

## 메탄올 용매를 이용한 이산화탄소와 황화수소 포집공정의 열역학적 해석 및 전산모사에 관한 연구

조정호\*, 이지환†

공주대학교 화학공학부  
330-717 충남 천안시 서북구 부대동 275

†경인여자대학 환경보건과  
407-740 인천광역시 계양구 계산길 101

(2008년 8월 26일 접수; 2008년 10월 18일 수정본 접수; 2008년 11월 25일 채택)

### A Study on the Thermodynamic Analysis and the Computer Simulation for the CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S Capture Process Using Methanol as a Solvent

Jungho Cho\* and Jihwan Lee†

Department of Chemical Engineering, Kongju National University  
275 Buda-dong, Cheonan, Chungnam 330-717, Korea

†Department of Environmental Health, Kyungin Women's College  
101 Kyesan-gil, Kyeyang-ku, Incheon 407-740, Korea

(Received for review August 26, 2008; Revision received October 18, 2008; Accepted November 25, 2008)

#### 요 약

본 연구에서는 연소 배 가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소 성분을 메탄올 용매로 포집하는 공정에 대해서 전산모사를 수행하였다. 메탄올 용매에 대한 이산화탄소와 황화수소의 용해도를 증가시키기 위해서 흡수탑의 압력은 30 bar로 운전되도록 하였으며, 용매의 공급온도는 프로필렌을 냉매로 사용하여 -20°C로 하였다. 이산화탄소와 황화수소의 포집공정의 전산모사를 위한 열역학 모델식으로는 NRTL 액체 활동도계수 모델식과 Soave-Redlich-Kwong 상태방정식을 사용하였으며, 기체 성분들의 메탄올 용매에 대한 용해도 추산을 위해서 Henry의 법칙을 사용하였다.

주제어 : 열역학적 해석, 전산모사, 이산화탄소, 황화수소, 포집공정

**Abstract :** In this study, computer simulation works have been performed for the capture process of the CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S gases contained in the effluent stream using methanol aqueous solution. In order to increase the solubilities of the CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in the methanol aqueous stream, the operating pressure of the absorber was raised to 30 bar and the feeding temperature of the solvent was lowered to -20°C by using refrigeration cycle. NRTL liquid activity coefficient model was used to estimate the liquid phase nonidealities for methanol and water. Soave-Redlich-Kwong equation of state was used for the vapor phase nonidealities. Henry's law option was also used to calculate the solubilities of the supercritical noncondensable gases into the methanol aqueous solvent stream.

**Keywords :** Thermodynamic analysis, Computer simulation, Carbon dioxide, Hydrogen sulfide, Capture process

\* To whom correspondence should be addressed.  
E-mail : jhcho@kongju.ac.kr

1. 서론

연소 배 가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소를 포집하는 공정은 전통적으로 아민 수용액을 이용하여 Figure 1과 같이 흡수탑과 탈거탑으로 구성되어 있는 포집공정을 사용하여 왔다[1]. 연소 배 가스 성분들은 스트림 1에 의해서 흡수탑 하부로 주입되고 아민 수용액은 스트림 2에 의해서 흡수탑 상부로 주입된다. 흡수탑에서는 용매가 연소 배 가스가 서로 향류로 접촉하면서 연소 배 가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소 성분을 선택적으로 흡수한다. 흡수탑 상부의 3번 스트림으로는 이산화탄소와 황화수소가 제거된 배 가스가 유출된다. 한편 4번 스트림으로는 이산화탄소와 황화수소가 농축된 아민 수용액이 열교환된 후 탈거탑의 중간 부분으로 주입된다. 여기에서는 아민 수용액 속에 녹아 있는 이산화탄소와 황화수소 가스가 탈거탑 상부 기상류로 제거된다. 이산화탄소와 황화수소 성분들이 제거된 용매는 다시 열교환된 후 흡수탑으로 환류되는 시스템으로 구성되어 있다.

