

## 흡수율과 재생율을 동시 고려한 천연가스복합발전 공정 연계 이산화탄소 포집 공정의 재생 조건 최적화

최정훈 · 주영환<sup>†</sup>

한국에너지기술연구원 연구전략본부 계산과학연구실  
34129 대전광역시 유성구 가정로 152  
(2023년 2월 6일 접수, 2023년 5월 17일 수정본 접수, 2023년 5월 26일 채택)

## Regenerating Condition Optimization of NGCC Combined Carbon Capture Process Simultaneously Considering Absorption and Regeneration Rates

Jeong Hun Choi and Young-Hwan Chu<sup>†</sup>

Computational Science & Engineering Lab./R&D Strategy Division, Korea Institute of Energy Research (KIER)  
Gajeong-ro 152, Yuseong-gu, Daejeon, 34129, Korea

(Received 6 February 2023; Received in revised from 17 May 2023; Accepted 26 May 2023)

### 요 약

천연가스복합발전 공정은 일반 석탄 화력발전 공정에 비해 이산화탄소 배출량이 낮아 최근에 발전 플랜트로서 많은 관심을 받고 있다. 그럼에도 불구하고 이산화탄소 배출을 완전히 억제하기는 어려우므로 이산화탄소 포집공정이 필요하며 본 연구에서는 천연가스복합발전 플랜트에서 발생하는 배기가스 내 낮은 이산화탄소 농도를 고려해 포집 공정을 구성하고 운전조건을 최적화하는 연구를 수행하였다. 최적화 연구를 위해 상용 시뮬레이션 프로그램으로 천연가스복합발전 공정과 습식 이산화탄소 포집공정이 결합된 전체 공정을 모델링 하였으며, 이를 이용해 다양한 조건에서 이산화탄소 흡수율, 흡수제 재생율, 천연가스복합발전 공정 내 전력 손실율을 종합적으로 고려한 최적 운전조건을 도출하였다. 특히 본 연구에서는 기존에 이산화탄소 포집공정에서 포집된 이산화탄소 톤당 에너지 소모량만을 주요 지표로 검토하던 것과 달리, 천연가스복합발전 공정 내 스팀 사용으로 인한 발전효율 저감, 운전조건 변화에 따른 이산화탄소 흡수율 및 흡수제 재생율 변화의 측면도 함께 고려하여 공정 전반의 성능을 종합적으로 고려할 수 있도록 하였다. 결론적으로 재생탑 재비기 온도가 120 °C가 되었을 때 가장 좋은 결과를 보이는 것으로 나타났으며, 그 원인을 분석하였다.

**Abstract** – Natural Gas Combined Cycle(NGCC) recently receives lots of attention as an attractive form of power plants by virtue of its low carbon emission compared with coal-fired power plant. Nevertheless, it also needs carbon capture process since it is difficult to completely suppress carbon emission even for the NGCC. A simulation study has been performed to optimize operating condition of a carbon capture process using MEA considering low partial pressure of carbon dioxide in NGCC emission gas. For accurate optimization, overall process model including both NGCC and the carbon capture process has been built with a simulation software. Then, optimization in which various performance indices such as carbon dioxide absorption rate, solvent regeneration rate and power loss in the NGCC are simultaneously reflected has been done. Especially, it is noticeable that this study focuses on not only the amount of energy consumption but also the absorption and regeneration performance of carbon capture process. The best result considering all the performance indices has been achieved when the reboiler temperature is 120 °C and the reason has been analyzed.

Key words: NGCC, CCS, Optimization, Power loss, Absorption rate, Regeneration rate

### 1. 서 론

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

E-mail: yhchu@kier.re.kr

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.

온실가스로 인해 세계 곳곳에서 발생하는 이상기후에 따른 재난과 피해는 이제 기후위기가 심각한 상황에 도달했음을 보여준다. 온실가스의 주요 원인인 이산화탄소 배출을 감축하기 위해 우리나라는

2030년 국가 온실가스 감축목표를 40%로 상향 조정하는 내용을 담은 '2030 국가 온실가스 감축목표(NDC)'와 '2050 탄소중립 시나리오'를 심의, 의결했다. 특히 발전 산업 부문의 이산화탄소 배출량을 감축하기 위해 화력발전설비 중 일부를 상대적으로 이산화탄소 배출량이 낮은 천연가스복합발전 플랜트로 전환하고, 이산화탄소 포집 및 활용 저장(CCUS) 기술을 이용해 배출되는 이산화탄소를 흡수 및 제거하는 시나리오를 발표했다[1]. 이산화탄소 포집 및 활용 저장(CCUS) 기술은 발전플랜트 및 다양한 산업플랜트에서 배출되는 이산화탄소를 물리, 화학적으로 포집한 후 광물, 화학물질, 건축자재 등 새로운 제품으로 활용(Utilization)하거나, 파이프라인 및 선박을 통해 운반한 이산화탄소를 육지 또는 바다의 깊은 땅속에 주입 및 저장(Storage)하는 기술이다[2]. 이 중에서도 포집 단계가 전체 비용 중 약 80%를 차지함에 따라, 이산화탄소 포집 시 발생하는 비용 및 에너지를 절감하기 위해 다양한 노력을 하고 있다. 특히 흡수제를 이용해 이산화탄소를 선택적으로 흡수한 후, 저압 및 고온 조건에서 탈착시켜 흡수제를 다시 회수하는 습식 이산화탄소 포집 기술이 상대적으로 가장 상용화에 근접한 기술로 평가받고 있다[3].

습식 포집 기술에서 사용되는 흡수제 중 MEA(Monoethanolamine)는 가장 대표적인 물질로서 다양한 첨가제와 함께 성능 개선 연구가 많이 진행되고 있다. MEA의 우수한 포집 성능에도 불구하고 탈착에 여전히 많은 에너지가 소모되고 특히 천연가스복합발전 플랜트와 같이 배가스 내 이산화탄소 농도가 낮을 경우 포집 성능이나 경제성이 더욱 낮아지는 측면이 있다. 따라서 낮은 이산화탄소 농도에서도 포집성능을 보장하면서 동시에 흡수제 재생을 위한 에너지도 충분히 절감할 수 있는 공정기술에 대한 연구가 필요하다. 지금까지의 이산화탄소 포집 공정 관련 연구는 주로 흡수제 재생 에너지의 최소화에 중점을 두고 진행되었으나, 재생 조건에 따라 흡수탑에서의 흡수성능이 달라질 수 있어 이에 대한 고려가 필요하다. 즉, 재생 에너지가 줄어들 경우 흡수제 재생이 제대로 이루어지지 않아 흡수 성능이 감소할 수 있어 재생 에너지만을 고려할 경우 포집 공정 전반의 성능을 올바르게 반영하기 어려울 수도 있다. 따라서 재생 에너지와 흡수 성능을 동시에 고려해 운전조건을 최적화 할 필요가 있다.

Woo 등과 Lee는 습식 포집기술의 공정 최적화와 관련해 흡수탑 및 재생탑의 높이와 내경의 변화에 따른 재생에너지 소모량을 비교하여 설비를 최적화한 연구를 수행하였고[4,5], Li 등은 흡수탑 및 재생탑 흡입 유체 온도에 따라 재생에너지 변화를 조사하여 운전조건을 최적화 한 연구를 수행하였다[6]. 또한 Karimi 등은 흡수열로 인한 포집 성능 저하를 막기 위해 흡수탑 중간에서 일부 액체를 빼낸 후 냉각 과정을 거쳐 다시 흡수탑으로 투입시킴으로써 포집율 향상 및 재생 에너지 절감을 도모한 연구를 수행하였으며[7], Hu 등은 천연가스복합발전 공정을 개선하여 이산화탄소 포집공정에 의해 발생하는 전력 손실율을 개선하는 연구도 수행한 사례가 있다[8]. 이처럼 다양한 공정 및 운전조건 개선을 통해 재생에 필요한 에너지를 절감하는 많은 연구가 수행되었지만, 흡수율 및 재생율, 그리고 재생 에너지를 동시에 고려하여 운전 조건을 최적화하는 연구는 수행된 사례를 찾아보기 어렵다. 또한 Park은 이론적인 계산을 통해 이산화탄소 부하에 따른 포집 공정 내 재생탑의 최적 재생 온도를 탐색하는 연구를 수행하였고[9], Lim 등은 공정모사를 통해 천연가스복합발전 공정의 폐열을 재사용함으로써 이산화탄소 포집공정의 재생 에너지로 활용하는 연구도 수행한 바 있으나[10], 천연가스복

합발전 공정에 대한 모델의 정확도가 떨어지거나 조건 변화에 따른 흡수탑에서의 포집 성능 변화를 고려하지 않은 경우가 대부분이다.

