

MEA 흡수제를 이용한 이산화탄소 포집 공정 모사

우대식¹, 남성찬¹, 정순관¹, 윤여일^{1*}
¹한국에너지기술연구원 온실가스연구단

Simulation on CO₂ capture process using an Aqueous MEA solution

Dae Sik Woo¹, Sung Chan Nam¹, Soon Kwan Jeong¹ and Yeo Il Yoon^{1*}

¹Greenhouse Gas Research Center, Korea Institute of Energy Research

요 약 아민 수용액을 이용한 이산화탄소 포집기술은 현재 가장 넓게 연구되는 분야이다. 전체 공정은 선택적 이산화탄소 흡수를 위한 흡수탑과 흡수제를 재생하고 고순도 이산화탄소를 얻기 위한 재생탑으로 이루어져있다. 공정 성능에 영향을 미치는 복잡한 설계 변수들이 존재하기 때문에 상업적으로 신뢰할만한 공정을 설계하기 위해서는 모델링을 통한 공정 해석과 최적화가 필요하다. 본 연구에서는 공정의 수렴문제를 고려하여 분해방법을 사용하였고, 아민계 흡수제를 이용하는 이산화탄소 포집 공정의 변수들에 대한 민감도 분석을 수행하였다. 현실적인 설계 결과를 얻기 위해 비평형 모델을 사용하였고 95% 이상의 순도로 90%의 이산화탄소를 회수할 수 있는 최적화된 공정을 설계할 수 있었다.

Abstract The CO₂ capture technology using an aqueous amine solution is studied widely now. The entire process consists of an absorber to remove carbon dioxide selectively and a regenerator to regenerate absorbent and acquire pure carbon dioxide. Because there are the complicated design variables that affect performance of the process, it needs optimization and analysis through modeling to make a commercially reliable process. In this study, the decomposition method was proposed to consider convergence problem and sensitivity analysis was executed for the carbon dioxide capture process variables. Non-equilibrium model was used in the simulation to get more realistic results and we designed optimized process with more than 95% purity and 90% recovery.

Key Words : CO₂ capture, Sensitive analysis, Regenerator, Absorber

1. 서론

연소 배기가스로부터 이산화탄소를 포집 저장하는 기술은 전 세계적으로 기후변화와 더불어 중요한 환경기술의 한 분야로 자리잡고 있다. 기후변화협약 이행을 위한 교토 의정서가 발효됨에 따라 온실가스를 사고 팔 수 있는 배출권 거래가 활성화될 예정이며, 이에 따라 이산화탄소로 인한 지구 온난화는 단순 환경문제가 아니라 경제적 문제로 부각되고 있다.

이산화탄소 포집 기술로는 순 산소 연소(Oxyfuel), 연

소 전(pre combustion) CO₂회수, 연소 후(post combustion) CO₂회수분야로 크게 나누어 질 수 있으며, 본 연구에 연관된 기술은 연소 후 회수 분야이다. 연소 후 CO₂포집 분야도 흡수법, 흡착법, 막분리법, 심냉법, 기타 기술로 나누어지며 현재까지 가장 상용화된 기술은 액상 흡수제를 이용한 포집법이다.

액상흡수제를 이용한 연소 후 포집방법으로 가장 광범위하게 사용되고 있는 공정의 구조는 흡수탑(absorber)과 재생탑(regenerator)로 이루어진 연속식 포집공정이다. 이러한 공정을 이용한 이산화탄소 포집기술은 높은 열역학

본 연구는 교육과학기술부의 21세기 프론티어 연구개발사업인 이산화탄소 저감 및 처리기술개발 사업단의 연구비지원(2011K000077)으로 수행되었습니다.

*교신저자 : 윤여일(21yoon@kier.re.kr)

접수일 11년 11월 30일

수정일 11년 12월 27일

계재확정일 12년 01월 05일

적 에너지를 필요로 한다는 단점을 가지고 있다. 이를 개선하기 위해 실제 공정을 제작하여 실험하기에는 많은 비용이 요구되기 때문에 가장 손쉽게 공정을 평가하는 방법으로 범용성 공정모사기를 이용하는 방법이 있다. 현재 ASPEN PLUS, PRO2, PROMAX, HYSYS 등 상용화된 공정 모사기가 사용되고 있으며, 이미 다른 문헌[1-4]에서 이런 모사기를 이용한 연구를 수행해왔다. 모사기를 사용하는 가장 큰 이유 중의 하나로 각 모사기가 고유의 열역학 패키지를 제공한다는 것이다. 이를 이용해 실제 아민 흡수제를 이용한 이산화탄소 포집공정에 대한 결과를 실제 공정을 운전하지 않고도 손쉽게 얻을 수 있다.

