Korean Chem. Eng. Res., 59(1), 60-67 (2021)
https://doi.org/10.9713/kcer.2021.59.1.60
PISSN 0304-128X, EISSN 2233-9558

순환 유동층 보일러와 초초임계 증기 사이클을 이용한 500 MW_e급 순산소 화력발전소의 건식 재순환 흐름의 열 교환 및 경제성 분석

김세미 · 임영일†

한경대학교 화학공학과 CoSPE 센터
17579 경기도 안성시 중앙로 327
(2020년 7월 15일 접수, 2020년 8월 25일 수정본 접수, 2020년 9월 9일 채택)

Heat Integration and Economic Analysis of Dry Flue Gas Recirculation in a 500 MW_e Oxy-coal Circulating Fluidized-bed (CFB) Power Plant with Ultra-supercritical Steam Cycle

Semie Kim and Young-Il Lim†

CoSPE, Dept. Chemical Engineering, Hankyong National University, Anseong, 17579 Korea
(Received 15 July 2020; Received in revised from 25 August 2020; accepted 9 September 2020)

요 약

본 연구에서는 CO_2 포집을 포함하는 500 MW_e 급 전기를 생산하는 순산소 석탄화력발전소에 대한 공정흐름도를 제시하였고, 기술경제성 평가를 수행하였다. 이 석탄화력발전소는 순환 유동층 보일러(CFB), 초초 임계 증기 사이클 증기 터빈, 보일러에서 배출되는 배기가스내 수분과 오염물질을 제거하는 배기가스 정제 장치(FGC), 산소 분리 초저온 공정(ASU), 이산화탄소를 분리하는 극저온 공정(CPU)을 포함한다. 건식 배기가스 재순환(FGR)은 CFB연소기내 온도 제어와 고농도 CO_2 배출을 위하여 사용되었다. 이 순산소 석탄화력발전소의 열효율을 증가시키기 위하여 FGR 흐름에 대한 열교환, ASU에서 배출되는 질소 흐름에 대한 열교환, 그리고 CPU 내 기체 압축기의 열 회수를 고려하였다. FGR열교환기의 온도차(ΔT)의 감소는 배기가스의 더 많은 폐열 회수를 의미하며, 전기 및 엑서지 효율을 증가시켰다. FGR열교환기의 ΔT가 10 ℃ 에서 FGR과 FGC 주변의 연간 비용이 최소가 되었다. 이때, 전기 효율은 39%, 총투자비는 1371 M$, 총생산비용은 90 M$, 그리고 투자수익률은 7%/y, 그리고 투자회수기간은 12년으로 예측되었다. 본 연구를 통하여 순산소 석탄화력발전소의 열효율 향상을 위한 열교환망이 제시되었고, FGR 열교환기의 최적 운전 조건이 도출되었다.

Abstract – This study presented techno-economic analysis of a 500 MW_e oxy-coal power plant with CO_2 capture. The power plant included a circulating fluidized-bed (CFB), ultra-supercritical steam turbine, flue gas conditioning (FGC), air separation unit (ASU), and CO_2 processing unit (CPU). The dry flue gas recirculation (FGR) was used to control the combustion temperature of CFB. One FGR heat exchanger, one heat exchanger for N_2 stream exiting ASU, and a heat recovery from CPU compressor were considered to enhance heat efficiency. The decrease in the temperature difference (ΔT) of the FGR heat exchanger that means the increase in heat recovery from flue gas enhanced the electricity and exergy efficiencies. The annual cost including the FGR heat exchanger and FGC cooling water was minimized at ΔT = 10 °C, where the electricity efficiency, total capital cost, total production cost, and return on investment were 39%, 1371 M$, 90 M$, and 7%/y, respectively.

Key words: Oxy-coal power plant, CO_2 capture and storage, Dry flue gas recirculation, Heat integration, TEA (techno-economic analysis), Energy and exergy efficiencies

1. Introduction

에너지 수요에 따른 화석연료의 사용으로 인하여, 대기오염과 지구온난화를 일으키는 이산화탄소의 대기 중 농도가 계속해서 증가되고 있다[1]. 2018년 전 세계의 약 38%(=10,123 TWh)의 전력이 화력발전소에서 생산되었고, 국제 에너지 기구(IEA)는 2018년에서 2040년 사이에 전세계 전력 수요가 매년 1.3% 증가할 것으로 예측

†To whom correspondence should be addressed.
E-mail: limyi@hknu.ac.kr
‡이 논문은 POSTECH 이인범 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.

하였다[2]. 화석연료 중 석탄은 매장량이 풍부하고, 매장 지역이 폭넓게 분포되어 있으며, 가격이 저렴하기 때문에 전기 에너지 수요량에 많은 부분을 차지할 것으로 예상된다[2]. 하지만, 석탄화력발전소는 2018년 전 세계 이산화탄소 배출량의 약 30%(=10 Gt)을 차지하였다[2]. 따라서 이산화탄소 포집, 활용 저장(CCUS: CO_2 capture, utilization, and storage) 기술[3,4]을 활용하여 석탄 화력발전소에서 배출되는 이산화탄소 배출 저감 기술이 필요하다.

이산화탄소 포집 기술은 크게 연소 후 포집, 연소 전 포집, 순산소 연소가 있다[5,6]. 이 중 순산소 연소는 탄소 연료를 기존 산화제인 공기를 대신하여 고순도(95% 이상)의 산소와 재순환되는 배기가스(주로 CO_2와 H_2O)를 사용하여 연소한 후, 극저온 분리를 이용해 배기가스의 수분 등을 제거하여 고농도 CO_2를 포집하는 기술이다[7,8]. 순산소 연소 기술은 화력 발전 산업에서 CO_2를 포집하기 위한 가장 유망한 기술 중 하나이고[9], 기존의 석탄 화력발전소에 적용할 수 있다는 장점을 가진다[10]. 그러나 공기 분리 장치(ASU: Air separation unit)와 이산화탄소 처리 장치(CPU: CO_2 processing unit)에서 높은 에너지를 소비하는 단점을 가진다[11].

화력 발전소의 전력 효율을 높이기 위해 약 300 bar 및 600 ºC에서 증기를 사용하는 초초임계 증기 사이클(USC: Ultra-supercritical steam cycle)이 사용되어 왔다[12,13]. 순환 유동층(CFB: Circulating fluidized-bed) 연소기는 분쇄 석탄(PC: Pulverized-coal) 연소기와 비교하여 열효율, 오염물질 저감 및 경제적 측면에서 이점을 가진다[14]. 순산소 석탄화력 발전소에서 CFB, USC, 그리고 CPU의 결합은 전력 효율을 높여주고, 대기오염 물질(CO_2, NO_x 및 SO_x)을 감소시키는 장점을 갖는다[13,15].