이에 본 논문에서는 배가스 내 이산화탄소 농도가 낮은 천연가스 복합발전 공정과 MEA 흡수제를 이용한 이산화탄소 포집 공정을 연결해 보다 정확한 공정 모델링을 수행한 후, 재생탑 재비기(Reboiler) 온도를 조정하여 흡수탑 내 흡수율과 재생탑 내 재생율, 천연가스복합발전 공정으로부터 이산화탄소 포집공정으로의 스팀 공급으로 인한 발전량 감소 등을 동시에 고려한 운전조건 최적화 연구를 수행하였다. 재생탑 재비기 온도에 따라 재비기의 에너지 소모량이 달라지게 될 뿐만 아니라, 재생탑에서의 이산화탄소 분리 성능 및 재생탑 상부에서 흡수탑으로 환류되는 물 속의 이산화탄소 농도 등에 변화가 생겨 궁극적으로 흡수탑에서의 이산화탄소 포집 성능에 큰 영향을 미치므로, 본 논문에서는 재생탑 재비기 온도를 중요한 최적화 변수로 사용하였다. 결과적으로 재비기 온도를 조절 변수로 하는 다목적 최적화 문제를 구성하여 해를 구함으로써 전체 공정의 효율을 함께 고려한 운전조건을 찾고자 하였다. 이하 본문은 천연가스복합발전 공정과 MEA를 이용한 습식 이산화탄소 포집 공정에 대한 모사 모델 설명, 재생탑 재비기 온도 변화에 따른 각 성능 지표의 변화 결과 및 원인 분석, 주요 성능 지표를 동시에 고려한 목적 함수를 이용해 최적의 재생탑 재비기 온도를 도출한 결과에 관해 설명하고, 마지막으로 결론을 통해 연구결과를 정리하였다.

## 2. 공정모사 모델

### 2-1. 천연가스복합발전 공정

#### 2-1-1. 공정개요

천연가스복합발전(Natural Gas Combined Cycle, NGCC) 공정은 Fig. 1[11]과 같이 천연가스(2)를 연소하면서 얻은 고온 고압의 가스를 가스터빈 시스템에 공급하여 1차 전력을 생산하고, 터빈에서 빠져나온 고온 저압의 가스(3)는 배열회수보일러(Heat Recovery Steam Generator, HRSG) 내에서 열전달을 통해 고압, 중압, 저압 스팀을 순차적으로 생성한다. 각 압력별 스팀은 고압, 중압, 저압 증기터빈에 순차적으로 투입됨(5, 6, 7, 8, 9)으로써 2차 전력을 생산하며 저압 증기터빈을 빠져나온 저온 저압의 스팀(10)은 응축기와 열교환기를 거쳐 다시 배열회수보일러로 투입(11)된다. 열전달을 마친 연소가스(4)는 스택을 거쳐 대기 중으로 배출되며 연소가스 내 이산화탄소 비율은 4~5% 수준으로 석탄화력발전소 배기가스 대비 매우 낮은 편이다. 이처럼 천연가스복합발전 공정은 천연가스를 원료로 사용함으로써 이산화탄소 배출량이 상대적으로 적은 편이며, 가스터빈과 증기터빈의 통합 운영을 통해 전력 회수량을 극대화시킬 수 있다는 장점이 있다. 그러나 그럼에도 불구하고 여전히 이산화탄소 배출량이 많아 이를 포집, 제거할 수 있는 공정이 별도로 필요하다.

#### 2-1-2. 공정모사

본 연구에서 천연가스복합발전 공정 모사는 NETL(National Energy Technology Laboratory)의 기술 보고서[11]를 참고하여 수행하였으며, Aspen Plus<sup>®</sup>를 이용해 Fig. 2와 같이 전체 공정을 구성하였다. 공정에 원료로 투입되는 천연가스는 29.6bar, 27 °C로 공급되고, LNG Preheater에서 예열 후 185 °C로 승온되어 연소기(Combustor)로 투입된다. 연소기를 거친 고온 고압의 연소가스는 1,166 °C에서 배출되어 가스터빈으로 유입되며 477MW의 전력을