본 연구에서는 범용성 모사기중 하나인 ASPEN PLUS를 이용한 이산화탄소 포집공정에 대해 시뮬레이션을 수행하였다. 그러나 전해질 공정을 모사할 경우 발생하는 물질수지와 에너지수지에 대한 오류가 상당히 발생하고 수렴을 이루기 어렵다는 단점을 가지고 있다. 그래서 흡수탑과 재생탑을 개별로 설계한 후에 연결하는 분해법을 사용하였다. 액상흡수제로는 광범위하게 사용되는 MEA(monoethanolamine)을 사용하였다. 그리고 민감도 분석을 통해 흡수탑과 재생탑의 변수들에 대해 영향성을 고찰하였고, 이를 통해 90%의 이산화탄소를 고순도로 회수할 수 있는 공정을 설계할 수 있었다.

2. 설계

공정모사기를 이용하여 화학공정을 모사할 때 중요한 요소의 하나로 대상공정을 실제로 근접하게 모사하기 위한 올바른 모델식 선정이 필요하다. 잘못된 열역학 모델식의 선정은 실제와 동떨어진 열수지와 물질수지를 제공해 잘못된 유체의 물성치와 장치의 규모를 설정하게 되어 최적의 제품을 생산해내지 못하는 경우가 발생하게 된다[5]. 본 연구에서는 모사기에 내장된 Electrolyte NRTL(ENRTL) 모델을 사용하였다. ENRTL은 액상에서의 이온과 분자종 모두에 대한 활동도 계수 값과 혼합 용액의 전해질 물질의 이 성분(binary)의 상호 변수에 대한 값을 잘 추정할 수 있다.

2.1 비평형 모델

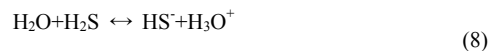
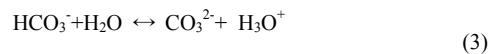
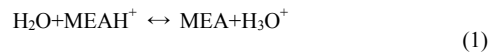
본 연구에서 사용된 비평형 모델은 탑의 단을 물리적으로 좀 더 일관된 방법으로 설명한 방법이다. 비평형 모델 접근 방법은 다성분의 물질전달과 열전달 그리고 화학반응의 실제속도를 직접적으로 고려하고 있다.

기체와 액체 계면에서의 물질전달은 서로 다른 이론적

개념을 사용해서 설명할 수 있다. 주로 사용되는 것은 이중경막 이론이나 침투/표면경신모델(penetration/surface-renewal model) 사용되고 있다. 모델 매개변수는 실증적인 상관관계를 통한 추정에 의해 결정된다.

2.2 반응과 속도

이산화탄소와 아민 흡수제 사이의 반응은 매우 복잡하게 일어난다. 이론적으로나 실험적으로 이미 많은 연구가 있었지만 아직까지도 반응을 규명하는데 어려움이 있다 [6]. 모사에 사용된 CO₂-MEA-H₂O 사이의 반응식은 아래와 같이 나타낼 수 있다.;



반응식은 위와 같이 5개의 평형 반응식과 4개의 반응 속도식으로 총 9개로 이루어져 있으며, 평형 반응식은 Austgen[7]과 Jou[8]의 문헌을 참조했다. 반응속도식(kinetic)은 멱수 법칙(power law)을 사용했으며 식은 아래와 같다.

$$r = k T^m \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \prod_{i=1}^N C_i^{a_i}$$

k는 지수앞인자(pre-exponential factor)를 나타내고, T는 절대 온도, E는 활성화 에너지, R은 기체상수, N은 반응에 사용된 물질의 개수, C는 농도, a는 반응식에서의 특정물질의 양론수를 나타낸다. 표 1은 모사에 사용된 반응속도식의 정반응과 역반응의 속도상수 값을 나타내고 있다[9].

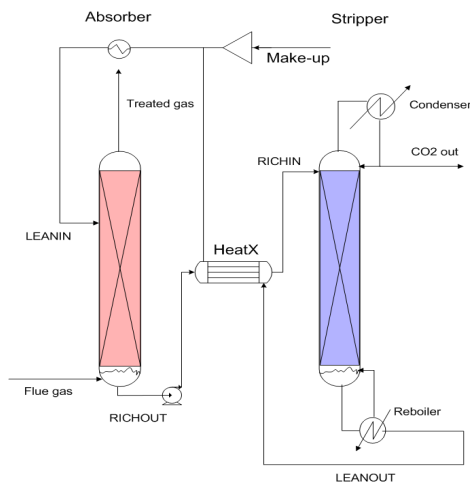
[표 1] 지수인자와 활성화 에너지 값

[Table 1] Values of pre-exponential factor k, and the activation energy E

Reaction No.	k	E(cal/mol)
4	4.32e+13	13249
5	2.38e+17	29451
6	9.77e+10	9855.8
7	2.18e+18	14138.4

