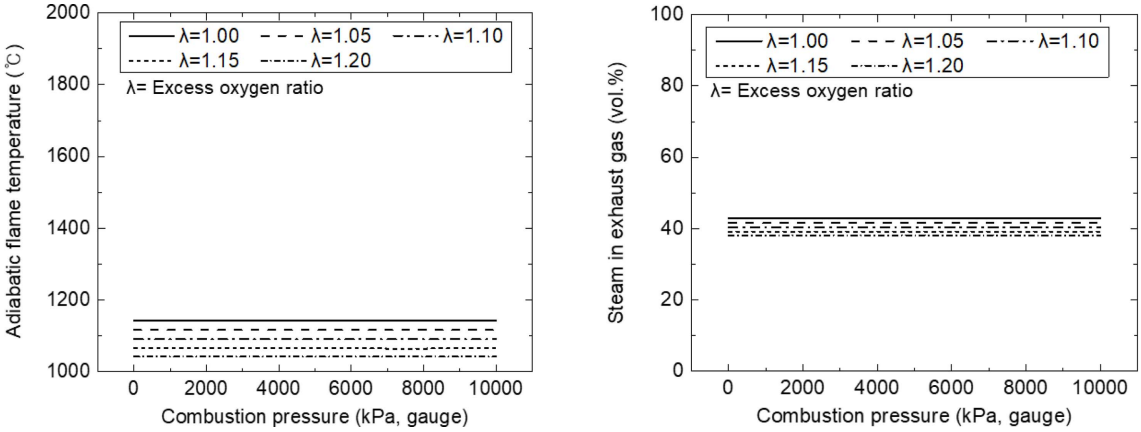



**Fig. 4.** Adiabatic flame temperature and steam ratio in exhaust gas according to increase combustion pressure under methane and air flame

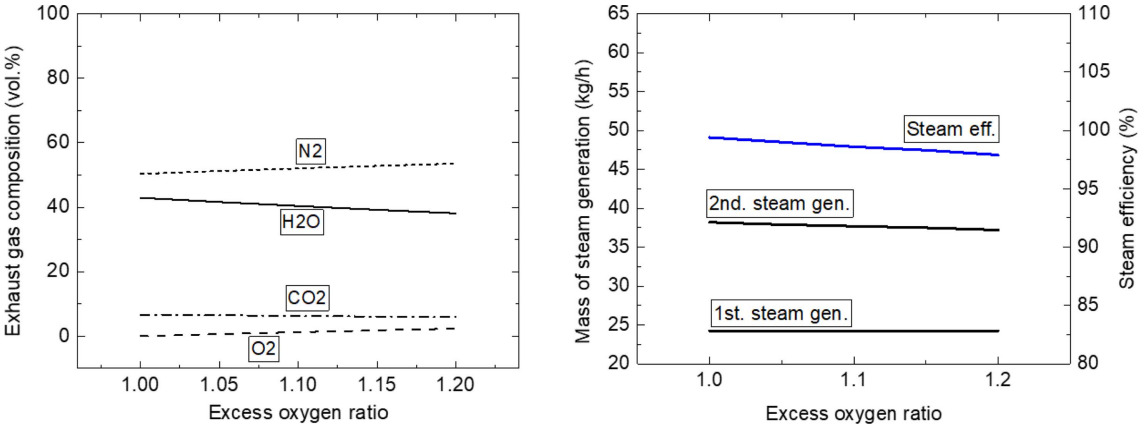



**Fig. 5.** Variations for exhaust gas composition and steam production according to increase excess air ratio under methane and air flame

산소부화공기와 메탄의 가압식 연소해석결과로서, 연소압력의 증가에 따른 단열화염온도와 배기가스 중 증기비율을 Fig. 6에 나타내었다. 산소부화비가 증가할수록 화염온도와 증기비율은 급격하게 증가하였다. 또한 연소압력이 가압될수록 단열화염온도와 증기체적비율이 소폭 증가하게 되는데, 특히 연소압력 2,500 kPa, 산소부화비 40% 이상에서 화염온도와 증기비율의 현저한 증가가 나타났다. 이는 연소압력의 증가에 기인하기 보다는 산소부화비가 21%에서 40%로 증가하게 되면서 질소 질량의 60%가 감소되는 것이 지배적인 원인으로 판단된다.