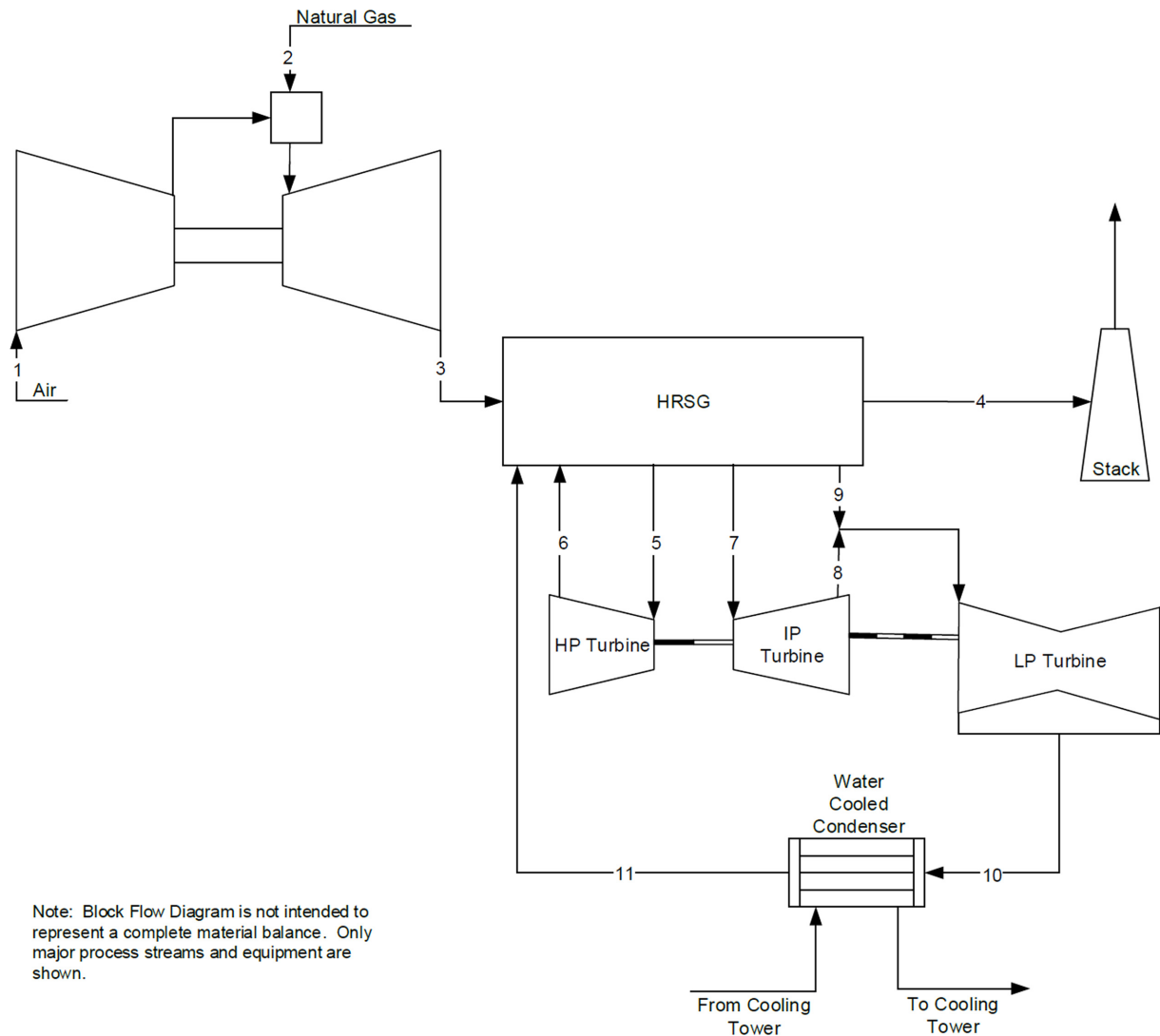


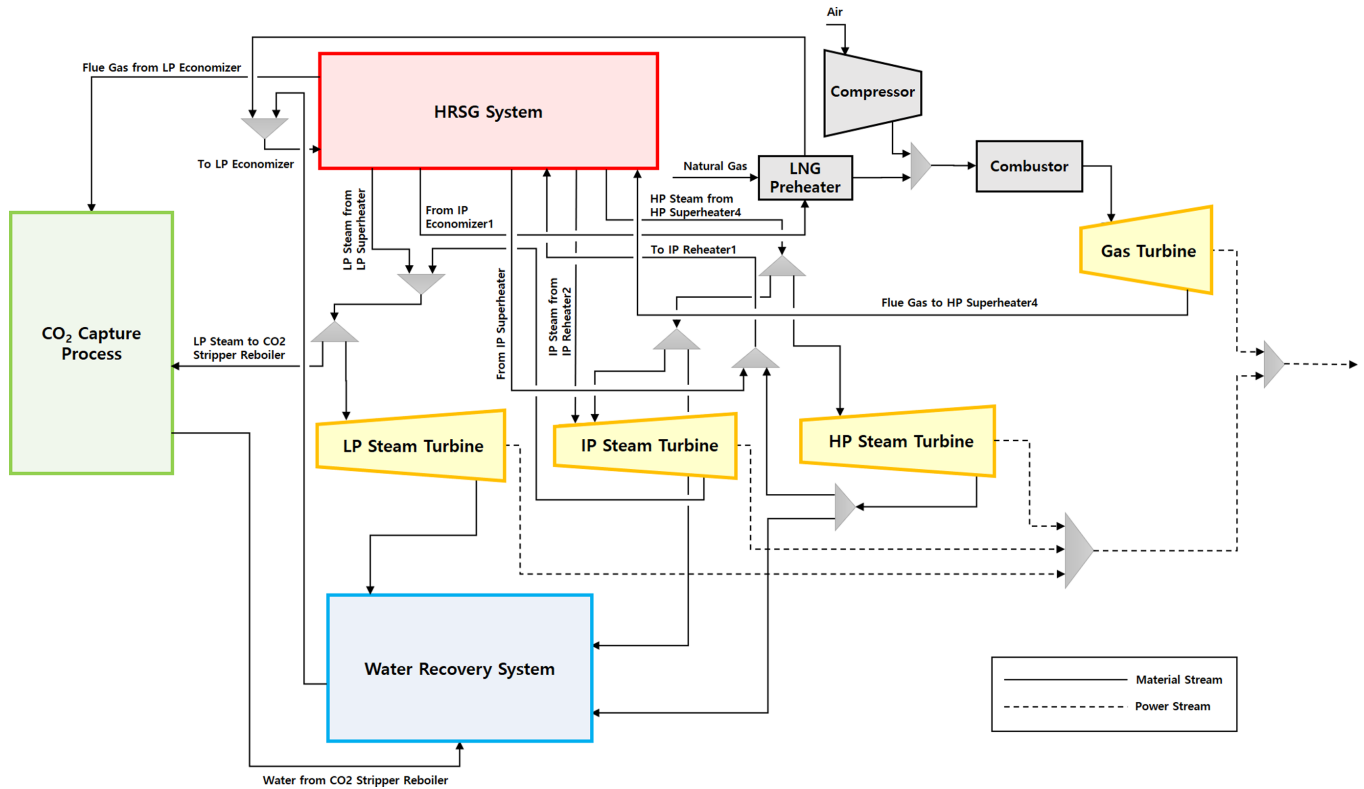
Fig. 1. Simplified process flow diagram for NGCC [11].

생산하게 된다. 가스터빈의 기계적 효율은 477KW의 전력이 생산 되도록 공정 모사 프로그램인 Aspen Plus® 내 ‘Design Spec’ 기능을 이용하여 조정된 결과, 62%로 계산되었다. 연소가스는 가스터빈 출구에서 603 °C, 1bar로 감온, 감압된 후 다시 배열회수보일러 시스템(HRSG System)으로 투입되는 것으로 구성하였다.

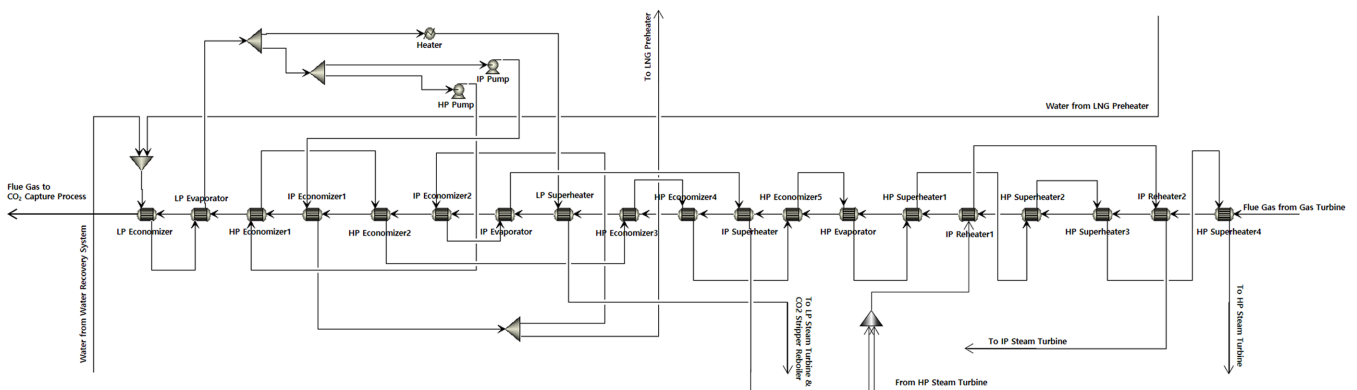
배열회수보일러 시스템에서는 연소 배가스와 응축수가 향류(Countercurrent) 방향으로 열교환되어 고압, 중압, 저압 증기를 순차적으로 생성하게 되며, 이를 각각 고압 증기터빈, 중압 증기터빈, 저압 증기터빈에 투입하여 전력을 생산한다. 3종의 증기터빈으로부터 각각 회수되는 응축수는 응축수 회수 시스템(Water Recovery System)을 거쳐 다시 배열회수보일러로 투입된다. Fig. 3은 공정 모사 프로그램인 Aspen Plus®를 이용해 구성한 배열회수보일러 시스템을 나타낸 것이며, NETL 기술 보고서 내용과 동일하게 고압 증기터빈 입구 조건은 585 °C, 165bar, 중압 증기터빈 입구 조건은 재열기(Reheater)를 거쳐 고압 증기터빈 입구 온도와 유사하게 조정하여 584 °C, 35bar, 저압 증기터빈 입구 조건은 312 °C, 5bar가 되도록 공정을 모델링하였다. 배열회수보일러 시스템은 크게 과열기(Superheater), 재열기(Reheater), 증발기(Evaporator) 및 폐열회수기

(Economizer)로 이루어져 있으며, 총 19개의 열교환기를 이용하여 모델링하였다. 과열기의 경우에는 고압, 중압, 저압스팀 각각에 대해서 존재하며 주어진 압력에서 온도를 더 상승시키는 역할을 수행한다. 재열기는 고압 스팀터빈에서 배출되는 스팀과 중압 과열기에서 배출되는 스팀을 모아 2단계로 재가열 후 중압 스팀터빈으로 투입해 주는 역할을 한다. 증발기는 고압, 중압, 저압스팀 각각에 대해서 모두 존재하며 폐열회수기에서 배출되는 고온, 고압의 물을 스팀으로 변환시켜 과열기로 공급한다. 다만 저압 증발기에서 배출되는 고온의 응축수는 펌프로 승압하여 중압 및 고압 폐열회수기로 공급하는 역할도 수행한다. 폐열회수기는 압력을 조정하면서 온도를 점진적으로 승온시켜 증발기에서 스팀이 용이하게 생성될 수 있도록 예열해 주는 역할을 수행한다. 특히 중압 폐열회수기에서 배출되는 물의 일부는 천연가스를 연소기에 투입하기 전 예열시키는 역할도 함께 수행한다.

참고 자료로 활용한 NETL 기술 보고서 내 증기터빈의 발전량인 262MW을 맞추기 위해 Aspen Plus® 내 ‘Design Spec’ 기능을 이용하여 고압, 중압, 저압 스팀터빈의 등엔트로피 효율(Isentropic efficiency)을 조정하였으며, 각각 75%, 91%, 91%의 등엔트로피 효율이 계산



**Fig. 2. Overall process scheme for CO<sub>2</sub> capture combined NGCC process.**



**Fig. 3. Process simulation model for HRSG.**

되었다. 결론적으로 본 연구에서는 천연가스복합발전 공정을 세부적으로 모델링함으로써 추후에 연계되는 이산화탄소 포집 공정 내 저압 스팀 공급량 계산 시 정확하고 신뢰성 있는 결과가 도출할 수 있도록 하였다.