본 연구에서는 메탄올 용매를 이용한 이산화탄소와 황화수소를 포집하기 위한 공정을 선택하기 위해서 Figure 1에 주어진 전형적인 공정 이외에 Figure 2와 Figure 3에 나타난 공정을 비교하였다. Figure 1의 단점은 연소 배 가스 중에 함유되어 있는 수분이 공정 중에 농축되어 메탄올 수용액의 농도가 점점 묽어지게 된다. Figure 2에서는 흡수탑 전단에 응축기와 경사 분리기를 설치하여 수분을 제거하는 것인데 흡수탑과 탈거탑의 안정적인 운전에는 도움을 주지 못한다. 그래서 Figure 3과 같이 물-메탄올 분리탑을 탈거탑 후단에 설치하는 공정을 제안하였다[2].

Figure 3의 공정에 의하면 연소 배 가스는 흡수탑 하부로 주입되고 메탄올 용매는 용매 회수탑 상부에서 회수되어진 후 흡수탑 하부의 용매류와 열교환된 후 냉각수에 의해서 더욱 냉각되고 그 후에 프로필렌 냉동사이클에 의해서 -20°C까지 충분히 냉각된 후 흡수탑 상부로 주입된다. 흡수탑에서는 용매와 연소 배 가스가 서로 향류로 접촉하면서 배 가스 중에 함유되어 있는 이산화탄소와 황화수소 가스를 메탄올 용매가 선택적으로 흡

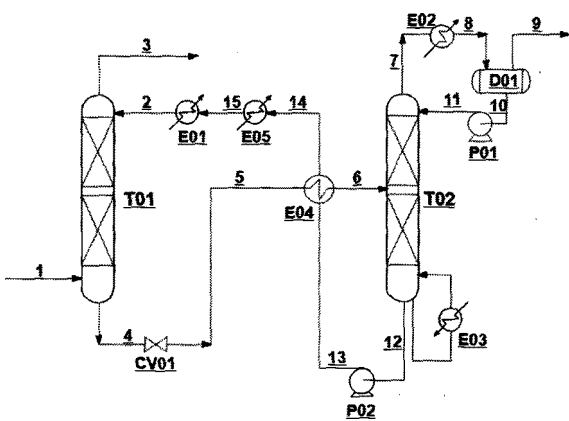


Figure 1. A schematic diagram for the CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S capture process using aqueous amine solution (1).

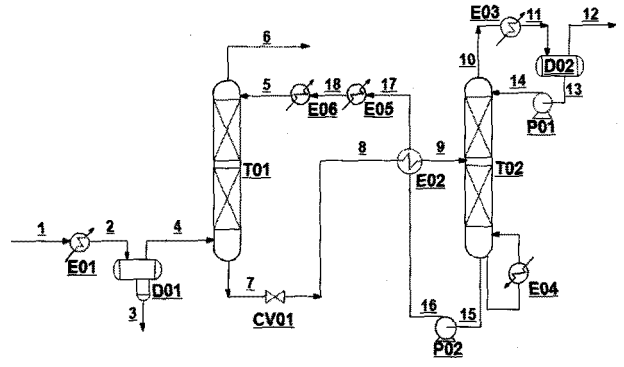


Figure 2. A schematic diagram for the CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S capture process using aqueous amine solution (2).

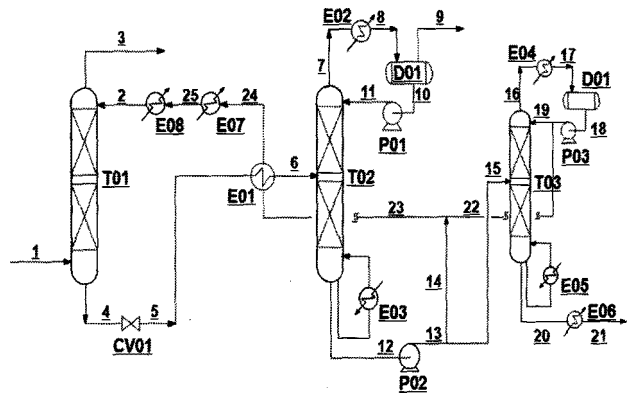


Figure 3. A schematic diagram for the CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S capture process using aqueous amine solution (3).