Fig. 7은 지중압력 2,500 kPa 환경에서 산소부화비의 증가에 의한 배기가스 조성과 증기생산량의 변화를 나타내었다. 산소부화비가 높아지면 배기가스 중 질소질량이 낮아지면서 증기체적비율이 급격히 증가하였다. 증기비율은 최대 산소량($O_2$ 100%)에서 85.3%까지 상승하였으며, 이는 일반공기연소의 증기비율에 비해 약 2배 증가된 수치이다. 증기생산효율의 경우, 1차 증기생산량은 고정된 급수유량에 의해 일정하게 유지되었으며, 산소부화비율이 증가할수록 2차 증기생산량은 지속적으로 증가하였다. 이는 질소의 질량 감소로 인해 산화제의 승온에 필요한 배기가스열량이 감소하였기 때문이다. 산소부화비율이 증가할수록 총

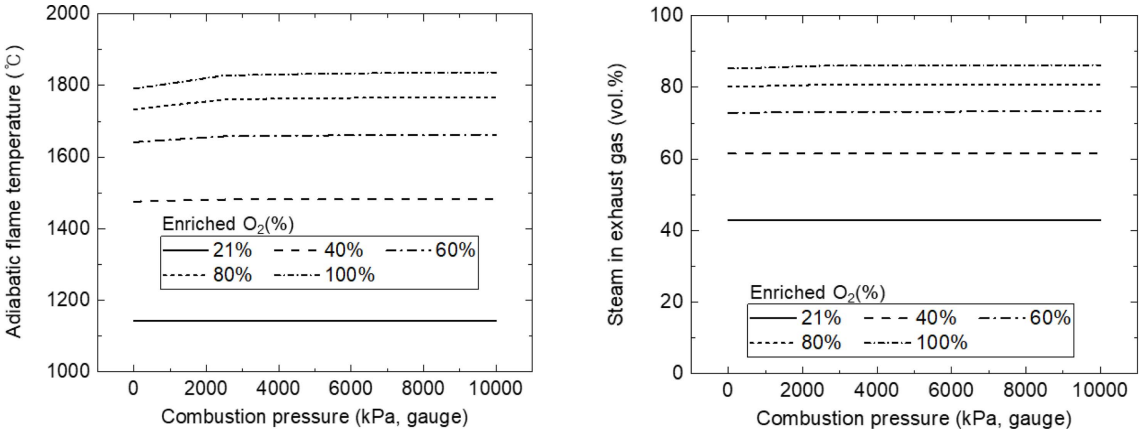



**Fig. 6.** Adiabatic flame temperature and steam ratio in exhaust gas according to increasing combustion pressure under methane and enriched oxygen flame