순산소 석탄화력 발전소에서 연소기 내의 온도 제어를 위하여 배기가스 재순환(FGR: Flue gas recirculation) 기술이 적용된다[16,17]. 이 FGR은 습식 재순환과 건식 재순환으로 나뉜다[18]. 습식 재순환 방식은 건식 재순환 방식에 비해 배기가스의 폐열을 재사용하기 때문에 보일러 및 에너지 효율을 높일 수 있다[13]. 하지만, 배기가스 재순환 흐름에서 높은 황 함량으로 인하여 장치가 부식되는 단점이 있다[17]. 배기가스를 45~65 ºC로 냉각하여 수분 및 황 성분을 제거한 흐름을 재순환하는 건식 FGR은[16] 재순환 흐름선 안에 오염물질의 축적이 감소되고, 장치 부식이 적어지는 장점을 갖지만, 냉각된 배기가스 재순환으로 인하여 열효율이 낮아진다. 따라서, 이러한 건식 FGR을 사용하는 순산소 석탄 화력 발전소에서 열효율을 향상시킬 수 있는 방안이 요구된다.

본 연구에서는USC, CFB, CPU가 포함된 500 MW_e 급 순산소 석탄화력발전소(oxy-coal USC-CFB-CPU power plant)에서 건식 FGR을 이용할 경우, 보일러에서 나오는 배기가스와 재순환 배기가스 사이의 열교환기가 발전 효율에 미치는 영향을 고찰한다. 또한, oxy-coal USC-CFB-CPU power plant의 공정모사 결과값을 바탕으로 에너지 및 엑서지 효율을 계산하고, ASU에서 분리된 질소와 CPU로 유입되는 배기가스 흐름의 열 교환 및 CPU 내부에서의 열효율을 높이는 방안을 제시한다.

2. Process Description

본 연구에서 사용된 역청탄은 Table 1에서 보여주듯이 발열량이 약 30.2 MJ/kg이고, 고정탄소 55.3 wt%, 휘발분 31.6 wt%, 회분 8.1 wt%, 그리고 수분 5.0 wt%이다[13]. 역청탄의 산소 대 탄소 비율은 약 0.11이다. 본 화력발전소의 연료인 역청탄의 유량은 Vu et al. (2020) [13]에서 제시된 이산화탄소 포집을 고려하지 않은 공기 연소 USC-CFB화력발전소에서 전기 효율 45.5%일 때, 500 MW_e 전기를 생산하는 3,150 t/d으로 정하였다.

순산소 석탄화력발전소에 대한 전체 공정은 석탄을 분쇄하고 저장하는 전처리 영역(A100), 석회석을 이용한 노내 탈황, 순환 유동층 보일러, NO_X 제거를 위한 선택적 촉매 환원(SCR: Selective catalytic reduction) 장치를 포함하는 영역(A200), 전기 생산을 위한 스팀 터빈 영역(A300), 배기가스 처리 영역(A400), 순도 95%의 산소를 공급하는 ASU를 포함하는 영역(A500), 그리고 극저온 이산화탄소 분리를 위한 CPU를 포함하는 영역(A600) 등 총 6개 영역으로 구

Table 1. Proximate and ultimate analyses of bituminous coal [13]

Ultimate analysis (wt%, dry basis)		Proximate analysis (wt%)	
Carbon (C)	77.8	Moisture	5.0
Hydrogen (H)	4.4	Volatile matter	31.6
Oxygen (O)	8.5	Fixed carbon	55.3
Nitrogen (N)	0.9	Ash	8.1
Sulfur (S)	0.3		
Ash	8.1		
Total	100.0		100.0
LHV (MJ/kg)	30.2		

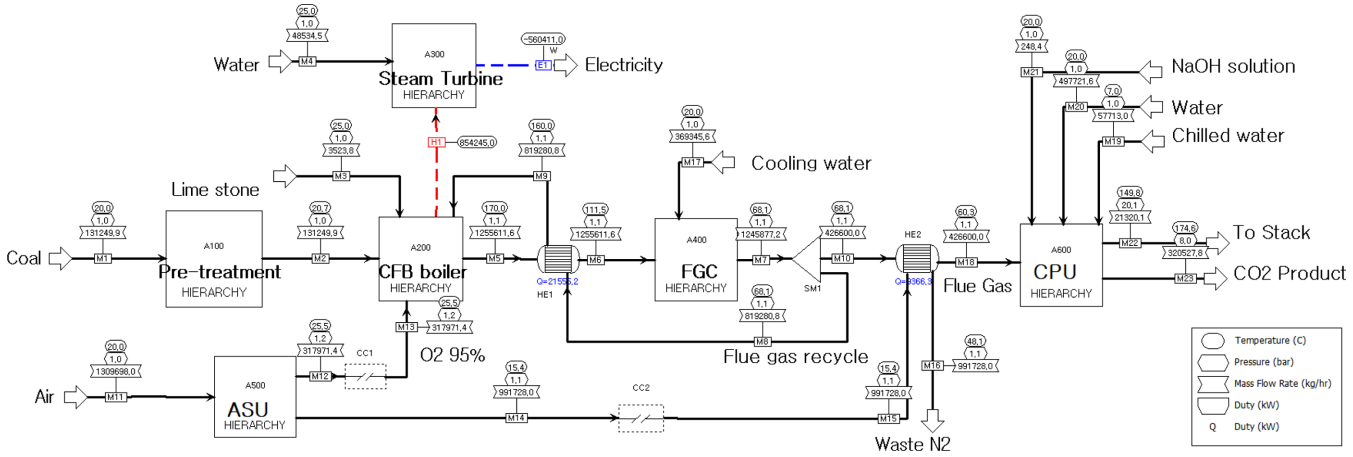

Fig. 1. Process flow diagram of oxy-coal USC-CFB-CPU power plant with dry FGR (CFB: circulating fluidized-bed, FGC: flue gas conditioning, ASU: air separation unit, and CPU: CO_2 processing unit).

분된다. 이러한 순산소 석탄화력발전소의 공정흐름도(PFD: Process flow diagram)와 주요 흐름에서의 온도(T, ºC), 압력(P, bar), 유량(Q, kg/hr)을 Fig. 1에서 보여준다.

순산소 석탄화력발전소에 대한 전반적인 공정은 Vu et al.(2020) [13]을 참고하였다. Vu et al.(2020)과 다르게 본 연구에서는 배기가스의 수분과 오염 성분을 제거한 유량의 일부분을 CFB보일러에 공급하는 건식 재순환(dry FGR)과 3개의 열교환망을 포함하는 oxy-coal USC-CFB-CPU power plant를 제시하였다. 추가된 3개 열교환망은 보일러에서 배출되는 배기가스와 건식 재순환 배기가스 사이의 열교환기(HE1), ASU에서 분리된 N_2와 CPU에 유입되는 배기가스 흐름의 열교환기(HE2), 그리고 CPU의 다단 압축기에서 회수되는 열량의 일부분을 온도스윙흡착탑(TSA: Temperature swing adsorption:)에 공급하여 흡착된 수분을 탈착시키기 위한 열교환이다.