수하게 된다. 메탄올 용매의 유량은 연소 배 가스 중에서 이산화탄소의 흡수율이 95% 이상 처리 가스 중에 황화수소 성분이 1.0 ppm 이하가 되도록 결정하였다. 탈거탑 상부 증기류로는 이산화탄소와 황화수소가 제거되며 탈거탑 하부로는 수분으로 희석된 액상류가 물-메탄올 분리탑으로 주입된 후 상부 액상류로 메탄올의 순도가 98.5 wt% 이상이 되도록 분리시킨 후 흡수탑으로 환류시킨다. 본 메탄올 용매를 사용한 이산화탄소 포집 공정은 기존의 아민 수용액을 이용하는 공정에 비하여 열에 의한 변성이 거의 없기 때문에 오랜 조업 후에도 용매의 손상이 거의 없으며 탈거탑 하부의 온도 제한이 없다는 장점이 있다.

2. 열역학 이론

연소 배 가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소 성분을 포집하는 공정을 모사하기 위한 열역학적인 관계식은 아래의 Eq. 1로부터 출발한다.

$$\hat{\phi}_i^v(T, P, y_i) y_i P = H_i(T, P) \gamma_i(T, P, x_i) x_i \quad (1)$$

Eq. 1에서  $\hat{\phi}_i^v(T, P, y_i)$ 는 기상에서 성분 'i'의 퓨게시티계수이

**Table 1. Coefficients in alpha function for each pure components[6]**

Component	Tc (K)	Pc (kPa)	L	M	N
H <sub>2</sub>	33.25	1,296.96	1.2528	13.2690	0.0400
H <sub>2</sub> O	647.35	22,119.20	0.3569	0.8743	2.4807
H <sub>2</sub> S	373.55	9,007.79	0.5039	0.8855	1.1161
CO	132.95	3,495.71	0.2079	0.8607	1.7188
CO <sub>2</sub>	304.19	7,381.52	1.2341	1.3268	0.6499
Methanol	512.58	8,095.87	0.6797	0.9097	1.9996

다. 이는 상태방정식을 이용해서 아래의 Eq. 2와 같이 표현된다.

$$\ln \phi_i^v = -\frac{1}{RT} \left[ \int_{\infty}^V \left( \frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T, V, n_{j \neq i}} dV - \ln Z \right] \quad (2)$$

Eq. 2에 Soave-Redlich-Kwong 상태방정식을 적용할 수 있는데 본 연구에서는 Soave-Redlich-Kwong 상태방정식[3]을 적용하였으며 그 표현식은 Eq. 3과 같다.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a \cdot \alpha}{v(v+b)} \quad (3)$$

여기서 *a*와 *b*는 각각 energy parameter와 size parameter인데 이는 Eq. 4와 Eq. 5와 같이 임계온도와 임계압력의 함수로 나타낼 수 있다.

$$a = 0.427480 \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c} \quad (4)$$

$$b = 0.086640 \frac{RT_c}{P_c} \quad (5)$$

한편, Eq. 3에서  $\alpha$ 는 순수성분의 온도에 따른 증기압을 잘 추산하기 위한 alpha function을 의미하는데 Soave가 초기에 사용한 acentric factor의 함수로 사용하지 않고, Twu et al.[4]이 제안한 Eq. 6과 같은 새로운 alpha function을 사용하였다.

$$\alpha = T_r^{M(M-1)} \exp[L(1 - T_r^M)] \quad (6)$$

여기서 L, M과 N은 성분마다 고유한 값으로 정의한 순수성분의 온도에 따른 증기압을 잘 추산하기 위한 계수들이며 T<sub>r</sub>은 환산온도이다. Table 1에는 각각의 순수성분들에 대한 L, M과 N에 대한 값들을 표시하였다.

한편 혼합물에 대한 energy parameter와 size parameter는 Eqs. 7, 8에 나타내었으며, 이성분계 상호작용 매개변수인 *k<sub>ij</sub>*가 포함되어 있는 energy parameter에 대한 혼합규칙은 Eq. 9에 나타내었다. 또한 Table 2에는 각각의 이성분계에 대한 이성분계 상호작용 매개변수인 *k<sub>ij</sub>* 값에 대해서 나타내었다.