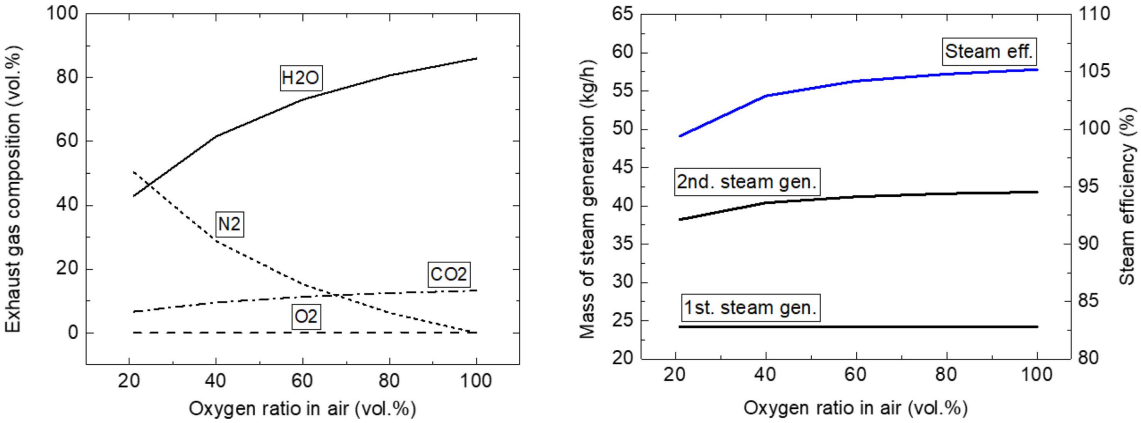



**Fig. 7.** Variations for exhaust gas composition and steam production according to increase enriched oxygen ratio under methane and air flame

증기생산효율은 지속적으로 증가하여 최대 산소량에서 105.2%까지 증가하였으며, 이는 일반 공기 연소에 비해 효율이 약 6%가 증가한 수치이다. 결론으로서, 산소부화연소는 일반 공기연소에 비해 배기가스 중 증기비율의 증가에 지대한 영향을 주며, 높은 잉여배기열량으로 인한 2차 증기생산량이 증가로 총 증기생산효율을 증가시키게 된다.

## 4. 결 론

본 연구에서는 증기생산에 사용되는 연료량의 감축을 위해 가압형 DCSG 연소기의 증기생산효율에 대한 평가를 수행하였다. 가압형 DCSG 연소공정은 연료로 메탄을 사용하였으며, 일반 공기와 질소가 일부 제거된 부화산소를 공급하여 가압상태에서 연소되는 공정을 구성하였다. 공정분석으로 연소프로그램을 이용하여 일반 공기와 부화산소를 적용하였을 때, 발생되는 연소온도, 배기가스 중의 증기비율, 잔여열량의 변화 등을 산출하였다. 최종적으로 DCSG 연소방식에 의해 연소가스와 물의 직접접촉으로 생산되는 1차

증기량과 잔여열량으로 생산되는 2차 증기량의 변화를 분석하였으며, 연소기의 입력열량 대비 총 증기생산효율을 평가하여 다음의 결론을 얻었다.

(1) 일반 공기 연소공정에서 가압에 의한 영향보다는 과잉공기비율의 증가가 화염온도와 배기 중의 증기비율의 감소에 지배적인 영향을 미치는 것으로 확인되었다.

(2) 일반 공기 연소공정에서 과잉공기비가 증가할수록 배기열량이 산화제의 승온에너지로 소모되기 때문에 2차 증기생산량은 감소되며, 연소열량 대비 총 증기생산효율은 최대 99.4%로 나타났다.

(3) 산소부화 연소공정에서 연소압력 2,500 kPa, 산소부화비 40% 이상에서 화염온도와 증기비율이 현저하게 증가하였다. 이는 산소부화비가 21%에서 40%로 증가하게 되면서 질소 질량의 60%가 감소되는 것이 지배적인 원인으로 판단된다.

(4) 산소부화 연소공정에서 산소부화비율이 증가할수록 높은 잉여배기열량에 의해 2차 증기생산량이 증가하였다. 총 증기생산효율은 최대 105.2%이며, 일반 공기 연소공정에 비해 효율이 약 6%가 증가하였다.

## 후 기

본 연구는 국토교통부/국토교통과학기술진흥원의 지원으로 수행되었음(과제번호 RS-2022-00143541).