CFB보일러에서 유출되는 배기가스(M6)는 배기가스 처리 영역(FGC)을 통과한 후, 보일러의 연소 온도를 조절하기 위해 일정량이 재순환된다. 이러한 재순환 배기가스(M9)는 공기분리장치(ASU)을 통해 분리된 순도 95%의 산소(M13)와 함께 산소 몰비 32%[19]로 CFB 연소기로 유입된다. CFB 연소기에서 배출되는 배기가스는 USC수증기 생산을 위한 열교환시스템, NO_X 제거를 위한 SCR, 그리고 먼지 제거를 위한 전기집진기(electrostatic precipitator: ESP)을 거쳐 170 °C, 1.1 bar로 유출된다. 이 배기가스의 수분, 황, 그리고 미세먼지를 제거하기 위한 FGC에서는 냉각수를 이용하여 배기가스를 68.1 °C로 냉각한다.

CFB 보일러 영역과 FGC 영역 사이에 있는 열교환기(HE1)는 배기가스의 고온 흐름(M5)과 건식 FGR의 저온 흐름(M8)의 온도차를 이용한다. 이 HE1의 열교환량은 보일러에서 스팀터빈으로 전달되는 열량과 연동됨으로 스팀터빈에서 생산되는 전기 생산량에 영향을 준다. 또한, HE1의 성능은 스팀터빈 장치가격, HE1의 장치면적 및 가격, 그리고 FGC크기 및 FGC에서 사용되는 냉각수(M17)의 양을 좌우하기 때문에 기술 경제성 결과에도 영향을 미친다. Fig. 1에서는 보일러에서 유입되는 배기가스의 온도와 HE1에서 유출되는 재순환 배기가스의 온도의 차이가 10 °C가 되도록 HE1 열교환기 면적을 설정하였고, ASU에서 분리된 N_2 흐름 M14와 CPU에 유입되는 배기가스 흐름(M18)의 열교환(HE2)을 이용하여 배기가스(M18)의 온도를 60.3 °C로 낮추었다.

ASU와 CPU공정을 설명하기 위하여 Fig. 2-3에서 ASU와 CPU에 대한 PFD를 각각 보여준다. 20 °C, 1 bar의 공기가 압축기로 유입되어 218 °C, 4.1 bar로 압력과 온도가 증가된다. 높아진 온도를 열교환기(Cooler)를 이용하여 20 °C로 낮추고, 고압 및 저압 초저온 증류탑(C501 and C502)을 이용하여 순도 95%의 산소를 분리한다. Cold box로 알려진 이 산소 분리 초저온 공정은 가압된 공기를 팽창기(TU201 and TU202)를 통하여 온도를 낮추고, 다중흐름 열교환기(M501 and M502)에서 낮은 온도의 유체를 이용하여 고온의 공기를 냉각시킴으로써 초저온을 유지한다.

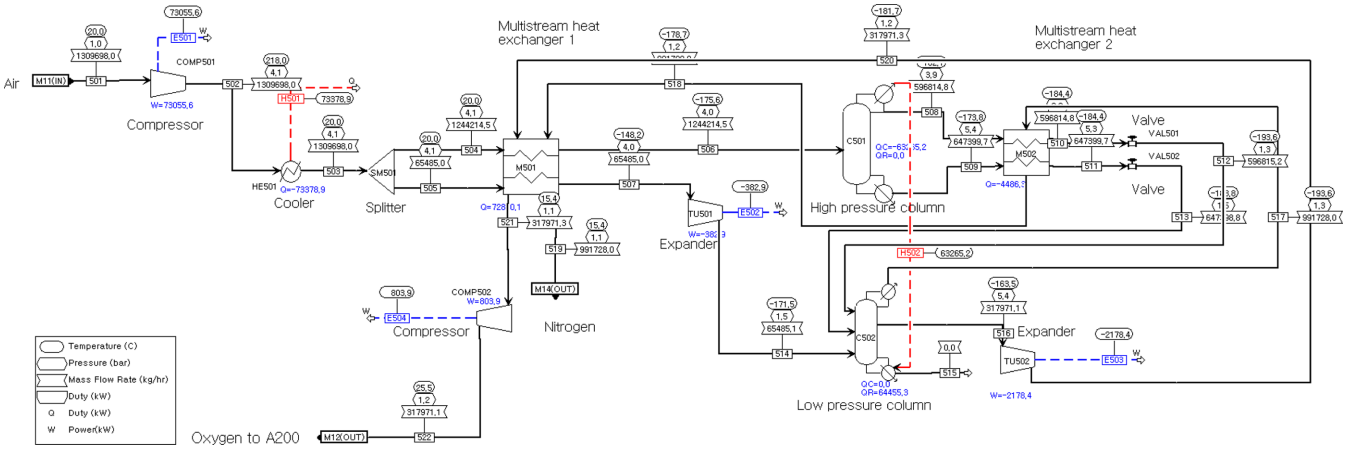

Fig. 2. PFD of A500 (ASU) with heat integration.

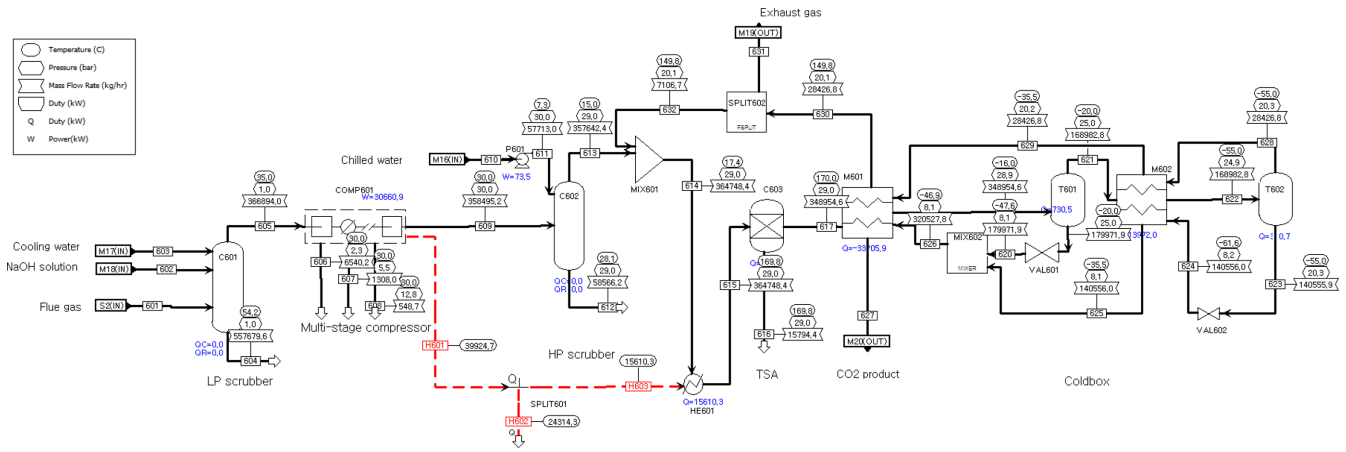

Fig. 3. PFD of A600 (CPU) with heat integration.