**Table 2. Binary interaction parameters for each binary pairs[6]**

Component i	Component j	<i>k<sub>ij</sub></i>
H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	0.4000
H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	0.0830
H <sub>2</sub>	CO	0.0400
H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	-0.3426
H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> S	0.1350
H <sub>2</sub> O	CO	0.2000
H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>	0.2300
H <sub>2</sub> O	Methanol	-0.0789
H <sub>2</sub> S	CO	0.0367
H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>	0.1000
H <sub>2</sub> S	Methanol	0.0545
CO	CO <sub>2</sub>	0.0500
CO <sub>2</sub>	Methanol	0.0421

$$a_{mix} = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \quad (7)$$

$$b_{mix} = \sum_i x_i b_i \quad (8)$$

$$a_{ij} = \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{ij}) \quad (9)$$

또한 Eq. 1에 나타낸 *H<sub>i</sub>(T, P)*는 supercritical non-condensable gas들에 대한 메탄올과 물에 대한 용해도를 추산할 수 있는 Henry 상수를 나타낸 것이다. 이는 온도와 압력의 함수로써 아래의 Eq. 10과 같이 쓸 수 있다. 그리고 각각의 용질 가스에 대한 용매에 대한 Henry 상수에 대해서는 Table 3에 나타내었다.

$$\ln H = C_1 + \frac{C_2}{T} + C_3 \ln T + C_4 P \quad (10)$$

Eq. 1에서  $\gamma_i(T, P, x_i)$ 는 액상에서 성분 'i'에 대한 액체활동도 계수를 나타낸 것이다. 이는 과잉 Gibbs 자유에너지로부터 다음의 Eq. 11에 의해서 구할 수 있다.

$$\ln \gamma_i = \left. \frac{\partial (nG^{ex}/RT)}{\partial n_i} \right|_{T, P, n_{j \neq i}} \quad (11)$$

Table 3. Coefficients in Henry's constant[6]

Solute	Solvent	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>
H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	116.4133	-4,881.3200	-14.7884	3.5529E-06
H <sub>2</sub>	Methanol	15.5643	271.3300	-0.5485	0.0000
H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub> O	126.6953	-7,151.2300	-16.1493	2.3277E-06
H <sub>2</sub> S	Methanol	41.6198	-3,036.9400	-4.1070	0.0000
CO	H <sub>2</sub> O	166.6723	-7,847.1600	-21.8994	9.8692E-07
CO	Methanol	4.2119	1,144.4000	0.0000	0.0000
CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	154.9483	-8,498.7200	-20.0841	7.3032E-06
CO <sub>2</sub>	Methanol	217.0283	-10,620.0000	-30.1360	0.0000

Table 4. NRTL binary interaction parameters for methanol-water binary pair[6]

Component i	Component j	a(i,j) a(j,i)	b(i,j) b(j,i)	α
Methanol	H <sub>2</sub> O	0.736107	-360.6920	0.2442
		0.511068	199.8540	

Eq. 11의 액체활동도계수에 대해서는 NRTL 모델식을 사용하였으며[5], 이는 다음의 Eq. 12와 같이 쓸 수 있다.

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k G_{ki} x_k} + \sum_j \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k G_{kj} x_k} \left[ \tau_{ij} - \frac{\sum_l x_l \tau_{il} G_{il}}{\sum_k G_{kj} x_k} \right] \quad (12)$$

위 식의 τ<sub>ij</sub>와 G<sub>ij</sub>는 다음의 Eqs. 13, 14와 같이 쓸 수 있다.

$$\tau_{ij} = a_{ij} + \frac{b_{ij}}{T} + \frac{c_{ij}}{T^2} \quad (13)$$

$$G_{ij} = \exp[-(\alpha_{ij} + \beta_{ij} T) \tau_{ij}] \quad (14)$$

한편, Table 4에는 메탄올과 물 용매 사이의 NRTL 액체활동도계수 모델식의 이성분계 상호작용 매개변수를 나타내었다.

### 3. 전산 모사

Figure 3에 나타낸 연소 배가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소를 메탄올 용매를 이용해서 포집하는 공정에 대한 전산모사를 수행하기 위해서 연소 배가스의 조건은 Table 5와 같은 조건을 사용하였다. 한편 포집공정과 냉동 사이클에 대한 전산모사는 Invensys사의 PRO/II with PROVISION 8.1을 사용하였다[6].