## 2-2. 이산화탄소 포집 공정

### 2-2-1. 공정개요

이민류의 용제를 사용하는 습식 이산화탄소 포집 공정은 크게 용제를 이용해 이산화탄소를 흡수하는 흡수탑(Absorber)과 용제에 흡수된 이산화탄소를 다시 분리한 후 용제를 재생하는 재생탑(Regenerator)으로 구성된다. 본 연구에서는 흡수제로서 MEA(Monoethanolamine) 수용액을 사용하였으며, 흡수탑에는 천연가스복합발전 공정에서 배출되는 연소배가스과 재생탑에서 회수된 MEA 용액 및 물이 별도

의 환류 과정을 거쳐 투입되는 것을 가정하였다. MEA는 물 속에 용해된 상태이며 이산화탄소와 만나 카바메이트(Carbamate) 이온을 형성하게 된다. 질소, 산소 및 포집되지 못한 일부 이산화탄소는 흡수탑 상단으로 배출되고 이산화탄소를 포집한 MEA 용액(Rich Solvent)은 흡수탑 하단으로 배출된다. 배출된 MEA 용액은 열교환기를 통해 예열된 후 재생탑으로 투입되며 재생탑에서 이산화탄소는 일부의 물과 함께 탑 상부로 배출되고 대부분의 물은 응축되어 흡수탑으로 환류된다. 이산화탄소가 분리된 MEA 용액(Lean Solvent)은 탑 하단으로 배출되어 열교환 후 손실된 물과 아민을 보충받아 흡수탑으로 다시 환류된다. 재생탑에서는 재비기에 투입되는 에너지에 따라 이산화탄소 분리율이 달라질 수 있으며 그에 따라 흡수율도 달라질 수 있다. 따라서 적정 에너지를 투입하여 재비기의 온도를 최적으로 설정하는 것이 흡수탑에서의 성능을 보장하고 동시에 지

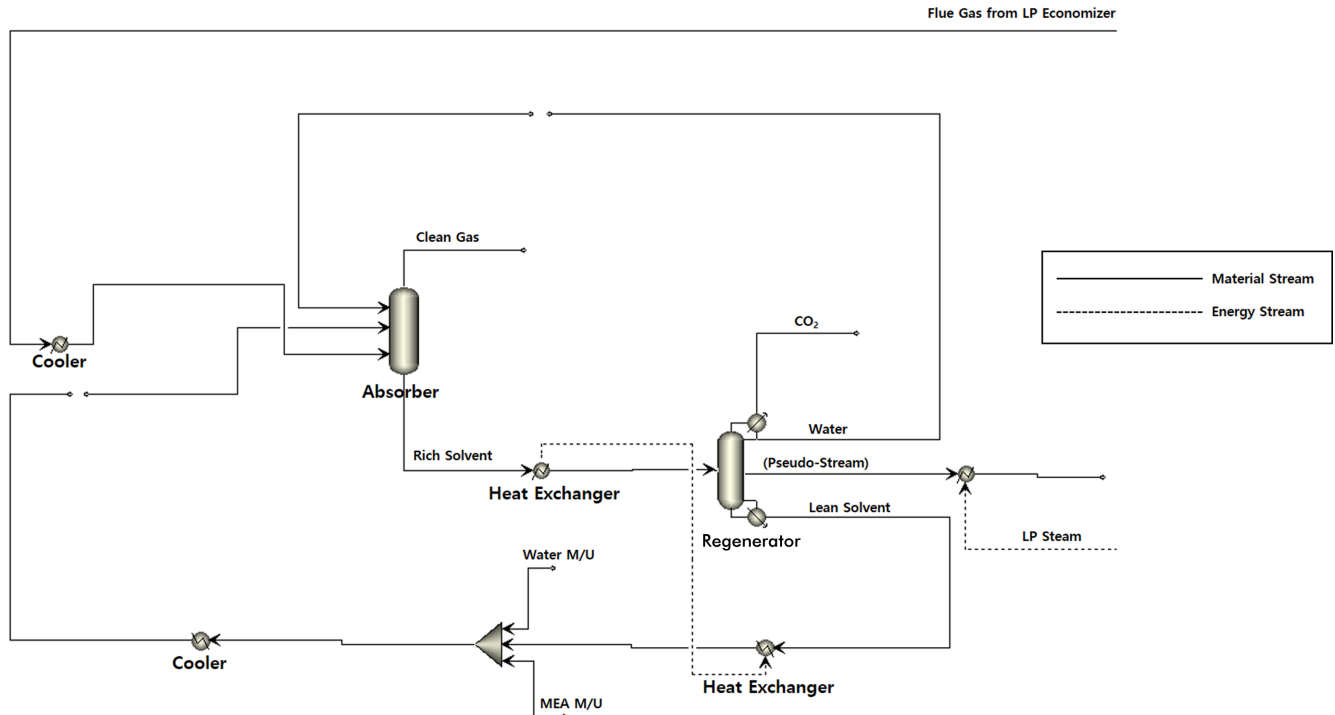


Fig. 4. Process simulation model for MEA-based CO<sub>2</sub> capture process.

나친 에너지 소모를 막기 위해 중요하다고 할 수 있다.

#### 2-2-2. 공정 묘사

Fig. 2에 나타나 있는 이산화탄소 포집 공정(CO<sub>2</sub> Capture Process) 부분은 Fig. 4에 더 상세히 나타내었다. 먼저 흡수탑으로 투입되는 연소배가스는 천연가스복합발전 공정 내 배열회수보일러 시스템에서 증기 생산을 위해 열교환을 마치고 배출되는 가스를 기준으로 삼았고, 50 °C, 1bar 조건을 적용하였다. 이산화탄소 흡수제로 사용되는 MEA 용액은 흡수탑 투입 시 37 °C, 1bar 조건을 지정하였다. MEA 수용액 내 MEA 농도는 30 mol% [12]를 지정하여 흡수 성능을 보장하면서 흡수열을 물을 통해 충분히 제거할 수 있도록 하였다. 열역학 모델은 Aspen Plus® 내에서 ELECNRTL로 설정하여 습식 이산화탄소 포집 공정의 이온 반응을 적용할 수 있도록 하였다. 묘사 모델에 반영한 반응식은 아래 Eq. (1)부터 (7)에 나타내었다 [13]. Eq. (1)부터 (3)까지는 중탄산 이온과 탄산 이온 간 평형 반응, 물의 이온화 평형 반응, MEA와 물 간의 평형 반응을 나타내며, Eq. (4)부터 (7)까지는 이산화탄소가 중탄산 이온으로 전환되는 동적 반응(Kinetic Reaction)과 그 역 반응, MEA와 이산화탄소가 만나 카바메이트로 전환되는 동적 반응과 그 역 반응을 나타낸다. 흡수탑과 재생탑은 각각 이론단수 10단과 30단으로 구성하였으며, Sulzer®사의 Mellapak®을 사용한 패킹 타입의 증류탑을 채용하였고, Rate-Based 모델을 적용하여 기액 평형상태를 가정하지 않고, 아래 Eq. (1)부터 (7)까지의 식을 반영해 실제 물질 전달과 이온 반응의 속도가 계산에 반영될 수 있도록 하였다.



흡수탑 하부로 배출되는 이산화탄소 포집 용액은 재생탑 재비기에서 에너지 소모를 감소시키기 위해 열교환기를 통해 75 °C로 예열하여 재생탑의 2단으로 유입되도록 하였다. 재생탑은 환류비(reflux ratio)를 0.1, 상부 응축기 온도를 30 °C로 고정시키고, Aspen Plus® 내 'Design Spec' 기능을 이용하여 재생탑 내 재비기 온도를 정해진 값에 맞출 수 있도록 재비기 투입 에너지를 조절하였다. 재생탑 하부로 배출되는 MEA 용액은 다시 열교환기를 통과하여 냉각되고 손실된 물과 흡수제 양을 보충해 준 뒤, 한 번 더 냉각기에 의해서 냉각되어 37 °C로 맞춰진 후 흡수탑으로 환류되도록 하였다. 한편 재생탑 상부로 빠져나가는 물은 응축된 후 흡수탑으로 환류되도록 하여 물 손실량을 줄일 수 있도록 하였다. 재생탑 재비기에서 필요로 하는 에너지는 천연가스복합발전 공정의 저압 스팀으로부터 공급받도록 하였고, 이를 공정 모델 상에서 나타내기 위해 재생탑에서 의사 흐름(Pseudo-Stream)을 만들어 저압 스팀의 일부와 열교환을 수행할 수 있도록 해 주었다. 이러한 모델링 작업을 통해 재생탑 재비기에 사용되는 저압 스팀으로 인한 저압 스팀 터빈의 전력 손실량을 계산할 수 있게 된다.

위 내용을 토대로 Fig. 2와 같이 천연가스복합발전 공정과 이산화탄소 포집공정을 연계하여 전 공정을 모델링하였으며, 세부사항을 포함시켜 가급적 실제 공정과 유사하게 묘사하였다. 이러한 공정모사 과정을 통해 재생탑 재비기 온도 변화가 이산화탄소 포집 성능

및 천연가스복합발전 공정의 발전량 변화에 미치는 영향을 좀 더 상세히 이해할 수 있도록 하였다.

### 3. 공정모사 결과 및 원인 분석

본 장에서는 공정모사를 통해 재생탑 재비기 온도 변화에 따른 주요 성능지표의 변화를 관찰하고 원인을 분석하였다. 연구 과정에서 재비기 온도가 117 °C 이하가 될 때는 재생탑 상부로 배출되는 유량이 현저히 적어져 검토 대상에 포함하지 않았고, 130 °C 이상의 재비기 온도에서는 재비기 필요 열량 증가로 인해 천연가스복합발전 공정 내 전력손실율이 15% 이상으로 상승하여 경제성이 없다고 판단하였다. 따라서 본 연구에서 고려한 재비기 온도범위는 117 °C ~130 °C 였으며, 이 범위 내에서 천연가스복합발전 공정 내 전력손실율, 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율, 재생탑 내 흡수제 재생율이 어떻게 변화하는지 관찰하고 원인을 분석하였다. 또한 이들 지표들을 동시에 고려하면서 최적의 재비기 온도를 탐색하였다. 공정 시뮬레이션은 상기 재비기 온도 범위 내에서 1 °C씩 변화를 주고 결과를 조사하였으며 기타 초기 조건은 모두 동일하게 지정하였다.