고압 증류탑(C501)에서 질소는 저압 증류탑(C502) 재비기안에서 산소의 비등점에서 응축되고, 밸브(VAL501 and VAL502)를 통해 감압된 후 저압 증류탑으로 공급된다. 따라서 C501와 C502 사이의 하나의 열교환기가 고압 증류탑 응축기와 저압 증류탑 재비기의 역할을 수행한다. 결국, 저압 증류탑의 상부와 하부에서 순도 높은 질소와 산소가 각각 분리된다. ASU 공정에서 회수 가능한 열은 공기 압축으로 인하여 온도가 상승된 공기를 냉각하여 얻은 열량이다. 이 열량(H501)은 약 73 MW_{th}로 적지 않지만, 냉각수를 이용하여 회수된 저급 열량으로서 본 연구에서는 재사용하지 않았다. 하지만, 15 °C로 유출되는 질소(stream 519 or M14)는 CPU 로 유입되는 배기가스의 온도를 낮추기 위하여 열교환된다.

Fig. 3은 열교환기(HE2 in Fig. 1)를 이용하여 68 °C에서 60 °C로 온도가 낮아진 배기가스로부터 98% 순도를 갖는 CO_2를 90%의 회수율로 분리하는 PFD를 보여준다. A600영역 또한 cold box로서 약 -50 °C에서 운전된다. 이 cold box에서 냉각 및 CO_2 분리 순서는 다음과 같다.

1) 저압 scrubber (C601) 다음에 설치된 압축기(COMP601)에서 배기가스를 30기압으로 가압한다.

2) 고압 scrubber (C602)에서 15 °C로 냉각된 배기가스는 온도스윙흡착탑(C603)에서 배기가스내 수분을 3 ppm 수준으로 감소시킨다.

3) 수분이 제거된 고온의 배기가스(stream 617)는 2개의 다중흐름 열교환기(M601 and M602)를 거치면서 저온 흐름선과의 열교환으로 온도가 낮아진다.

4) 상분리를 위한 2개의 플래쉬(T601 and T602) 다음에 설치된 2개의 팽창밸브(VAL601 and VAL602)를 통하여 액상 CO_2의 압력은 낮아지고, 온도는 하강하며, 저온 유체로서 M601 및 M602로 유입된다.

5) 2개의 플래쉬에서 분리된 기상은 M601을 거쳐 150 °C, 20 bar로 배출된다.

6) 2개의 플래쉬에서 분리된 액상은 주로 CO_2 이며 M601을 거쳐 기화되며, 175 °C, 8 bar로 생산된다.

CPU공정에서 열교환 및 열회수는 다음과 같다.

1) FGC에서 배출되는 68 °C 배기가스는 ASU에서 배출되는 15 °C의 질소로 냉각되어, 약 60 °C에서 LP scrubber 로 유입된다.

2) COMP601 압축기에서 발생하는 열량(40 MW_{th})의 일부는 TSA에서 흡착된 수분을 탈착시키기 위하여 필요한 열량(16 MW_{th})으로 사용된다.

3) CPU에서 기상으로 배출되는 150 °C, 20 bar 배기가스는 비교적 고압으로서 터빈을 추가하여 전기 생산이 가능하고, 그 양은 약 1 MW_e 이다. 하지만, 이 전기량이 전체 발전량 500 MW_e 에 비하여 크지 않고, 추가적인 장치비가 소요됨으로 본 연구에서는 회수하지 않았다.

3. Methodology of Energy, Exergy, and Economic Analyses

어떤 공정의 기술경제성평가(TEA: Techno-economic analysis)는 기술적×경제적 타당성을 동시에 분석하는 방법이다[20]. TEA는 공정에서 사용되는 성분들의 열역학적 물성값과 상태방정식 등을 활용하여 공정 모사를 진행한 후 총투자비(TCI: Total capital investment)와 연간 총 생산비(TPC: Total production cost)를 구하는 기술적 측면과, TCI 및 TPC를 이용하여 경제성을 판단하는 기준인 투자수익률(ROI: Return on investment)과 투자회수기간(PBP: Payback period) 등을 계산하는 경제적인 측면을 포함한다[20,21]. ASPEN Plus (ASPEN Tech, USA)의 공정 모사 결과를 바탕으로 전기 효율(η_{elec}) 및 엑서지 효율(η_{ex})을 계산하였다.

3-1. Calculation of energy and exergy efficiency

발전소의 전기 효율(η_{elec})은 석탄의 LHV(lower heating value)와 발전소에서 생산하는 총 전력량에 소비된 전력을 감한 순전력 생산량(E_{net}, net electricity)을 바탕으로 계산된다[22].

$$\eta_{elec}\,(\%) = 100 \times \frac{E_{net}(\mathrm{MW}_e)}{\mathrm{LHV\ of\ coal\ (MW}_{th})} \tag{1}$$

엑서지(exergy)는 주어진 외부 환경조건과 열역학적 조건에서 물질 또는 에너지 흐름에서 생산될 수 있는 최대 에너지량을 의미한다[16,23]. 엑서지 분석은 열역학 제 1법칙과 제 2 법칙을 이용하여[22,24] 공정의 열역학적 문제점을 파악 및 개선하기 위하여 사용되는 방법이다[12]. 기준 조건은 $T_0 = 25$ C, $P_0 = 1$ atm로 가정되었고[16,25], 물질 흐름의 엑서지(Ex_m)는 물리 엑서지(ε_{ph}, physical exergy)와 화학 엑서지(ε_{ph}, chemical exergy)의 합으로 계산된다[26].

$$Ex_m = \dot{m}(\varepsilon_{ph} + \varepsilon_{ch}) \tag{2}$$

위 식에서 $\dot{m}$ (mol/s) 은 몰유량이다. 물리 엑서지와 화학 엑서지는 각각 Eqs. (3)-(4)와 같이 계산된다.

$$\varepsilon_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \tag{3}$$

위 식에서 h (J/mol) 는 주어진 물질의 몰당 엔탈피이고, s (J/mol/K)는 몰당 엔트로피이다.

$$\varepsilon_{ch} = \sum_i y_i \varepsilon_{0,i} + RT_0 \sum_i y_i \ln y_i \tag{4}$$

위 식에서 y_i는 몰비이고, ε_0는 기준 온도 압력에서의 각 성분에 대한 몰당 화학 엑서지이다. 석탄의 화학 엑서지는 절대 엔트로피(s_0) 값이 알려지지 않아 아래 식을 이용하여 계산된다[16,27].

$$Ex_{m,coal} = \dot{m}_{coal} \cdot \mathrm{LHV}_{coal} \cdot \left(1.0401 + 0.1728\frac{x_H}{x_C} + 0.0432\frac{x_O}{x_C} + 0.2169\frac{x_N}{x_C} \cdot \left(1 - 2.0628\frac{x_S}{x_C}\right)\right) \tag{5}$$

전체 공정의 엑서지 효율(η_{ex})은 유입되는 엑서지(Ex_{in}) 흐름과 유출되는 엑서지(Ex_{out}) 흐름의 비로 정의된다.

$$\eta_{ex}(\%) = 100 \times \frac{\sum_k Ex_{out,k}}{\sum_j Ex_{in,j}} \tag{6}$$