3. 모사

아민계열 흡수제를 사용한 CO₂포집공정에 대한 개략도를 그림 1에 나타내었다. 공정의 구성은 크게 흡수탑과 재생탑 그리고 열교환기로 나뉘진다. 흡수탑으로 이전 공정에서 유입되는 혼합배기가스는 일반적으로 150°C에서 40°C로 냉각되어 블로워(blower)를 통해 탑의 하단부로 주입된다. 본 연구에서는 냉각과 블로워 장치를 지난 후의 주입흐름의 조건값을 사용했기 때문에 모사에서 냉각 장치와 블로워를 제외하고 모사를 실시했다. 흡수탑 하부로 유입되는 연소 배가스는 탑상으로 주입되는 흡수제와 향류(counter-current)로 만나서 화학적인 반응을 통해 이산화탄소를 흡수하게 된다. 향류로 주입하는 이유는 충전물이 있는 반응영역에서 기체와 액체 사이의 충분한 반응과 물질전달을 위한 체류시간과 접촉면적을 확보하기 위해서이다. 여기서 흡수제에 의하여 선택적으로 이산화탄소를 흡수하게 되고, 탑상으로는 흡수하고 처리된 가스(treated gas)만 배출된다.



[그림 1] 이산화탄소 포집 공정 개략도
[Fig. 1] CO₂ removal process diagram

실제 공정에서 제거 효율이 70%에서 99%까지 변하기 하지만, 일반적으로 공정을 설계하는 단계에서는 목표 제거율을 90%로 설정해준다[10].

그림 2는 ASPEN PLUS를 사용하여 모사를 실시한 공정 흐름도를 나타내고 있다. 그림 1의 공정 개략도와 같은 형태를 이루고 있다. 흡수탑의 하부로 빠져나가는 RICHIN(rich amine input) 흐름은 열교환 장치로 이동하게 된다. 주입되기 전에 펌프를 이용하여 압력을 높여 산성가스의 발생을 억제하고 부식을 방지한다. 열교환기에서는 재생탑에서 나온 고온의 흐름에 의해 약 10°C의 열교환이 일어나게 설정하였다. 열교환기를 통해 온도를 높여주면 재생탑에서 분리에 필요한 에너지를 절약할 수 있기 때문이다.

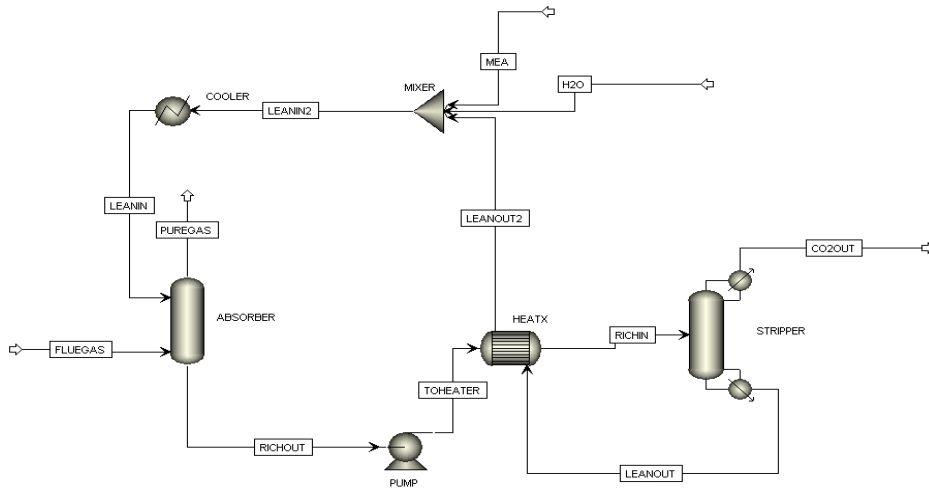
재생탑의 주요 목적은 흡수된 이산화탄소를 고순도로 분리하는 것이며, 이를 위해서 높은 열이 필요하게 된다. 재비기(reboiler)에서 요구되는 열량은 공정의 경제성 평가의 주요 인자로 작용하게 된다. 열교환기에서 예열된 용액은 재생탑의 상단으로 주입된다. 탑상의 주입을 선택한 이유는 흡수탑의 조건과 마찬가지로 기상과 액상의 물질전달을 잘 일어나게 하기 위해서이다. 이를 통해 높은 환류비(reflux ratio)와 재비기 열량으로 인한 경제적 손실을 예방할 수 있다. 따라서 재생탑에서 환류비와 재비기의 열량이 주요 변수로 작용하게 된다. 환류비를 통해 배출되는 이산화탄소의 순도를 높여주고 재비기에서 생성된 수증기에 의해 잠열과 현열을 공급받아 이산화탄소가 흡수제로부터 분리되게 된다.