#### 3-1. 천연가스복합발전 전력 손실율

천연가스복합발전 전력 손실율은 천연가스복합발전 공정의 저압 스팀터빈으로 투입되는 스팀 중 일부를 이산화탄소 포집공정 내 재생탑 재비기로 필요한 열량만큼 분기함에 따라 원래 스팀 터빈에서 생산되던 전력량에서 감소가 발생한 비율을 의미한다. Fig. 5는 재비기 온도변화에 따른 천연가스복합발전 공정 내 저압 스팀 분기량과 이로 인해 감소되는 전력 생산량의 변화를 보여주고 있다. 재비기 온도가 상승함에 따라 더 많은 에너지가 필요하므로 그에 비례하여 저압 스팀 분기량이 선형적으로 증가함을 볼 수 있고, 천연가스복합발전 공정에서는 그만큼 저압 스팀을 활용해 생산할 수 있는 전력량이 거의 선형적으로 감소함을 볼 수 있다. 저압 스팀을 분기하지 않았을 때 천연가스복합발전 공정의 생산 전력인 739MW 대비 저압 스팀 분기로 인해 감소된 생산 전력의 비율, 즉 전력 손실율(%)을 Fig. 6에 나타내었으며 재생탑 재비기 온도가 상승함에 따라 재비기에 더 많은 저압 스팀을 분기해야 하므로 천연가스복합발전 공정에서는 전력 생산량이 지속적으로 감소하며 전력 손실율은 계속 증가

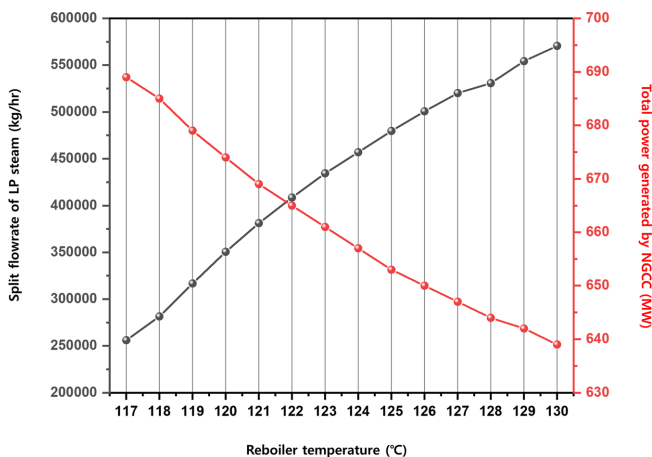


Fig. 5. Changes of split flowrate of LP steam and corresponding power reduction in steam turbines.

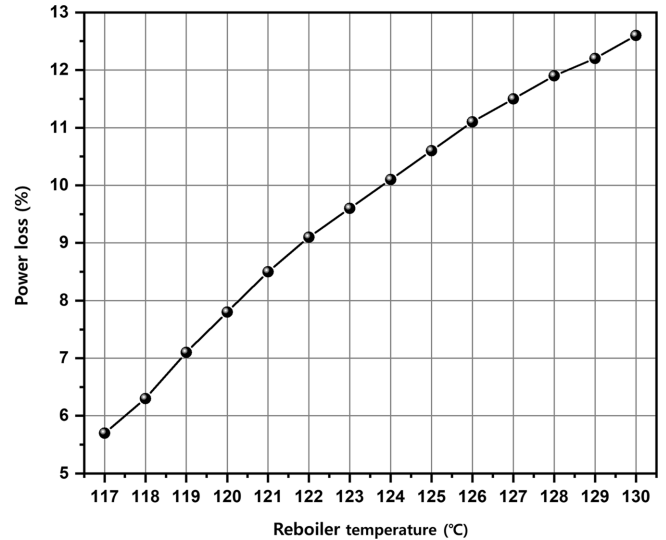


Fig. 6. Change of power loss in the NGCC process.

하는 모습을 볼 수 있다. 재비기 온도 117 °C에서 전력 손실율이 5.7%로 최소값을 나타내었고, 130 °C에서 전력 손실율이 12.6%로 최대값을 나타내었다.

#### 3-2. 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율

흡수탑 내 이산화탄소 흡수율은 흡수탑으로 투입되는 천연가스복합발전 공정 배가스 내 포함된 이산화탄소 양 대비 흡수탑에서 실제로 흡수되는 이산화탄소 양의 비율로 정의하였으며, 흡수 이산화탄소 양은 투입되는 이산화탄소 양으로부터 흡수되지 못하고 상부로 배출되는 잔여 이산화탄소 양의 차를 통해 도출하였다. 재생탑 재비기 온도 변화에 따라 흡수탑 상부로 배출되는 이산화탄소의 유량과 이로 인한 흡수율을 Fig. 7에 나타내었다. 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율은 재생탑 재비기 온도가 120 °C일 때 가장 높았는데, 이때 천연가스복합발전 공정 배가스 내 이산화탄소의 유량인 5,649 kmol/hr 대비 흡수탑 상부로 빠져나가는 이산화탄소의 유량은 6.75 kmol/hr로서 99.88%의 흡수율이 도출되었다. 그러나 120 °C 이하의 온도에서는 흡수탑 상부로 빠져나가는 이산화탄소의 유량이 급격히

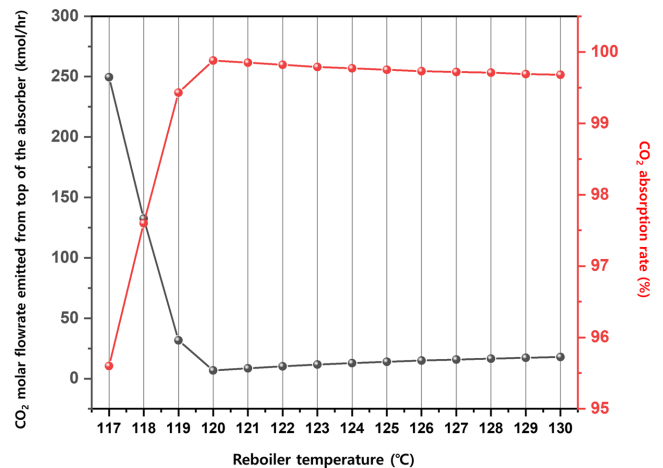


Fig. 7. Changes of absorption rate and CO<sub>2</sub> molar flowrate emitted from top of the absorber.



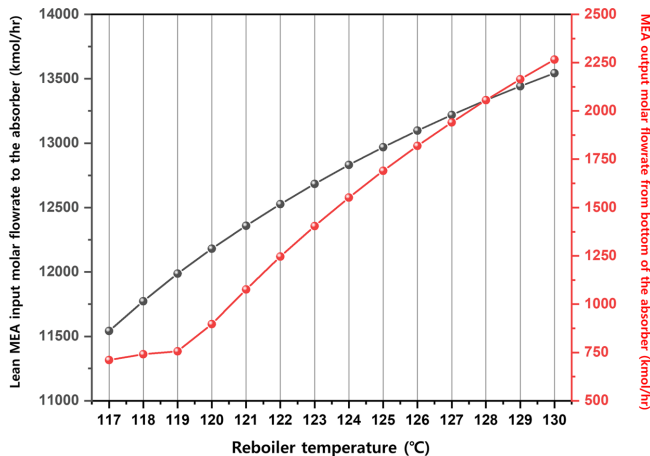


Fig. 8. Changes of lean MEA input molar flowrate to the absorber and MEA output molar flowrate from bottom of the absorber.

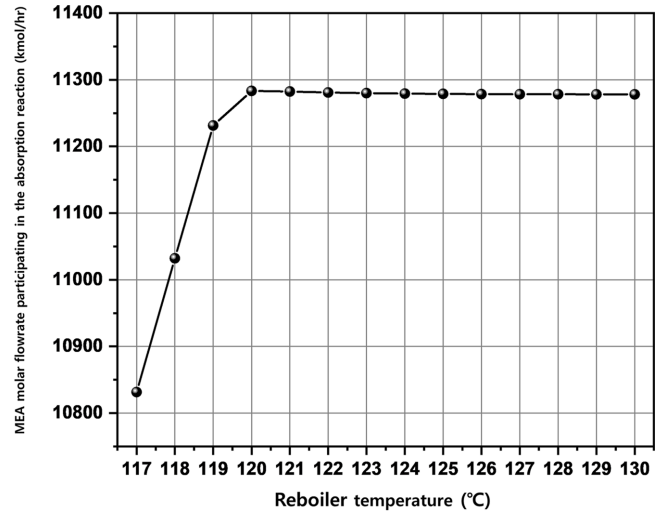


Fig. 9. Change of MEA molar flowrate participating in the absorption reaction.