#### 3.1. 흡수탑의 전산모사

연소 배가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소의 용해도는 용매의 종류, 용매의 농도, 용매의 공급온도, 용매의 순환유량, 흡수탑의 운전 압력과 흡수탑의 높이 등에 의해서 결정될 수 있다. 본 연구에서는 용매의 종류와 농도는 98.5 wt%의

Table 5. Feedstock information for effluent gas stream

Component	Mole %
H <sub>2</sub>	30.0
H <sub>2</sub> S	8.0
CO	35.0
CO <sub>2</sub>	25.0
N <sub>2</sub>	1.0
CH <sub>4</sub>	0.2
H <sub>2</sub> O	8.0
Temperature (°C)	40.0
Pressure (bar)	30.0
Flow rate (Nm <sup>3</sup> /hr)	1,000.0

메탄올 수용액으로 결정하였으며, 용매의 공급온도는 프로필렌 냉동 사이클을 이용하는 것으로 가정하여 -20°C로 고정하였다. 흡수탑의 운전 압력은 30 bar이며, 흡수탑의 높이는 이론단수 5단으로 고정시켰다. 한편 변화시킬 수 있는 조절변수는 냉매의 순환유량인데 이는 연소 배가스 중에 이산화탄소의 회수율을 95%로 하거나 혹은 처리 가스 중의 황화수소의 함량은 1.0 ppm으로 하는 것으로 결정하였다. Table 6에는 용매의 순환유량에 대해서 이산화탄소의 회수율과 처리 가스 중의 황화수소의 농도를 나타내었다.

#### 3.2. 탈거탑의 전산모사

흡수탑 하부 스트림인 rich solvent는 열교환된 후 탈거탑의 중간으로 도입된다. 탈거탑에서는 탈거탑의 운전압력과 원료 주입단의 위치에 따라서 초기 장치 투자비용과 운전비용이 결정될 수 있다. 우선 탈거탑의 운전압력에 대해서 압력을 높이면 증기상의 부피가 줄어들기 때문에 탈거탑의 직경을 줄일 수 있다. 하지만 분리효율이 떨어지기 때문에 탑의 높이가 늘어나게

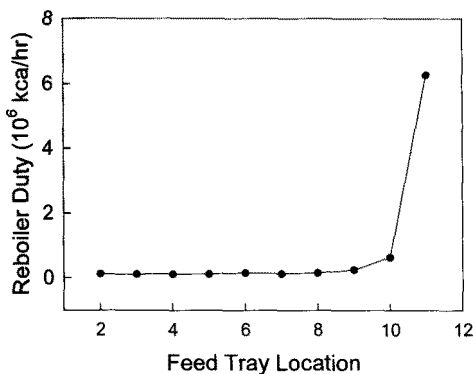
**Table 6. Relation of methanol solvent circulation rate vs. CO<sub>2</sub> absorption ratio or H<sub>2</sub>S content in the treated gas stream**

H <sub>2</sub> S content (ppm by mole)	CO <sub>2</sub> absorption ratio	Solvent circulation rate (kg/hr)
1.0	91.04	3,359
0.50421	95.00	3,626

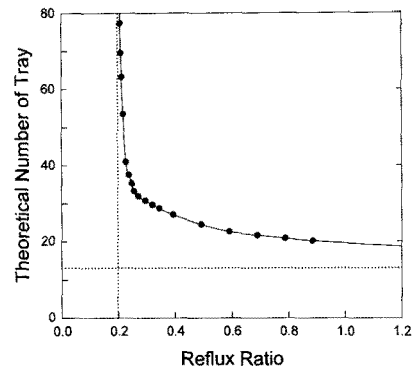
된다. 운전압력을 높이면 탑상부의 온도가 상승하기 때문에 냉각수와 대수평균 온도차가 커지게 되어 응축기의 전열면적이 줄어들게 된다. 하지만 탈거탑 하부의 운전 온도도 높아지게 되어 고압의 스팀을 사용해야 하는 단점이 있다. 이러한 조건을 고려하여 탈거탑의 운전압력은 12.0 bar로 고정하였다. 한편 Figure 4에는 원료 주입단의 위치 변화에 따른 재비기의 heat duty의 변화를 나타낸 것이다. 탈거탑의 총 이론단수는 응축기와 재비기를 포함하여 12단으로 고정하였다. 응축기가 제 1단에 해당하고 재비기가 제 12단에 해당한다. 따라서 2단은 탑상단에 해당한다. Figure 4에 의하면 재비기의 heat duty를 최소화시키는 원료 주입단의 위치는 제 3단이며 그때 재비기의 heat duty는  $1.0890 \times 10^6$  kcal/hr가 되었다.