재생탑의 하부로 배출되는 LEANOUT(lean amine output) 흐름은 열교환기에서 RICHOUT(rich amine output) 흐름과 열교환되고 한 번 더 냉각기에 의해서 온도를 낮춘 후에 흡수탑으로 재순환되어 유입된다. 전체 공정에서 손실되는 흡수제와 물은 재순환할 때 Make-up을 이용하여 보충하게 된다. 공정모사에 사용된 주입 조건은 표 2에 나타내었다.

[표 2] 공정 주입조건

[Table 2] Feed specification

Parameter	Flue gas	LEANIN
Temperature(°C)	59.2	40.1
Pressure(atm)	1.01	1.6
Total flow rate(m ³ /hr)	507.8	2.6
Feed mass-frac.		
H ₂ O	0.016	0.846
CO ₂	0.184	0.029
MEA		0.125
N ₂	0.752	
O ₂	0.047	

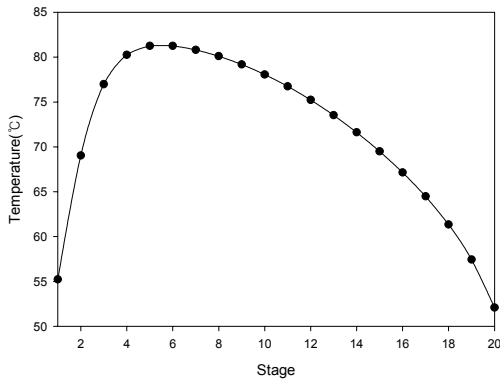


[그림 2] ASPEN를 이용한 공정 흐름도
 [Fig. 2] CO₂ removal process flow sheet using ASPEN PLUS

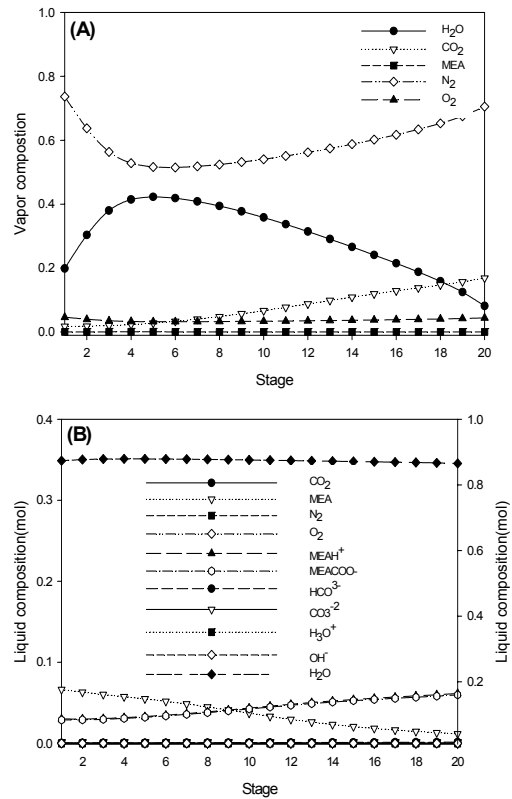
4. 모사결과

4.1 흡수탑

그림 3은 흡수탑의 전체 온도 프로필을 나타내고 있다. 온도 프로필을 통해 주로 탑의 6단 부근에서만 온도가 높고, 탑하부로 내려갈수록 온도가 점점 낮아지는 경향을 보이고 있다. 이산화탄소 포집 공정에서 온도프로필은 고온의 비점을 가지고 있는 MEA에 강한 의존도를 가지고 있다. 그래서 고비점의 물질이 많은 영역에서는 높은 온도의 영역을 보이고, 저비점 물질이 많은 곳에서는 그 반대의 경향을 보이게 된다. 또한 이산화탄소 흡수반응은 발열반응이기 때문에 반응물인 MEA와 이산화탄소 그리고 물의 반응이 가장 많은 부분에서 온도가 높게 나타났다.