증가하여 흡수율이 매우 낮았으며, 또한 120 °C 이상의 온도에서도 흡수탑 상부로 빠져나가는 이산화탄소 유량이 점진적으로 증가하여 흡수율이 재생탑 재비기 온도 증가에 따라 점차 감소하는 모습을 보였다.

흡수탑에서의 이산화탄소 흡수율은 재생탑에서 회수되어 투입되는 Lean MEA 유량이 가장 큰 영향을 미치며, 흡수 반응에 사용된 Lean MEA 유량이 많을수록 이산화탄소 흡수반응이 증가하여 흡수율이 상승하는 경향을 보인다. 재생탑 재비기 온도가 상승할수록 이산화탄소와 결합되어 있던 MEA가 분해되어 Lean MEA 재생량이 증가하므로 흡수탑으로 환류되는 Lean MEA 유량이 증가한다. 따라서 120 °C까지는 재생탑 재비기 온도 증가에 따라 흡수율이 크게 증가하는 경향을 보이고 있다. 한편 재생탑 재비기 온도가 120 °C를 넘어설 경우에는 흡수율이 오히려 감소하는 모습을 보이고 있는데, 이에 대한 원인을 분석해 보았다. Fig. 8은 재생탑 재비기 온도에 따른 흡수탑 내 MEA 투입량과 흡수탑 하부 MEA 배출량을 보여주고 있는데, 재비기 온도 상승에 따라 흡수탑에 투입되는 MEA 양은 지속적으로 증가하는 모습을 볼 수 있어 재생 에너지를 증가시킬수록 MEA 재생량은 증가하는 경향을 보임을 알 수 있다. 하지만 흡수탑 하부 MEA 배출량을 보면 119 °C를 넘어가면서 온도 상승에 따라 역시 크게 증가하는 모습을 보이고 있어 고온에서는 실제 흡수반응에 참여하는 MEA 양이 줄어든다는 점을 알 수 있다. 흡수탑에 투입되는 MEA 양과 흡수탑 하부로 배출되는 MEA 양의 차이를 이용해 실제 흡수 반응에 참여하는 MEA 양을 조사해 보았는데 Fig. 9과 같이 나타났다. 그림에서 보는 바와 같이 재생탑 재비기 온도 상승에 따라 흡수 반응에 참여하는 MEA 양이 120 °C에서 가장 높게 나타나고 그 이상 온도에서는 조금씩 감소하고 있어 120 °C에서 흡수율이 가장 좋다는 결과를 뒷받침하고 있다.

재생탑 재비기 온도가 120 °C를 넘으면서 실제 흡수 반응에 참여하는 MEA 양이 점진적으로 감소하는 원인에 대해 추가적으로 분석하기 위해 Fig. 10과 같이 재비기 온도 증가에 따라 흡수탑으로 유입되는 카바메이트(carbamate) 이온, 중탄산(bicarbonate) 이온, 물 유량을 조사해 보았다. 그림에서 보는 바와 같이 재생탑 재비기 온도가 증가할수록 카바메이트 이온의 수는 감소하는데 이는 카바메이트 이온의 반응성이 증가하여 이산화탄소가 더 잘 분리되기 때

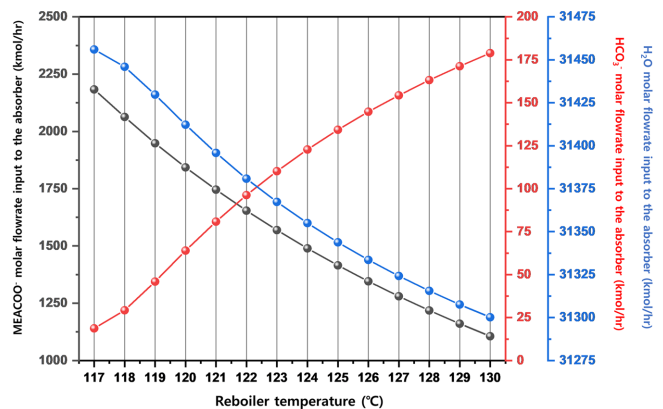


Fig. 10. Changes of MEACOO⁻, HCO₃⁻ and H₂O input molar flowrates to the absorber.

문이다. 따라서 재생탑 재비기 온도 상승에 따라 흡수탑에 환류되는 Lean MEA 양은 증가하게 된다. 그러나 재생탑 재비기 온도가 증가할수록 재생탑 상부에서 배출되는 이산화탄소의 양도 증가하지만, 재생탑 상부 환류되는 물 속에 녹아드는 이산화탄소 유량 또한 증가하여 그 결과 흡수탑에 유입되는 중탄산 이온 유량은 증가하고 상대적으로 순수한 물 유량은 감소하는 모습을 보여주고 있다. 이러한 물 속 중탄산 이온의 증가는 연소 배가스 내 이산화탄소의 물에 대한 용해도를 감소시키고 Lean MEA가 흡수 반응에 참여하는데 제약을 주게 된다. 또한 재생탑 재비기 온도 상승에 따라 환류되는 물 유량이 감소하므로 흡수반응으로부터 발생하는 열을 흡수할 수 있는 용량 또한 감소하여 Fig. 11과 같이 흡수탑 하부 온도가 증가하는 경향을 보이며, 이는 MEA가 이산화탄소와 반응하여 카바메이트 이온을 생성하는데 방해 요인이 될 수 있다.

결론적으로 재생탑 재비기 온도가 증가할수록 흡수탑 내부로 유입되는 Lean MEA 유량 증가로 인해 흡수성능이 증가하지만, 120 °C를 넘어서게 되면 재생탑 상부로부터 흡수탑으로 환류되는 물 속에 이산화탄소가 용해되어 중탄산 이온이 다량 생성되므로 배가스 내 이산화탄소의 용해도 감소를 유발하고 또한 물 유량의 감소로 인한 흡수탑 내부 온도 증가로 인해 흡수반응이 원활하게 진행되지 않을

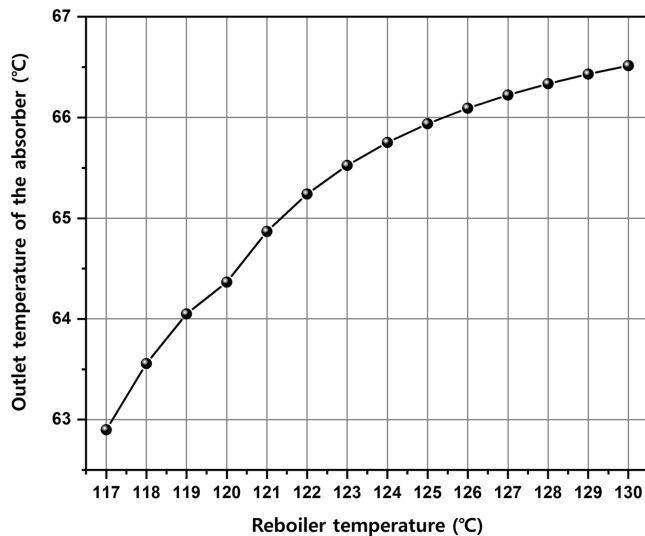


Fig. 11. Change of outlet temperature of the absorber.

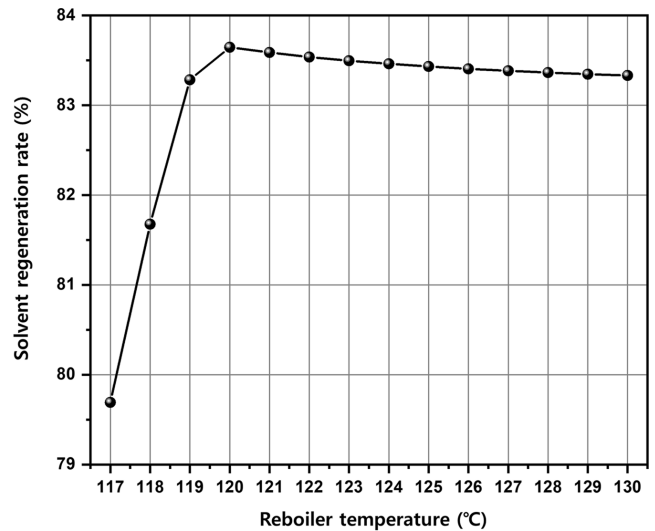


Fig. 13. Change of solvent regeneration rate.