3-2. Economic analysis

공정의 경제성을 평가하기 위해서 사용된 가정들은 Table 2와 같다. 총 투자비(TCI)의 자기자본율은 30%로 간주되고, 따라서 부채비율(λ)은 70%이다. 연간 8000시간, 그리고 30년[28]동안 공장이 운전된다. 처음 4개월은 공정 운전 준비기간으로 생산되는 전기는 완전 가동되는 전기량의 50%로 가정하였다. 물가인상률(α)은 2%, 법인세율(β) 20%, 그리고 이자율(γ)은 6%로 가정되었다. 석탄, 석회석 등 원자재와 전기 가격은 2017년 시장가격을 적용하였다[13]. 이산화탄소

Table 2. Economic assumptions for 500 MW_e oxy-coal USC-CFB-CPU power plant using dry-FGR

Parameter		Assumption
Debt ratio (λ)		0.7
Plant availability		8000 h/y
Startup time (50% plant performance)		4 months
Plant lifetime (L_p)		30 y
Inflation rate (α)		2%/y
Corporation tax rate (β)		20%/y
Interest rate (γ)		6%/y
Currency (Korean Won)		1,100 won/$
Raw material and product price	Coal	50 $/t
	Limestone	23.28 $/t
	9.5 wt% NH_3 solution	20 $/t
	50 wt% NaOH solution	223 $/t
	Coal char	50 $/t
	$CaSO_4$	7.2 $/t
	CO_2 credit	20.66 $/t
Utility price	Electricity	0.098 $/kWh
	Cooling water	0.273 $/$m^3$
	Chilled water	1.0 $/$m^3$

거래 가격은 2017년 20.66 $/ton-$CO_2$[13], 전기, 냉각수(cooling water) 및 냉수(chilled water) 가격은 각각 0.098 $/kWh, 0.273 $/$m^3$, 그리고 1.0 $/$m^3$으로 가정되었다.

9.5 wt% NH_3 solution은 A200 영역에서 NO_x 제거를 위한 SCR 장치의 첨가물로서 사용되며(Fig. 1 참조), 50 wt% NaOH solution은 A600영역에서 LP scrubber에서 황을 제거하기 위하여 투입된다(Fig. 3 참조). Coal char와 $CaSO_4$는 모두 부산물로서 A200 영역에서 CFB 연소기 하부에서 생산되는 미연소 탄소와, CFB 연소기 안에서 석회석과 황화수소가 반응하여 생긴 생성물을 각각 의미한다. 이들 원료 및 생산물의 가격은 Table 2에서 보여준다. 이러한 가정들을 바탕으로 Vu et al.(2020)[13]과 Oh and Lim(2018)[21]에서 제시한 식들을 이용하여 ROI와 PBP를 산출하였다.

4. Results and Discussion

이산화탄소를 포집을 포함하는 순산소 석탄화력발전소에서 dry FGR과 보일러 배기가스 간 열교환기(HE1 in Fig. 1)의 온도차이(ΔT)에 따른 공정의 성능을 비교×분석하였다.

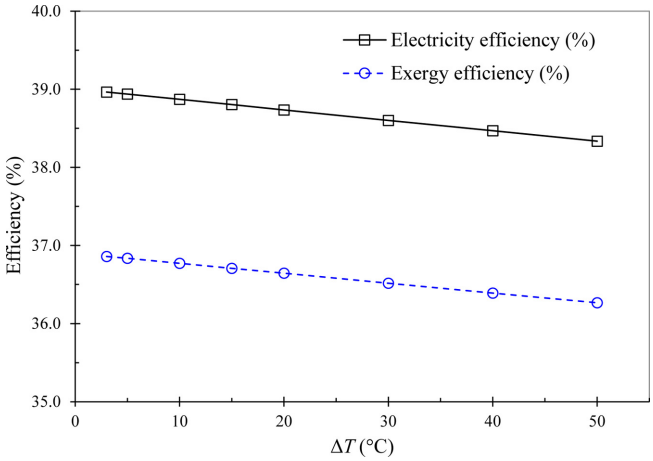

Fig. 4. Electricity and exergy efficiency according to temperature difference (ΔT) between dry FGR and boiler flue gas streams.

4-1. Electricity and exergy efficiencies

Fig. 1에서 제시된 순산소 USC-CFB-CPU 석탄화력발전소에서 CFB 연소기의 운전 온도는 875 °C로 고정되었고, LHV 대비 5% 열손실이 고려하였으며, 연소기에서 생성되는 나머지 열은 600 °C, 300 bar의 USC 스팀을 생성하였다. dry FGR과 보일러 배기가스 간 열교환기(HE1)가 설치되지 않은 경우, 68 °C의 dry FGR흐름이 CFB 연소기로 직접 유입되고, 이 냉각된 FGR 유량을 875 °C로 승온하기 위하여 연소열이 소모됨으로, 비교적 낮은 전기 효율 (37.7%), 엑서지 효율 (35.6%), 그리고 스팀터빈에서 생산되는 전기량 (546 MW_e)을 보여주었다. 열교환기 HE1을 설치할 경우, 이 열교환기의 온도차이(ΔT)가 3~50 °C 범위에서 공정 모사를 수행하였다. ΔT가 작을수록 배기가스의 폐열을 더 많이 사용하기 때문에 공정 전체의 에너지 및 엑서지 효율이 증가함을 Fig. 4를 통해 확인할 수 있다. ΔT가 3 °C 일 때, 스팀 터빈 전기 생산량 562 MW_e, 전기 효율 39.0%, 엑서지 효율 36.9%로 가장 높은 열역학적 효율을 보여준다. 전기 및 엑서지 효율은 ΔT가 증가함에 따라 직선적으로 감소하며, 감소 기울기는 각각 -0.0133%/°C, -0.0126%/°C 이다.

Table 3은 ΔT에 따른 각 영역별 전기 소비량과 순전기 효율(η_{elec})을 나타낸 것이다. A200영역(CFB 보일러)에서 dry FGR이 CFB 보일러로 유입될 때 1.05 bar에서 1.20 bar로 가압되고, 온도가 높은 dry FGR은 이 압축기의 전기 소비량을 증가시키기 때문에, ΔT가 작아질수록 전기 소비량이 약간씩 증가한다. A300영역(스팀 터빈)의 전기 소비량 또한 ΔT가 작아질수록 약간씩 증가하는데, 이는 ΔT가

Table 3. Electricity consumption (MW_e) and efficiency (%) according to temperature difference (ΔT) between dry FGR and boiler flue gas streams

ΔT (C)	3	5	10	15	20	30	40	50
A100 (Pre-treatment)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
A200 (CFB boiler)	5.44	5.43	5.38	5.33	5.29	5.19	5.09	5.00
A300 (Steam turbine)	21.67	21.66	21.63	21.59	21.56	21.50	21.44	21.37
A400 (FGC)	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05
A500 (ASU)	73.86	73.86	73.86	73.86	73.86	73.86	73.86	73.86
A600 (CPU)	30.41	30.41	30.41	30.41	30.41	30.41	30.41	30.41
Total electricity consumption (MW_e)	132.43	132.41	132.33	132.25	132.17	132.01	131.85	131.69
Gross electricity (MW_e)	561.57	561.29	560.46	559.64	558.81	557.17	555.55	553.93
Net electricity (MW_e)	429.14	428.88	428.13	427.39	426.64	425.16	423.69	422.23
Electricity efficiency (η_{elec}, %)	38.96	38.94	38.87	38.80	38.74	38.60	38.47	38.34