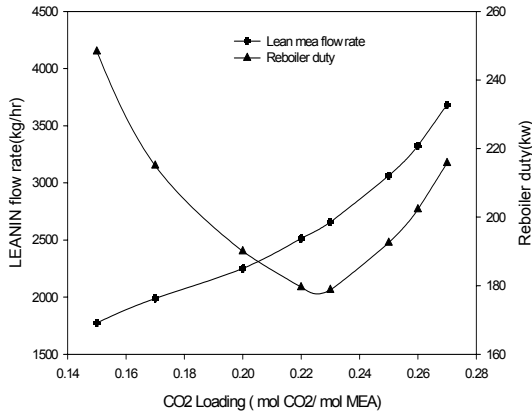


[그림 3] 흡수탑 온도 프로필
 [Fig. 3] Temperature profile of absorber



[그림 4] 흡수탑의 농도 프로필: (A) 기체농도 프로필; (B) 액체농도 프로필
 [Fig. 4] Composition profiles of absorber: (A) vapor composition profile; (B) liquid composition profile

그림 4의 농도 프로필을 확인하면 한정 반응물인 MEA는 탑상 부분에 많이 분포하고 기상인 이산화탄소는 탑상 부분으로 올라갈수록 그 농도가 낮아지므로 반응이 탑상 부분에서 주로 일어나는 것을 예측할 수 있다.

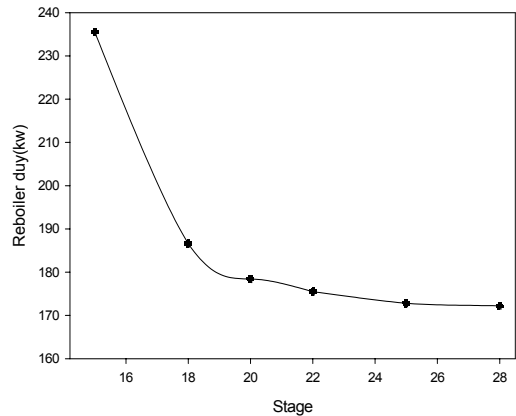


[그림 5] 이산화탄소 부하량에 따른 LEANIN과 재비기 유속 열량의 영향
 [Fig. 5] Effect of CO₂ loading(mol CO₂/mol MEA) on LEANIN and reboiler duty

그림 5는 흡수탑으로 주입되는 LEANIN(lean amine input)에서 이산화탄소 부하량에 따른 전체 에너지 소비의 변화를 나타내고 있다. 각 부하량의 값은 이산화탄소 제거율을 90%로 고정시켜주었다. LEANIN에서의 이산화탄소 부하량은 MEA의 재생을 위한 에너지 요구량을 나타내는 척도를 나타낸다[11,12].

이산화탄소의 부하량이 높아지면서 에너지 소모량은 줄어들다가 0.23(mol CO₂/mol MEA)에서 부터 증가하고, 재순환 흐름인 LEANIN은 부하량의 증가에 따라 선형으로 증가하는 것을 확인할 수 있었다.

탑의 내부는 충전물(packing material)로 구성되어 있기 때문에 각 단의 HETP(height equivalent to a theoretical plate)를 약 0.4m값을 갖는다는 것을 모사를 통해 결정하였다. 탑의 높이와 에너지 소모량은 등가교환(trade-off)이 존재하기 때문에 탑의 높이가 증가할수록 에너지 소모량은 줄어들게 되고, 따라서 탑의 높이가 줄어들면서 에너지 소모량은 증가하게 된다. 그림 6은 흡수탑의 높이에 따른 에너지 요구량을 나타내고 있다. 탑의 높이가 약 20단 이상일 경우에 에너지 소모량의 변화가 거의 없는 것을 확인할 수 있다.