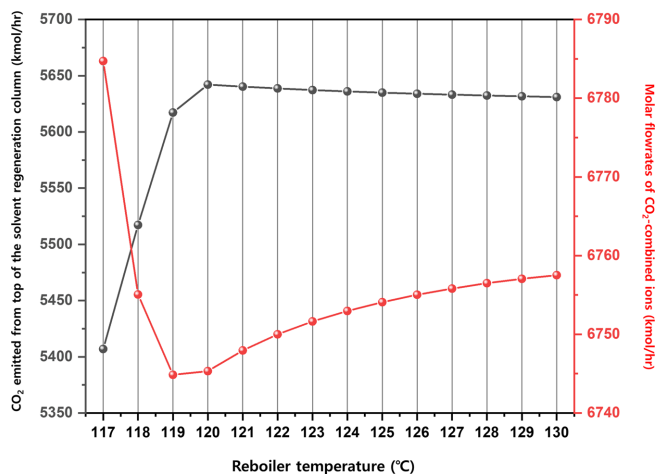
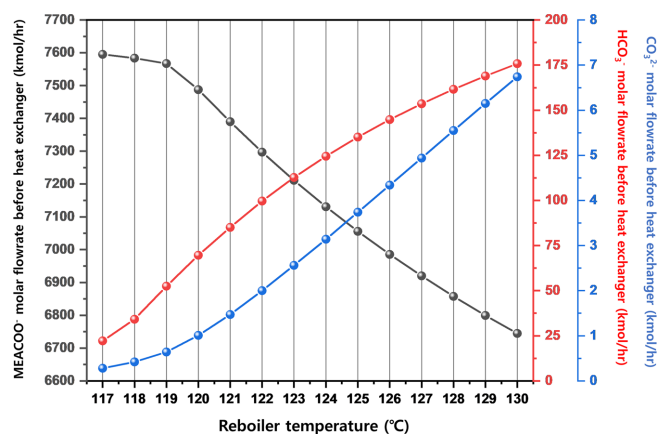
으로써 흡수능력이 점진적으로 감소한다고 볼 수 있다.

### 3-3. 재생탑 내 흡수제 재생율

재생탑 내 흡수제 재생율은 재생탑으로 유입되는 이산화탄소 결합 이온, 즉 카바메이트(carbamate) 이온, 중탄산(bicarbonate) 이온, 탄산(carbonate) 이온의 유량 대비 재생탑 상부로 배출되는 이산화탄소 유량의 비율로 계산했으며, 그 결과를 Fig. 12와 13으로 나타내었다. Fig. 12는 재생탑 재비기 온도에 따라 흡수제 재생 이후 재생탑 상부로 배출되는 이산화탄소의 유량과 재생탑으로 투입되는 3종 이산화탄소 결합 이온들의 총 유량을 보여주고 있다. 재생탑 재비기 온도가 상승할수록 119~120 °C까지는 이산화탄소 분리가 잘 이루어져 상부에서 배출되는 이산화탄소 배출량도 급격히 증가하고 재생탑으로 유입되는 3종 이산화탄소 결합 이온들의 양도 크게 감소하고 있는 모습을 볼 수 있으나, 더 온도가 증가하면 상부에서 이산화탄소 배출은 점차 감소하고 3종 이산화탄소 결합 이온들의 양도 점차 증가하는 경향을 보이고 있다. Fig. 13에서는 재생탑 재비기 온도 변화에 따른 재생율 변화를 보여주고 있으며, 120 °C까지는

재생율이 급격히 증가하나 그 이후부터는 재생탑 상부 이산화탄소 배출량은 감소하는 반면 재생탑으로 투입되는 이온들의 양은 조금씩 증가하므로 점진적으로 감소하는 모습을 보이고 있다. 재생탑 내 흡수제 재생율은 재비기 온도 117 °C에서 79.69%로 최소값, 120 °C에서 83.65%로 최대값을 가진다. 재생탑 재비기 온도에 따라 흡수제 재생율이 이러한 경향을 보이는 이유를 흡수 용액 내 3종 이산화탄소 결합 이온의 농도 변화를 통해 검토해 보았다.

흡수탑 하부로부터 배출되어 재생탑으로 유입되는 3종 이산화탄소 결합 이온은 재생탑에 투입되기 전 열교환기를 통과하면서 약 75 °C 수준으로 승온이 되는데, 이 과정에서 일부 이산화탄소의 분리 및 결합 반응이 일어나게 된다. 이러한 점을 고려해 재생탑 재비기 온도에 따른 이들 이온의 변화량을 열교환기 통과 전/후로 나눠서 각각 비교해 보았다. Fig. 14는 열교환 전 3종 이산화탄소 결합 이온들이 재생탑 재비기 온도에 따라서 어떻게 생성이 되었는지를 보여주고 있다. 카바메이트 이온은 재생탑 재비기 온도가 상승할수록 재생탑 내 재생반응이 더 활발해져 MEA로 전환되는 양이 증가하므로 흡수탑 후단 열교환기로 유입되는 유량은 감소하는 모습을 볼 수 있다. 또한 중탄산 이온은 재생탑 재비기 온도가 상승할수록 환

Fig. 12. Changes of molar flowrates of CO<sub>2</sub>-combined ions and CO<sub>2</sub> emitted from top of the solvent regeneration column.Fig. 14. Changes of molar flowrates of MEACOO<sup>-</sup>, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> and CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> before heat exchanger.



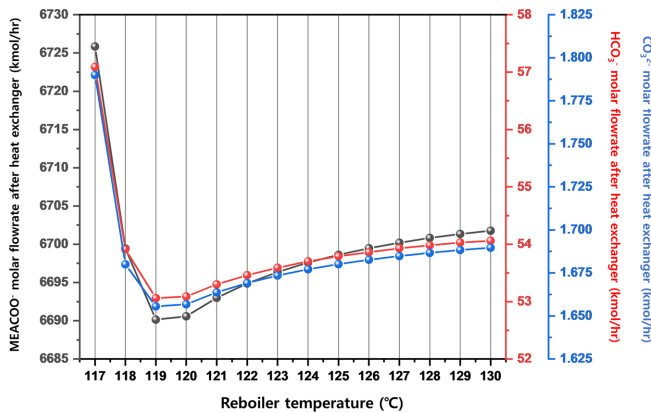


Fig. 15. Changes of molar flowrates of  $\text{MEACOO}^-$ ,  $\text{HCO}_3^-$  and  $\text{CO}_3^{2-}$  after heat exchanger.

류되는 물 속에 용해되는 이산화탄소 유량이 증가함으로 인해 그 양이 증가하는 경향을 보이며, 마지막으로 탄산 이온은 중탄산 이온과의 평형반응을 통해 생성되므로 이 양 역시 증가하는 경향을 보이고 있다.

한편, Fig. 15는 재생탑 재비기 온도에 따른 3종 이산화탄소 결합 이온들의 열교환 후 농도 변화를 보여주고 있다. 열교환기를 거쳐 75 °C로 승온되는 과정에서 재생탑 재비기 온도가 낮을 때는, 다량 존재했던 카바메이트 이온 중 일부가 분해되나 여전히 높은 수준을 유지하고 있고, 소량 존재했던 중탄산 이온과 탄산 이온은 카바메이트 이온으로부터 해리된 이산화탄소가 다시 물에 용해되어 오히려 상당히 증가하는 경향을 보이고 있다. 재생탑 재비기 온도가 높을 때는 잔존하는 카바메이트 이온 자체가 상대적으로 적어 열교환기를 거쳐도 이산화탄소의 해리가 그다지 많이 일어나지 않으므로 다소 높은 농도를 여전히 유지하는 것을 볼 수 있다. 그에 반해 중탄산 이온과 탄산 이온은 재생탑 재비기 온도가 높을 때 재생탑 상부에서 배출되는 물에 다량 용해된 상태이므로 높은 농도를 유지했다가 열교환기를 거치면서 오히려 이산화탄소 용해도가 감소하여 농도가 감소하는 경향을 보인다. 그러한 결과로 인해 Fig. 15와 같이 3종 이산화탄소 결합 이온 모두 열교환기를 거친 이후에는 재생탑 재비기 온도가 낮을 때 가장 높은 농도를 보이고 있고, 119 °C 근처에서 가장 낮았다가 온도가 높아지면서 다시 농도가 증가하는 모습을 보이고 있다. 119 °C 근처에서는 열교환기를 거치면서 카바메이트 이온은 가장 많이 분해되고 중탄산 및 탄산 이온은 원래도 적은 상태에서 추가적으로 더 분해가 일어나 농도가 가장 낮게 나온 것으로 추정된다. 이러한 이유로 3종 이산화탄소 결합 이온인 카바메이트 이온, 중탄산 이온, 탄산 이온 유량의 총량을 분모로 하고 재생탑 상부 이산화탄소 배출량을 분자로 하는 재생율은 재생탑 재비기 온도 변화에 따라 Fig. 13과 같은 형태를 보이게 되고 120 °C에서 최대값을 나타내게 된다.

### 3-4. 혼합 지표 구성을 통한 운전조건 최적화

앞 장에서 검토한 전력 손실율, 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율, 흡수제 재생율을 모두 고려한 재생탑 재비기 최적 온도를 결정하기 위해 이들 3개 인자를 조합한 목적 함수(Objective Function)를 아래 Eq. (8)과 같이 구성해 보았다.