## References

1. Giacchetta, G., Leporini, M., and Marchetti, B., 2015, Economic and environmental analysis of a steam assisted gravity drainage(SAGD) facility for oil recovery from Canacian oil sands, Applied Energy, Vol. 142, pp. 1-9.
2. Gates, I. D., and Larter, S. R., 2014, Energy efficiency and emissions intensity of SAGD, Fuel, Vol. 115, pp. 706-713.
3. Kumar, A., and Hassanzadeh, H., 2021, Impact of shale barriers on performance of SAGD and ES-SAGD—A review, Fuel, Vol. 289, pp. 1-11.
4. Lee, H., Hwang, I., and Jeoung, M., 2022, A study on the process modeling and economy assessment of central processing facility for ES-SAGD of oilsand plant, The Society of Convergence Knowledge Transactions, Vol. 10, No. 1, pp. 13-21.
5. Jeong, M., Lee, S., Shin, H., Jo, E., Hwang, I., and Kang, C., 2016, Design and assessment of an oil-treatment process for bitumen separation, The KSFM Journal of Fluid Machinery, Vol. 19, No. 3, pp. 5-9.
6. Alboudwarej, H., 2006, Highlighting Heavy Oil, Oilfield Review, Edmonton.
7. Bhattacharjee, S., 2010, Oil Sands, University of Alberta, Edmonton.
8. Yoon J. S., 2018, Methodology for prediction of SAGD production curve form oil sand reservoir parameters of Athabasca area in Canada, M.S. Thesis, University of In-ha.
9. Cui, G., Liu, T., Xie, J., Rong, G., and Yang, L., 2022, A review of SAGD technology development and its possible application potential on thin-layer super-heavy oil reservoirs, Geoscience Frontiers, Vol. 13, No. 4, pp. 1-10.
10. General Energy Recovery Inc., 2021, Direct contact steam generation (DCSG), Corporate and CCSG Technology Overview.
11. Seaba, J., Wissmiller, D., and Alavandi, S., 2017, Advanced steam generation: technologies for Canadian oil sands, GTI Project Final Report, No. 22072, pp. 1-329.
12. Cairns, P. E., 2013, High pressure oxy-fired (HiPrOx) direct contact steam Generation (DCSG) for steam assisted gravity drainage (SAGD) application, M.S. Thesis, University of Ottawa.
13. Cairns, P. E., Clements, B. R., Hughes, R., Herage, H., Zheng, L., Macchi, A., and Anthony, E. J., 2015, High pressure oxy-fired (HiPrOx) of fuels with water for the purpose of direct contact steam generation, Energy Fuels, Vol. 29, No. 7, pp. 4522-4533.

14. Song, B. J., You, N., Lee, J. H., and Lee, C. W., 2014, Effect of $CO_2$ injection in SAGD process for oil sand bitumen recovery, Applied Chemistry for Engineering, Vol. 25, No. 3, pp. 262-267.
15. Cho, E., Jeoung, M., and Kang, C., 2016, Case studies for optimizing heat exchanger networks in steam-assisted gravity drainage oil sands plant, The KSFM Journal of Fluid Machinery, Vol. 19, No. 3, pp. 19-24.
16. Lee, J., Min, B., Jo, S., and Kim, J., 2018, Optimization of SAGD process using multi-objective optimization algorithm, oil treatment process, Journal of the Korean Society of Mineral and Energy Resources Engineers, Vol. 55, No. 5, pp. 421-430.
17. Kim, H., Noh, H., and Kim, Y., 2019, Effect of design parameters on th performance of multiphase separator for energy plant, Transactions of the Korean Society of Mechanical Engineers, Vol. 43, No. 1, pp. 19-25.
18. Morley, C., 2005, Chemical Equilibria in perfect gases, GasEq Version 0.78, Availabele from: http://www.gaseq.co.uk.
19. Mojarab, M., Harding, T. G., and Maini, B. B., 2011, Improving the SAGD performance by introducing a new well configuration, Journal of Canadian Petroleum Techonology, Vol. 50, No. 4, pp. 9-18.