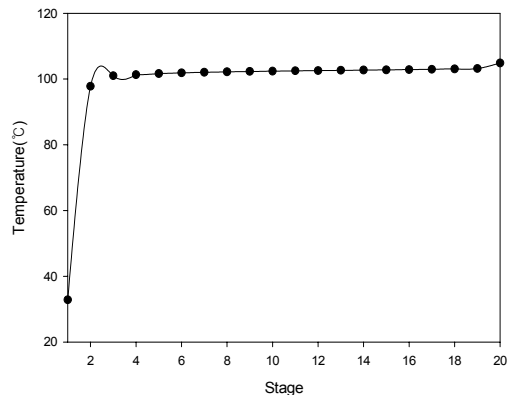


[그림 6] 흡수탑 높이에 따른 재비기 열량변화
 [Fig. 6] Effect of number of stage on reboiler duty

4.2 재생탑

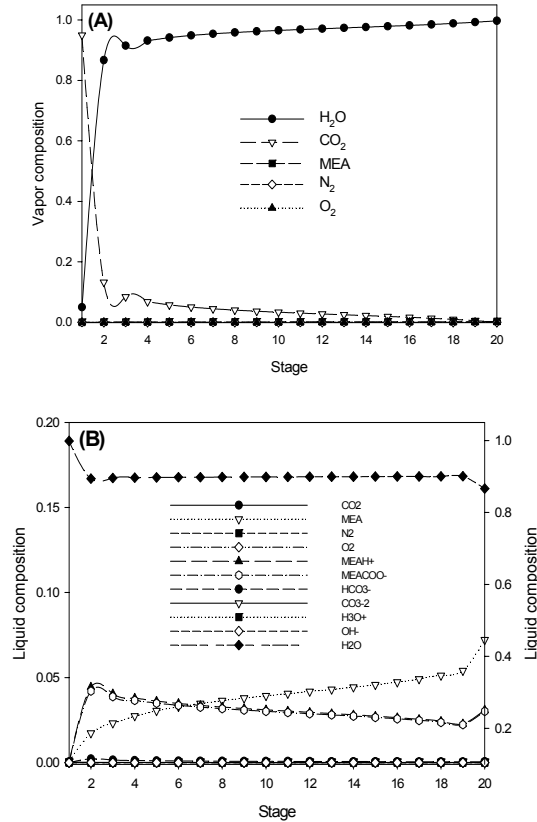
열교환기를 통해 온도가 높아진 RICHIN흐름은 재생탑으로 주입된다. 흡수제와 반응 생성물이 동일한 상에서 같이 움직이기 때문에 물질전달이 충분하게 일어나게 하기 위해서는 탑 전체에 걸쳐서 고비점인 MEA가 분포해야 한다. 탑의 중반부에 주입 단을 설정할 경우 MEA가 주입 단의 상단부(upper section)인 정류부(rectifying section)에 분포하기 어렵기 때문에 원활한 분리가 이루어지기 어렵다.

그림 7은 재생탑의 온도 프로필을 나타내고 있다. 탑의 상단부분을 제외하고 전체적인 온도프로필이 높게 나타나 있다. 고비점인 MEA가 탑의 하부로 내려가면서 생성되고 상대적으로 생성물인 MEAH⁺, MEACOO⁻는 줄어들고 있기 때문이다.



[그림 7] 재생탑 온도 프로필
 [Fig. 7] Temperature profile of regenerator

이와 같은 사실은 그림 8의 액상 농도 프로필을 통해서 알 수 있다. 탑의 1단과 2단에서는 상당히 가파른 온도프로필의 기울기를 확인할 수 있는데, 이는 1단인 응축기에서 상분리가 일어나 조성의 변화가 발생하기 때문이다[13].

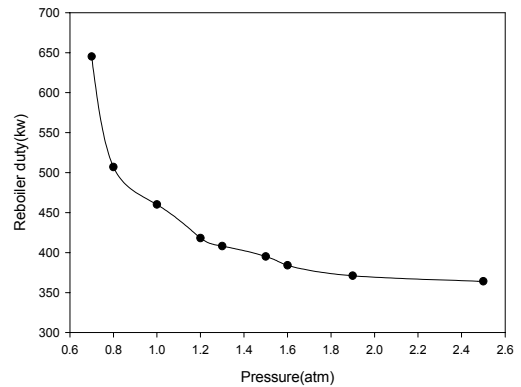


[그림 8] 재생탑의 농도 프로필: (A) 기체농도 프로필; (B) 액체농도 프로필
 [Fig. 8] Composition profiles of regenerator:(A) vapor composition profile; (B) liquid composition profile

그림 8의 기상 조성 프로필을 통해 탑상으로는 순수한 이산화탄소가 배출되고 액상프로필을 통해 탑하부로는 재생된 과량의 MEA와 함께 흡수탑으로 재순환 된다는 것을 알 수 있다.

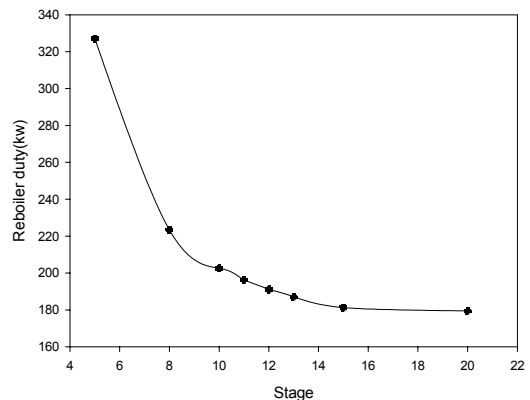
기존 이산화탄소 포집공정에서 재생탑의 압력은 보통 1~2기압이 선호되었다[14]. 높은 압력과 온도 상태에서 발생하는 열화(degradation)와 요구되는 에너지를 낮추고 흡수제의 재생율을 높일 수 있기 때문이다. 그림 9는 1기압에서 2.5기압 변화에 따른 에너지 요구량의 변화를 보여 주고 있다. 각 압력에서는 이산화탄소 회수율을 90%

로 유지하고 순도는 모사기 내의 ‘Design-spec’기능을 이용하여 95%로 유지했다. 0.8기압에서 1.2기압으로 압력이 증가했을 때 에너지 요구량이 상당히 감소하는 것을 알 수 있다. 하지만 그 이상의 압력 증가에서는 증가량에 비해 에너지 소모량의 변화가 상대적으로 낮게 나타나고 있다.