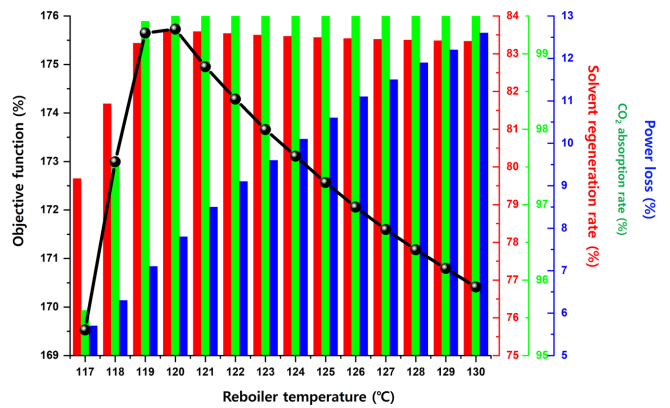


Fig. 16. Objective function values (black circle) obtained from  $\text{CO}_2$  absorption rate (green bar), solvent regeneration rate (red bar) and power loss (blue bar).

$$\text{목적 함수} = \text{흡수탑 내 이산화탄소 흡수율} + \text{흡수제 재생율} - \text{전력 손실율} \quad (8)$$

이 목적 함수는 최대화하는 것이 목표이며, 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율과 흡수제 재생율은 높을수록 좋고 전력 손실율은 낮을수록 좋기 때문에 각 인자별 부호를 Eq. (8)과 같이 결정하였고, 3개 인자 모두 비율로 표시되므로 각 지표별 비중은 동일하게 지정하였다. 재생탑 재비기 온도 별로 목적 함수의 값을 조사해 보면 Fig. 16과 같은 경향을 보이며, 온도가 120 °C가 될 때 목적 함수 값이 가장 높은 결과를 보였다. 재생탑 재비기 온도가 120 °C보다 낮으면 재비기에 필요한 열량이 감소함에 따라 천연가스복합발전 공정으로부터 분기해야 하는 저압 스팀의 유량이 감소하여 전력 손실율은 줄어들지만, 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율과 흡수제 재생율이 큰 폭으로 감소하기 때문에 결과적으로 목적 함수의 값은 크게 감소하였다. 한편 재생탑 재비기 온도가 120 °C보다 높으면 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율 및 흡수제 재생율은 소폭으로 감소하였지만 재비기에 필요한 열량이 크게 증가함에 따라 천연가스복합발전 공정으로부터 분기해야 하는 저압 스팀의 유량과 전력 손실율은 매우 큰 폭으로 증가하여 결과적으로 목적 함수의 값은 급격하게 감소하였다.

## 4. 결 론

본 연구에서는 공정모사 소프트웨어인 Aspen Plus®를 이용하여 739MW 급 천연가스복합발전 공정과 MEA 흡수제를 이용한 습식 이산화탄소 포집공정을 연계한 공정모델을 구성하고, 동일한 흡수탑 입구조건에서 재생탑 재비기 온도의 변화를 통해 천연가스복합발전 공정의 전력손실율, 흡수탑 내 이산화탄소 흡수율, 흡수제 재생율을 조사하고, 이들을 종합적으로 고려한 최적의 재생탑 재비기 온도를 찾았다.

재생탑 재비기 온도가 낮을 때는 재비기 필요 열량 및 전력 손실율이 낮았지만, 재생탑 내 재생되는 MEA 유량이 크게 감소하여 흡수율 및 재생율이 급격히 감소하였다. 또한 재생탑 재비기 온도가 높을 때는 재비기 필요 열량 및 전력 손실율이 크게 증가하였을 뿐만 아니라, 재생탑 상부 환류되는 물 속의 이산화탄소 증가로 인해 중탄산 이온이 다량 생성되어 흡수탑 내부에서 연소 배가스 내 이산화탄소의 물에 대한 용해도 감소 및 흡수열 증가를 유발하여 흡

수성능이 저하되었다. 재생 측면에서도 재생탑 재비기 온도가 너무 높으면 이산화탄소 결합 이온들의 양이 늘어나고 분리, 배출되는 이산화탄소 양은 점진적으로 줄어들게 되어 재생율이 감소하는 결과를 보였다. 결과적으로 재생탑 재비기 온도가 120 °C일 때 흡수율, 재생 및 전력 손실을 모두를 고려한 목적 함수가 가장 높은 결과값을 나타내었으며, 120 °C에서 이들 세 가지 지표가 골고루 좋은 성능을 보여준다는 것을 의미한다. 참고로 본 결과는 30 mol% MEA 수용액을 사용했을 때 얻은 결과이며, 흡수제의 종류와 농도가 달라졌을 때는 최적 재생탑 재비기 온도가 달라질 수 있다.

이산화탄소 포집 공정의 운전효율을 나타내는데 자주 쓰이는 포집된 이산화탄소 톤당 에너지 소모량은 재생탑 재비기 온도 및 이산화탄소 포집성능이 고정된 상태에서 최적점을 판단하기 때문에 재비기 열량을 감소시키는데만 주안점을 두고 있다. 그러나 본 연구에서는 실제 운전조건에 따라 변화할 수 있는 재생탑 재비기 온도를 변수로 고려하여 이를 변화시키면서 이산화탄소 흡수율, 흡수제 재생율 그리고 재비기 필요 열량으로 인해 발생하는 천연가스복합발전 공정 내 전력손실을 변화를 조사하였고 원인 분석과 더불어 상기 지표들을 동시에 만족시킬 수 있는 최적 운전조건을 찾을 수 있었다는 점이 의미가 있다고 할 수 있다. 이러한 결과는 천연가스 복합발전 공정과 연계한 습식 이산화탄소 포집공정의 실제 설계나 운전에 앞서 전체 공정의 운전 성능을 미리 예측하는데 활용될 수 있을 것으로 예상된다.

## 감 사

본 연구는 한국에너지기술연구원의 기본사업으로 수행한 결과입니다(기본사업 계정번호, C3-2449).

## References

1. UNFCC (United Nations Framework Convention on Climate Change), "Submission under the Paris: Agreement The Republic of Korea's Enhanced Update of its First Nationally Determined Contribution," (2021).
2. Lee, J. B., "The Technology of Carbon Capture, Utilization and Storage (CCUS)," *KEPRI News*, **299**, 10-11(2021).
3. Lee, J. H., "Post Combustion CO<sub>2</sub> Capture Technology with Solvents Based," *KEPRI News*, **299**, 16-17(2021).
4. Woo, D. S., Nam, S. C. and Yoon, Y. I., "Simulation on CO<sub>2</sub> Capture

- Process Using an Aqueous MEA Solution," *Journal of the Korea Academia-Industrial cooperation Society*, **13**(1), 431-438(2012).
5. Lee, K. S., "Simulation and Process Optimization of CO<sub>2</sub> Absorption Process," Sogang University (2014).
6. Li, K., Cousins, A., Yu, H., Feron, P., Tade, M., Luo, W. and Chen, J., "Systematic Study of Aqueous Monoethanolamine-based CO<sub>2</sub> Capture Process: Model Development and Process Improvement," *Energy Science & Engineering*, **4**(1), 23-39(2016).
7. Karimi, M., Hillestad, M. and Svendsen, H. F., "Investigation of Intercooling Effect in CO<sub>2</sub> Capture Energy Consumption," *Energy Procedia*, **4**, 1601-1607(2011).
8. Hu, Y., Xu, G., Xu, C. and Yang, Y., "Thermodynamic Analysis and Techno-economic Evaluation of an Integrated Natural gas Combined Cycle (NGCC) Power Plant with Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture," *Applied Thermal Engineering*, **111**, 308-316(2017).
9. Park, S. Y., "Theoretical Study on Optimal Conditions for Absorbent Regeneration in CO<sub>2</sub> Absorption Process," *Korean Chemical Engineering Research*, **50**(6), 1002-1007(2012).
10. Lim, J. H., Kim, Y. R., Cho, H. T., Lee, J. W. and Kim, J. H., "Novel Process Design for Waste Energy Recovery of LNG Power Plants for CO<sub>2</sub> Capture and Storage," *Energy Conversion and Management*, **277**, 1-11(2022).
11. NETL (National Energy Technology Laboratory), "Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants vol1 Bitumen Coal and NG to Electricity," 477-516(2019).
12. Sahraie, S., Rashidi, H. and Valeh-e-Sheyda, P., "An Optimization Framework to Investigate the CO<sub>2</sub> Capture Performance by MEA: Experimental and Statistical Studies Using Box-Behnken Design," *Process Safety and Environmental Protection*, **122**, 161-168(2019).
13. "Distillation Columns With Electrolytes," AspenTech.

## Authors

**Jeong Hun Choi:** Researcher, Computational Science & Engineering Laboratory/R&D Strategy Division, Korea Institute of Energy Research, Gajeong-ro 152, Yuseong-gu, Daejeon 34129, Korea, JHchoi0721@hyundai-rotam.co.kr

**Young-Hwan Chu:** Principal Researcher, Computational Science & Engineering Laboratory/R&D Strategy Division, Korea Institute of Energy Research, Gajeong-ro 152, Yuseong-gu, Daejeon 34129, Korea, yhchu@kier.re.kr