**3.3. 메탄올-물 분리탑의 전산모사**

메탄올-물 분리탑의 전산모사를 수행하기 위해서 탑상에서 메탄올의 순도가 98.5 wt%가 되고 탑저에서 수분 중의 메탄올의 함량이 500 ppm 이하가 되도록 하는 증류탑의 최소이론단수와 최소 환류비를 결정한 다음에 이에 대한 case study를 수행하여 최적의 이론단수를 결정하였다. Figure 5에는 환류비와 이론단수 사이의 관계를 그래프로 나타내었다. 환류비가 많은 쪽에서 운전할 경우에는 이론단수는 줄어들게 되어 초기 장치 투자비용은 줄어들지만 운전비용이 늘어나게 되고 반대로 환류비가 적은 쪽에서 운전할 경우에는 운전비용은 줄일 수 있지만 이론단수가 증가하게 되어 초기 장치투자비용이 늘어날 것이다. 따라서 총 투자비용인 장치투자비용과 운전비용의 합을 최소화시키기 위해서는 환류비가 이론단수 사이의 기울기



**Figure 4. Optimization of feed stage location which minimizes the reboiler heat duty.**

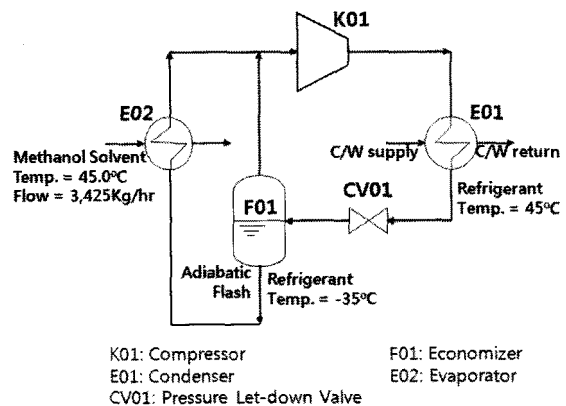


**Figure 5. Relation between reflux ratio and theoretical number of tray.(2).**

가 가장 급격하게 기울어지는 이론단수 34단에서 조업하는 것이 최적의 설계 조건이 됨을 알 수 있다. 따라서 메탄올-물 분리탑의 이론단수는 응축기와 재비기를 합하여 36단으로 결정하였다.

**3.4. 프로필렌을 냉매로 이용한 냉동 사이클의 전산모사**

98.5 wt%의 메탄올 수용액의 공급온도를 45°C에서 -20°C로 낮추기 위해서는 냉동 사이클의 가동이 필수적이다. 증기 재압축을 이용한 냉동 사이클에 대한 개념도는 Figure 6과 같다. Figure 6에 의하면 프로필렌 냉매는 저압 상태에서 압축기에 의해서 고압으로 압축되어진 후 응축기에 의해서 45°C까지 냉각 및 응축된다. 이때 압축기 후단의 압력은 45°C에서 프로필렌의 기포점 압력과 같게 된다. 응축기 후단의 액화된 냉매는 압력 조절 밸브에 의해서 충분히 낮은 압력까지 떨어지게 된다. 압력 조절 밸브 후단의 압력은 냉매의 온도가 -35°C까지 떨어지는 압력이 된다. 이 압력은 원리상 프로필렌의 -35°C에서의 이슬점 압력과 같아진다. 줄-톱슨 팽창 후에는 기상과 액상이 동시에 얻어지는데 기-액 분리기에서 기상은 압축기 전단으로 보내지고 액상류만을 증발기로 보내서 프로필렌의 잠열을 이용해서 냉동 효과를 얻어내게 된다. Table 7에는 냉동 사이클의 조업조건



**Figure 6. A schematic diagram for refrigeration cycle using propylene as a refrigerant.**

**Table 7. Summary of computer simulation results for refrigeration cycle**

Item	Simulation Results
Evaaporator heat duty	138,800 kcal/hr
Compressor discharge pressure	22.77 bar
Expansion valve outlet pressure	1.85 bar
Refrigerant feeding rate to evaporator	3,658 kg/hr
Total refrigerant circulation rate	5,299 kg/hr
Compressor power consumption	5,896 kW
Condenser heat duty	134,500 kcal/hr

에 대해서 요약해 놓았다.