작을수록 더 많은 스팀과 전기가 생산됨으로 스팀의 가압을 위하여 사용되는 전기가 증가하기 때문이다. 이에 따라 총 전기 소비량은 ΔT가 작아질수록 약간씩 증가한다. 하지만, 스팀 터빈에서 생산되는 전기량(gross electricity)은 ΔT가 작아질수록 전기 소비량 보다 더 크게 증가함으로 순전기 생산량은 증가하고, 결국 전기 효율도 증가한다. FGR 열교환기(HE1)가 설치되지 않은 경우 보다 ΔT가 3 °C 일 때의 순전기 효율은 1.3% 증가한다. FGR 열교환기(HE1)의 온도차(ΔT)가 변화하더라도 FGC의 운전 온도는 68.1 °C로 고정하였음으로 A500(ASU)와 A600(CPU) 영역의 전기소비량에 영향을 주지 않는다. HE1의 온도차가 3 °C 이고 열교환망이 추가된 A500(ASU)와 A600(CPU) 영역의 순전기생산량(429 MW_e)은 열교환망이 고려되지 않은 A500(ASU)와 A600(CPU) 영역의 순전기생산량(419 MW_e)과 비교하면 약 2.4% 절감된 것이다. 총전기 소비량의 약 56%와 23%를 A500(ASU)와 A600(CPU)에서 각각 소비함으로 이 두 저온 공정은 총전기 소비량의 약 80%를 차지한다.

4-2. Operating cost of FGR heat exchanger and FGC

FGR 열교환기(HE1)의 ΔT가 작아질수록 발전소의 열효율은 증가하지만, 열교환기 면적이 증가하고, FGC의 냉각수 유량은 감소한다. Fig. 5는 ΔT에 따른 열교환기의 면적과 FGC에서 사용되는 냉각수의 유량을 보여준다. ΔT가 작아지면서 열교환량이 증가하고, 열교환기에서 유출되는 배기가스의 온도는 낮아짐으로 FGC의 냉각수 유량은 직선적으로 감소한다. 열교환 면적은 총괄열전달계수 850 $W/m^2/K$ 를 갖는 shell and tube 형 열교환기에 대하여 산출하였다. ΔT가 작아지면서 열교환 면적은 급속히 증가한다.

Fig. 5는 면적과 냉각수 유량이 서로 반대의 경향임을 보여주지만, 서로 다른 물리량이므로 ΔT가 미치는 경제성을 직접적으로 비교하는 것이 불가능 하다. 열교환기 면적은 장치비로 환산이 가능하고, 냉각수 유량은 운전비용으로 변환된다. 하지만, 장치비(k$)와 운전비용(k$/y)도 서로 다른 단위를 갖음으로 장치비를 운전비용으로 환산하여 비교할 필요가 있다. 장치비를 운전비용으로 환산하는 가장 쉬운 방법 중의 하나는 장치 구입 및 설치비를 포함하는 총장치비에 capital charge factor 를 곱하는 것으로 Do et al.(2020)[29]는 0.2(5년 감가상각에 해당함), Do et al.(2015)는 0.25[30](4년 감가상각에 해당함)를 사용하였다. 본 연구에서는 0.25로 가정하여 열교환기 총장치비를 연간 운전비용으로 환산하였다. Fig. 6는 ΔT에 따른 FGR 열교환기(HE1)의 연간 자본비, FGC 냉각수 연간 운전비용, 그리고 이 두 연간 비용의 합을 보여준다. Fig. 6내에 삽입된 작은 그림은 연간 비용의 합이 최소가 되는 ΔT 근방에서 확대된 그래프이다.

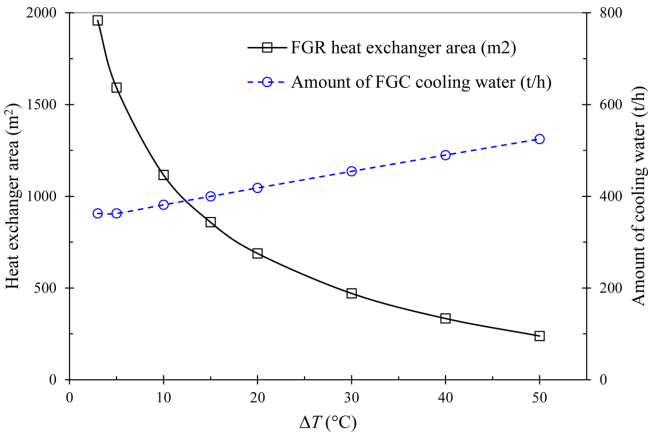

Fig. 5. Area of FGR heat exchanger (HE1) and amount of FGC cooling water according to temperature difference (ΔT) between dry FGR and boiler flue gas streams.

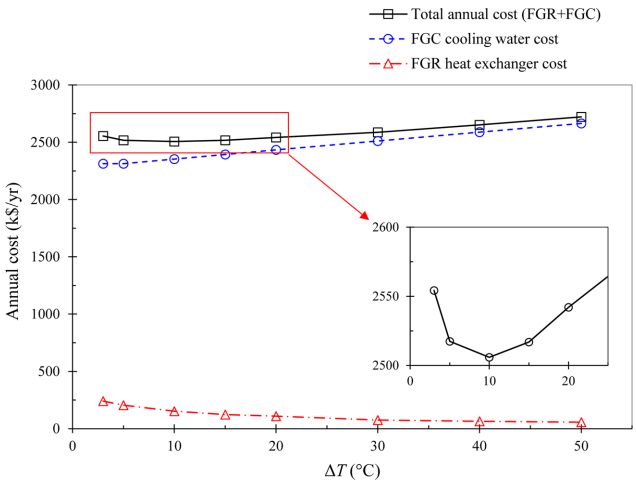

Fig. 6. Annual costs of FGR heat exchanger and FGC cooling water according to temperature difference (ΔT) between dry FGR and boiler flue gas streams.

ΔT가 증가함에 따라 FGR heat exchanger의 연간 자본비용은 감소하고, 냉각수 비용은 증가하기 때문에 이 두 비용의 합은 ΔT가 10 °C에서 최소를 보이고, 이후 점차 증가한다. 현실적으로 선호되는 열교환기 양 끝단에서의 온도차는 10 ~ 20 °C로 보고되고 있으며 [31], Fig. 6의 연간 비용 분석에 근거하여 ΔT = 10 °C를 FGR 열교환기의 최적 운전 조건으로 판단하였다. ΔT가 10 °C인 경우, FGR 열교환기를 설치하지 않았을 때보다 전기 및 엑서지 효율은 각각 1.2%, 1.1%씩 증가하였다.