[그림 9] 재생탑 압력에 따른 재비기 열량변화
 [Fig. 9] Effect of stripping pressure on the reboiler duty

흡수탑의 높이에 따라 에너지 소모량의 변화는 그림 10을 통해 확인할 수 있다. 흡수탑에서 탑의 높이에 따라 에너지 소모량이 민감하게 변하는 것과 같이 재생탑에서도 낮은 탑의 높이에서 에너지 소모량이 급격하게 변하고 탑의 높이가 증가할 수록 소모량의 변화가 급격하게 낮아지는 것을 확인할 수 있다.



[그림 10] 재생탑 높이에 따른 재비기 열량변화
 [Fig. 10] Effect of stripping height on the reboiler duty

표 3은 전산모사를 통해 얻은 흡수탑과 재생탑의 결과를 나타내고 있다. 탑의 높이는 이론단의 수와 HETP를

이용하여 계산하였다. 흡수제로는 가장 일반적으로 많이 쓰이는 알카놀아민계열의 MEA을 약 30wt%를 사용하였다.

흡수탑에서 연소 배기가스로부터 이산화탄소의 제거율을 90%로 선정했고, 전체 이산화탄소 회수율은 90%로 설정했다.

[표 3] 흡수탑과 재생탑의 설계 결과
[Table 3] Design characteristics of the absorber and regenerator

Absorber	value
Packing height(m)	8
Packing diameter(m)	0.427
Packing type	IMTP
Packing holdup(m ³)	0.001
Cross exchanger approach(°C)	10
Regenerator	
Packing height(m)	5.69
Packing diameter(m)	0.427
Packing type	FLEXIPAC
Packing holdup(m ³)	0.002
Reboiler duty(kw)	

5. 결론

연소 배기가스 주입 조건으로부터 이산화탄소 회수를 위한 공정을 범용성 공정모사기인 ASPEN PLUS를 이용하여 모사를 수행하였다. 본 연구의 목적은 이산화탄소 포집공정 운전에 미치는 변수들에 대한 영향을 알아보고, 민감도 분석을 통해 조업 조건을 제시하고자 하였다.

흡수탑의 높이와 재순환 흐름에서의 이산화탄소 부하량을 변수로 설정했고, 재생탑에서는 탑의 높이와 압력을 변수로 선정하였다. 기존 문헌분석결과, 수렴문제가 발생하기 때문에 분해법을 이용하여 재순환 흐름까지 연결이 완료된 공정과 유사한 초기 값(initial value)을 얻어 전체 공정을 완성하였다. 모사를 통해 얻은 결과 값들은 흡수탑에서는 90%이상의 제거율을 선정했고, 재생탑에서는 90%이상의 이산화탄소 회수율과 95%의 순도를 일정하게 고정했다.

흡수탑 높이의 증가에 따라 소비되는 에너지는 감소하고, 재순환 흐름에서 부하량의 변화에 따라 소요 에너지가 감소하다 일정한 값에서 다시 증가해서 에너지가 최소로 요구되는 값을 선정할 수 있었다. 재생탑에서는 흡수탑과 유사하게 탑 높이 변화에 따른 에너지 소모량의 변화를 보였고, 압력에 대해서는 1.2기압까지 급격히 변하다 그 이상부터는 에너지 변화량이 없는 것을 확인할

수 있었다.

민감도 분석을 통해 에너지를 최소화하고, 제한 요소를 충족시키는 조건 값을 얻을 수 있었다. 이러한 값들은 실제 공정의 설계와 운전에 앞서 전체 경향과 결과를 미리 예측할 수 있는 자료로 사용할 수 있어 기존에 요구되는 시간과 비용을 절약할 수 있을 것으로 예상된다.