#### 4. 결 론

본 연구에서는 메탄올 수용액을 용매로 이용하여 연소 배가스 중에 포함되어 있는 이산화탄소와 황화수소를 동시에 포집할 수 있는 공정에 대한 열역학적 해석 및 전산모사에 대한 연구를 수행하였다. 포집공정의 전산모사를 위해서 액상에서 물과 메탄올 사이의 열역학적 비이상성에 대한 해석을 위해서 NRTL 액체활동도계수 모델식과 이성분계 상호작용 매개변수를 사용하였으며, 흡수탑과 탈거탑의 운전압력이 비교적 고압이기 때문에 이상기체 상거동에서 벗어나는 현상을 해석하기 위해서 SRK 상태방정식 모델식과 각각의 이성분계 상호작용 매개변수를 이용하였다. Noncondensable supercritical gas들의 메탄올 수용액에 대한 용해도의 추산을 위해서 온도와 압력의 함수인 Henry 상수를 이용하였다.

흡수탑의 전산모사를 위해서 연소 배가스 중의 이산화탄소의 흡수율이 95% 이상이고 처리 가스 중의 황화수소의 함량이 1.0 ppm 이하를 동시에 만족할 수 있는 원료 가스에 대한 용매의 순환유량의 물 비는 16.61이 됨을 결정하였다. 탈거탑에서는 이산화탄소와 황화수소를 용매로부터 분리하는데 필요한 에너지를 최소화시키기 위해서 탈거탑으로 주입되는 원료 주입단의 위치를 최적화시켜서 재비의 heat duty를  $1.0890 \times 10^6$  kcal/hr가 됨을 결정하였다. 메탄올 용매의 회수를 위해서 물-메탄올 분리탑의 분리에 필요한 최소이론단수와 최소환류비를 결정하였으

며 case study 작업을 통해서 총 투자비용을 최소화시킬 수 있는 최적의 이론단수가 36단이 됨을 알 수 있었다. 한편, 용매의 주입 온도를 45°C에서 -20°C로 낮추기 위한 냉동 사이클의 heat duty가 138,800 kcal/hr가 됨을 알 수 있었으며 프로필렌 냉매의 총 순환유량은 5,299 kg/hr가 되고 압축기의 소요동력은 효율 70%를 가정할 때, 5,896 kW가 됨을 알 수 있었다.

#### 감 사

본 연구는 공주대학교 신입교수 정착연구비에 의하여 연구되었으며, 본 연구를 위해 기반기금을 제공한 공주대학교에 감사 표합니다.

#### 참고문헌

1. Ko, M., Park, C. I., and Kim, H., "Modeling and Simulation of Gas Sweetening Process Using Amines," *J. Korean Inst. Gas*, 7(3), 7-12 (2003).
2. Cho, W., Na, Y., Shin, D., Rhim, K., and Cho, J., "Simulation of Separation and Purification Process of 50kg/day Pilot Plant for DME Production," *J. Korean Inst. Gas*, 10(2), 22-26 (2006).
3. Soave, G., "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State," *Chem. Eng. Sci.*, 27(6), 1197-1203 (1972).
4. Twu, C. H., Bluck, D., Cunningham, J. R., and Coon, J. E., "A Cubic Equation of State with a New Alpha Function and New Mixing Rule," *Fluid Phase Equil.*, 69, 33-50 (1991).
5. Renon, H., and Prausnitz, J. M., "Local Composition in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures," *AIChE J.*, 14, 135-144 (1968).
6. Invensys, PRO/II with PROVISION Input Manual, Invensys, (2003).
7. Cho, J., "A Study on the Simulation of LPG Refrigeration Cycle Using Pure Propane Refrigerant," *J. Korean Inst. Gas*, 10(1), 38-42 (2006).