4-3. Economic values of oxy-coal CFB power plants with heat integration

Dry FGR을 포함하는 500 MW_e oxy-coal USC-CFB-CPU power

Table 4. Economic values according to temperature difference (ΔT) between dry FGR and boiler flue gas streams for 500 MW_e oxy-coal USC-CFB-CPU power plant with dry FGR

ΔT (°C)	3	5	10	15	20	30	40	50
Total capital investment (TCI, M$)	1371.96	1371.77	1370.77	1369.92	1369.07	1367.38	1365.79	1364.36
Total production cost (TPC, M$/y)	90.03	90.02	90.04	90.06	90.09	90.13	90.18	90.23
Annual sales revenue (ASR, M$/y)	389.97	389.75	389.17	388.58	388.00	386.84	385.69	384.54
Return on investment (ROI, %/y)	7.02	7.02	7.01	6.99	6.98	6.95	6.92	6.89
Payback period (PBP, y)	11.84	11.85	11.87	11.89	11.91	11.95	12.00	12.04

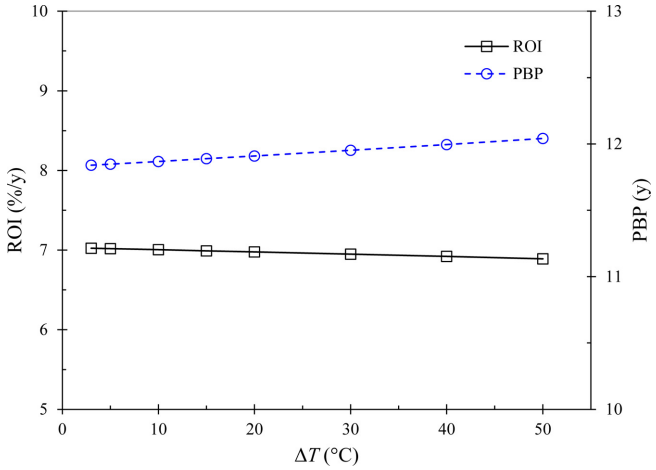

Fig. 7. Return on investment (ROI) and payback period (PBP) according to temperature difference (Δ*T*) between dry FGR and boiler flue gas streams.

plant의 경제성 지표값은 Table 4에서 보여준다. Δ*T*가 증가함에 따라 FGR 열교환기 용량이 작아지므로 총투자비(TCI)는 감소하고, FGC 에서 사용하는 냉각수의 증가로 총생산비(TPC)는 약간씩 증가한다. 또한, Δ*T*가 증가함에 따라 생산되는 전기량이 감소함으로 연간판매수익금(ASR)은 감소한다. Δ*T*가 감소하면서 공정의 수익성을 판단하는 투자수익율(ROI)은 높아지고, 반대로, 투자회수기간(PBP)은 짧아진다.

Fig. 7에서 Δ*T*에 따른 ROI 와 PBP 를 보여준다. 이 두 경제성 지표는 직선적이며, 서로 반대의 경향을 보이고, Δ*T* = 3 °C에서 가장 높은 경제성을 갖는다. Fig. 7은 Fig. 6와 다르게 Δ*T*에 따라 최소값이 보여주지 않는다. 이는 Δ*T*의 감소에 따라 증가하는 ASR이 TCI의 증가를 크게 상쇄시키면서 ROI의 지속적 증가를 이끌기 때문이다. 결론적으로 ROI 측면에서는 Δ*T* = 3 °C에서 가장 높은 경제성을 보이지만, FGR 열교환기 주변의 연간 비용, 열교환기 성능의 불확실성 및 공정의 안정적 운영을 위하여 일반적으로 적용되는 Δ*T* = 10 °C [31]가 더 적합한 운전 조건으로 판단된다.

5. Conclusion

에너지 수요 증가에 따라 발전소에서 배출되는 이산화탄소의 양이 많아지면서, 이산화탄소 포집 및 저장(CCS)기술이 지구 온도를 낮추기 위해 요구된다. 본 연구에서는 CO_2 포집을 포함하는 500MW_e 급 전기를 생산하는 순산소 석탄화력발전소에 대한 공정흐름도(PFD)를 제시하였고, 기술경제성 평가를 수행하였다. 이 석탄화력발전소는 순환 유동층 보일러(CFB), 초초 임계 증기 사이클(USC) 증기 터빈, 배기가스 정제 장치(FGC), 산소 분리 초저온 공정(ASU), 이산화탄소를 분리하는 극저온 공정(CPU)을 포함한다. 건식 배기가스 재순환(FGR)은 CFB연소기내 온도 제어와 고농도 CO_2 배출을 위하여 사용되었다. 이 순산소 석탄화력발전소의 열효율을 증가시키기 위하여 FGR 흐름에 대한 열교환기, ASU에서 배출되는 질소 흐름에 대한 열교환기, 그리고 CPU 압축기의 냉각을 위해서 발생하는 열회수를 고려하였다.

건식 FGR흐름과, 보일러에서 배출되는 배기가스와의 열교환기 온도차(Δ*T*)에 따른 전기 및 엑서지 효율, 열교환기 면적 및 냉각수 유량, 그리고 투자수익률(ROI) 및 투자회수기간(PBP)을 산출하였다. FGR 열교환기 온도차(Δ*T*)의 감소는 배기가스의 더 많은 폐열의 회수를 의미하며, 전기 및 엑서지 효율을 증가시켰다. 하지만, Δ*T*가 감소하면서 FGR열교환기 면적이 증가하고, FGC에서 사용하는 냉각수 유량이 감소하게 되어 Δ*T* = 10 °C에서 FGR과 FGC주변의 연간 비용이 최소가 되었다. Δ*T* = 10 °C에서 순산소 석탄화력발전소의 총투자비(TCI)는1371 M$, 총생산비용(TPC)은 90 M$, 그리고 ROI는 7%/y, 그리고 PBP는 12년으로 예측되었다. 이러한 ROI는 FGR열교환기가 설치되지 않은 경우와 비교할 때, 약 1.2% 향상된 값이다. 본 연구를 통하여 순산소 석탄화력발전소의 열효율 향상을 위한 열교환망이 제시되었고, FGR 열교환기의 최적 운전 조건을 도출하였다. 본 연구에서는 8 bar, 98% CO_2 의 포집 만을 고려하였고, 향후 고압 압축을 통한 저장 및 격리를 공정도에 포함시켜야 한다.

감 사

본 연구는 한경대학교 2020년도 학술연구조성비로 지원되었다. 초저온 공정의 운전 및 설계에 대한 대성산업가스의 최형철님의 조언에 감사한다. 또한, 순산소 석탄화력발전소에 대한 정보를 공유한 한국에너지기술연구원의 문태영, 이재구님께 감사함을 전한다.