References

- [1] U. Desideri, P. Alberto, "Performance modeling of a carbon dioxide removal system for power plants", *Energy Conversion & Management*, vol 40, pp. 1899-1915, 1999.
- [2] S. Freguia, G.T. Rochelle, "Modelling of CO₂ Capture by Aqueous Monoethanolamine", *AIChE Journal*, vol 49, pp. 1676-1686, 2003.
- [3] C. Alie, P. Backham, E. Croiset, P.L. Douglas, "Simulation of CO₂ capture using MEA scrubbing: a flowsheet decomposition method", *Energy Conversion & Management* vol 46, pp. 475-487, 2005.
- [4] F.A. Tobiesen, H.F. Svendsen, K.A. Hoff, "Desorber energy consumption amine based absorption plants", *International Journal of Green Energy*, vol 2, pp. 201-215, 2005.
- [5] J.H.Cho, S.K.Rho, S.T.Ko, W.H.Han and J.K.Jeon, "Chemical process simulation using Aspenplus", Multi Information Co., 2001.
- [6] T. Pintola, P. Tontiwachwuthikul, A. Meisen, "Simulation of pilot plant and industrial CO₂ -MEA absorbers", *Gas Separation & Purification* vol. 7 No 1, pp. 47 - 52, 1993.
- [7] D.M. Austgen, G.T. Rochelle, X. Peng, C.C. Chen, "Model of Vapor-Liquid Equilibria for Aqueous Acid Gas-Alkanolamine Systems Using the Electrolyte-NRTL Equation", *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 28, pp. 1060-1073, 1989.
- [8] F.Y. Jou, A.E. Mather, F.D. Otto, "Solubility of Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide in Aqueous Methyl-diethanolamine Solutions", *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, Vol. 21, pp. 539, 1982.
- [9] H. Hikita, H. Asai, M. Ishikawa, M. Honda, "The Kinetics of Reactions of Carbon Dioxide with Monoethanolamine, Diethanolamine, and Triethanolamine by a Rapid Mixing Method", *Chem. Eng. J.*, Vol. 13, pp. 7, 1977.
- [10] B.A. Oyenekan, G.T. Rochelle, "Energy Performance

of Stripper Configurations for CO₂ Capture by Aqueous Amines", Ind. Eng. Chem. Res., vol. 45, No. 8, pp. 2457-64, 2006.

- [11] M.R. Abu-Zahra, J.P. Niederer, P.H. Feron, G.F. Versteeg, "CO₂ Capture from Power Plants: PartI. A Parametric study of the Technical Performance Based on Mono-Ethanolamine", Int. J. Greenhouse Gas Control, vol. 1, No. 1, pp. 37 - 46, 2007.
- [12] M.O. Schach, R. Schneider, H. Schramm, J.U. Repke, "Techno-economic analysis of postcombustion processes for the capture of carbon dioxide from power plant flue gas", Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 49, pp. 2363-2370, 2010.
- [13] L. William, "Distillation design and control using aspen simulation", A JOHN WILEY&SONS, INC., publication, 2006.
- [14] G.T. Rochelle, S. Bishnoi, S. Chi, and H. Dang, "Research Needs for CO₂ Capture from Flue Gas by Aqueous Absorption Stripping, Final report", U.S. Dept. of Energy, Federal Energy Technology Center, Washington, DC, 2001.

우 대 식(Dae Sik Woo)

[정회원]



- 2011년 2월 : 충남대학교 화학공학 (석사)
- 2011년 12월 ~ 현재 : 한국에너지기술연구원 위촉연구원

<관심분야>
기액 분리용 흡수탑 설계

남 성 찬(Sung Chan Nam)

[정회원]



- 1989년 2월 : 인하대학교 화학공학과 (석사)
- 2001년 8월 : 인하대학교 화학공학과 (박사)
- 2006년 8월 ~ 2007년 7월 : University of British Columbia Visiting Scientist
- 1996년 4월 ~ 현재 : 한국에너지기술연구원 책임연구원

<관심분야>
온실가스처리 및 화학공학

윤 여 일(Yeo Il Yoon)

[정회원]



- 1999년 2월 : 고려대학교 화학공학과 (석사)
- 2004년 2월 : 고려대학교 화학공학과 (박사)
- 2003년 9월 ~ 현재 : 한국에너지기술연구원, 온실가스연구단 저에너지포집기술 연구팀 팀장

<관심분야>
CO₂ 습식 건식 포집, 전환 촉매 (SCR, CO₂ 화학전환)

정 순 관(Soon Kwan Jeong)

[정회원]



- 1997년 2월 : 고려대학교 화학공학과 (공학석사)
- 2000년 8월 : 고려대학교 화학공학과 (공학박사)
- 2005년 7월 ~ 2006년 6월 : Washington Univ. in St. Louis Post-Doc.
- 2002년 9월 ~ 현재 : 한국에너지기술연구원 책임연구원

<관심분야>
온실가스저감, 촉매반응공학