References

1. Kim, Y. B., Gwak, Y. R., Keel, S. I., Yun, J. H. and Lee, S. H., "Direct Desulfurization of Limestones under Oxy-Circulating Fluidized Bed Combustion Conditions," *Chem. Eng. J.*, **377**, 119650 (2019).
2. IEA, "World Energy Outlook 2019," OECD(2019).
3. Zhai, H., Ou, Y. and Rubin, E. S., "Opportunities for Decarbonizing Existing Us Coal-Fired Power Plants Via CO_2 Capture, Utilization and Storage," *Environ. Sci. Technol.*, **49**(13), 7571-7579(2015).
4. Orr Jr, F. M., "Carbon Capture, Utilization, and Storage: An Update," *SPE J.*, **23**(6), 2,444-2,455(2018).
5. Omoregbe, O., Mustapha, A. N., Steinberger-Wilckens, R., El-Kharouf, A. and Onyeaka, H., "Carbon Capture Technologies for Climate Change Mitigation: A Bibliometric Analysis of the Scientific Discourse During 1998-2018," *Energy Rep.*, **6**, 1200-1212(2020).
6. Zheng, L., *Oxy-Fuel Combustion for Power Generation and Carbon Dioxide* (*CO_2*) *Capture*, 1st ed., Woodhead Publishing, Oxford (2011).
7. Shi, Y., Zhong, W., Shao, Y. and Liu, X., "Energy Efficiency Analysis of Pressurized Oxy-Coal Combustion System Utilizing Circulating Fluidized Bed," *Appl. Therm. Eng.*, **150**, 1104-1115 (2019).
8. Wall, T., Liu, Y., Spero, C., Elliott, L., Khare, S., et al., "An Overview on Oxyfuel Coal Combustion—State of the Art Research and Technology Development," *Chem. Eng. Res. Des.*, **87**(8), 1003-1016(2009).
9. Yin, C. and Yan, J., "Oxy-Fuel Combustion of Pulverized Fuels: Combustion Fundamentals and Modeling," *Appl. Energ.*, **162**, 742-762(2016).
10. Choi, C.-G., Ryu, C., Yang, W. and Chae, T.-Y., "Effects of Recirculation and Dehumidification of the Flue Gas in Oxy-PC Combustion," KOSCO Symposium, December, Gyongju, Korea (2011).
11. Duan, Y., Duan, L., Wang, J. and Anthony, E. J., "Observation of

Simultaneously Low CO, NO_x and SO_2 Emission During Oxy-Coal Combustion in a Pressurized Fluidized Bed," *Fuel*, **242**, 374-381(2019).
12. Surywanshi, G. D., Pillai, B. B. K., Patnaikuni, V. S., Vooradi, R. and Anne, S. B., "4-E Analyses of Chemical Looping Combustion Based Subcritical, Supercritical and Ultra-Supercritical Coal-Fired Power Plants," *Energy Convers. Manage.*, **200**, 112050(2019).
13. Vu, T. T., Lim, Y.-I., Song, D., Mun, T.-Y., Moon, J.-H., Sun, D., Hwang, Y.-T., Lee, J.-G. and Park, Y. C., "Techno-Economic Analysis of Ultra-Supercritical Power Plants Using Air-and Oxy-Combustion Circulating Fluidized Bed with and without CO_2 Capture," *Energy*, **194**, 116855(2020).
14. Barnes, I., "Operating Experience of Low Grade Fuels in Circulating Fluidised Bed Combustion (CFBC) Boilers," IEA Clean Coal Centre(2015).
15. De Diego, L., de Las Obras-Loscertales, M., Rufas, A., García-Labiano, F., Gayán, P., Abad, A. and Adánez, J., "Pollutant Emissions in a Bubbling Fluidized Bed Combustor Working in Oxy-Fuel Operating Conditions: Effect of Flue Gas Recirculation," *Appl. Energ.*, **102**, 860-867(2013).
16. Hagi, H., Le Moullec, Y., Nemer, M. and Bouallou, C., "Performance Assessment of First Generation Oxy-Coal Power Plants through an Exergy-Based Process Integration Methodology," *Energy*, **69**, 272-284(2014).
17. Hansen, B. B., Fogh, F., Knudsen, N. O. and Kiil, S., "Performance of a Wet Flue Gas Desulfurization Pilot Plant under Oxy-Fuel Conditions," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **50**(8), 4238-4244(2011).
18. Lee, K.-J., Choi, S.-M., Kim, T.-H. and Seo, S.-I., "Performance Evaluation of an Oxy-Coal-Fired Power Generation System-Thermodynamic Evaluation of Power Cycle," *J. Korean Soc. Combust.*, **15**(2), 1-11(2010).
19. ISO, "Carbon Dioxide Capture - Carbon Dioxide Capture Systems, Technologies and Processes," Switzerland: BSI Standards Publication (2016).
20. Lim, Y.-I., Choi, J., Moon, H.-M. and Kim, G.-H., "Techno-Economic Comparison of Absorption and Adsorption Processes for Carbon Monoxide (CO) Separation from Linze-Donawitz Gas (LDG)," *Korean Chem. Eng. Res.*, **54**(3), 320-331(2016).
21. Oh, C.-H. and Lim, Y.-I., "Process Simulation and Economic Feasibility of Upgraded Biooil Production Plant from Sawdust," *Korean Chem. Eng. Res.*, **56**(4), 496-523(2018).
22. Sanaye, S., Amani, M. and Amani, P., "4E Modeling and Multi-Criteria Optimization of CCHPW Gas Turbine Plant with Inlet Air Cooling and Steam Injection," *Sustain. Energy Technol. Assess.*, **29**, 70-81(2018).
23. Panopoulos, K., Fryda, L., Karl, J., Poulou, S. and Kakaras, E., "High Temperature Solid Oxide Fuel Cell Integrated with Novel Allothermal Biomass Gasification: Part Ii: Exergy Analysis," *J. Power Sources*, **159**(1), 586-594(2006).
24. Dai, B., Zhang, L., Cui, J.-f., Hoadley, A. and Zhang, L., "Integration of Pyrolysis and Entrained-Bed Gasification for the Production of Chemicals from Victorian Brown Coal—Process Simulation and Exergy Analysis," *Fuel Process. Technol.*, **155**, 21-31(2017).
25. He, C., Feng, Y., Feng, D. and Zhang, X., "Exergy Analysis and Optimization of Sintering Process," *Steel Res. Int.*, **89**(12), 1800065 (2018).
26. Kotas, T. J., *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*, 1st ed., Paragon Publishing, London(2013).
27. Park, M. H., Kim, J. J., Chen, Y. and Kim, C., "Exergy Analysis of a Coal Fired Power Plant by Aspen Plus," *Korean Chem. Eng. Res.*, **37**(5), 752-758(1999).
28. Wheeldon, J. and Thimsen, D., in Scala, F. (ed.), Economic Evaluation of Circulating Fluidized Bed Combustion (CFBC) Power Generation Plants, Woodhead Publishing, Oxford, 620-638(2013).
29. Do, T. X., Mujahid, R., Lim, H. S., Kim, J.-K., Lim, Y.-I. and Kim, J., "Techno-Economic Analysis of Bio Heavy-Oil Production from Sewage Sludge Using Supercritical and Subcritical Water," *Renew. Energy*, **151**, 30-42(2020).
30. Do, T. X., Lim, Y.-I., Jang, S. and Chung, H. J., "Hierarchical Economic Potential Approach for Techno-Economic Evaluation of Bioethanol Production from Palm Empty Fruit Bunches," *Bioresour. Technol.*, **189**, 224-235(2015).
31. Kemp, I. C., *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, 2nd ed., Butterworth-Heinemann, Amsterdam(2006).