# 이산화탄소 제거공정에서 물리 흡수제를 사용한 공정과 멤브레인을 사용한 공정 사이의 비교 연구

강진진<sup>1</sup>, 노재현<sup>1</sup>, 안준수<sup>2</sup>, 조정호<sup>1\*</sup> <sup>1</sup>공주대학교 화학공학부, <sup>2</sup>대진대학교 환경공학과

# A comparative study on the carbon dioxide removal capability between the processes using physical solvent and membrane process

# Jinjin Kang<sup>1</sup>, Jaehyun Noh<sup>1</sup>, June Shu Ahn<sup>2</sup> and Jungho Cho<sup>1\*</sup> <sup>1</sup>Department of Chemical Engineering, Kongju National University

<sup>2</sup>Department of Environmental Engineering, Daejin University

**요 약** Dimethyl Ether(DME) 제조공정에서 DME의 생산성을 높이기 위해서 이산화탄소를 반드시 제거해야 한다. 본 연구에서는 물리적 흡수제를 사용해서 이산화탄소를 제거할 수 있는 용매 흡수법과 막 분리법을 이용하여 이산화 탄소를 제거하는 공정에 대해서 전산모사를 수행한 후, 공정 사이의 에너지 소모량을 비교하였다. 물리적 흡수제로는 메탄올을 사용한 Rectisol 공정, dimethyl ethers of polyethylene glycol를 사용한 Selexol 공정 및 N-methyl pyrrolidone 를 사용한 Purisol 공정을 적용하였다. 전산모사를 수행하여 각 공정에서 소모된 에너지를 비교해 본 결과 Purisol 공 정에서의 소요 동력이 Membrane 공정에 비해 97.55%, Rectisol 공정에 비해 91.71%, Selexol 공정에 비해 58.25% 감 소하는 것을 알 수 있었다. 그러므로 DME 제조공정에 가장 적합한 이산화탄소 제거공정은 Purisol 공정이라 판단된다.

**Abstract** Carbon dioxide should be removed to increase the productivity of dimethyl ether(DME) from the DME manufacturing process. In this study, carbon dioxide can be removed using a physical absorbent through a solvent absorption method and membrane separation method. After performing the simulation for the carbon dioxide removal process, the energy consumption of the processes was compared. Methanol was used as a physical absorbent for the rectisol process, dimethyl ethers of polyethylene glycol for the Selexol process and N-methyl pyrrolidone for the Purisol process. By performing the simulation for each process, the energy consumption was compared. The Purisol process had the lowest energy consumption, followed in order by the Selexol process, Rectisol process and Membrane process. Therefore, the Purisol process was the most suitable method for the carbon dioxide process in the DME manufacturing process.

Key Words : Absorption method, Carbon dioxide removal process, DME manufacturing process, Energy consumptions, Membrane separation method

# 1. 서론

석유자원의 고갈됨에 따라 신재생 에너지 개발에 대한 연구가 활발히 진행됨과 동시에, 화석연료의 급격한 사용 으로 지구온난화와 이로 인한 기후변화 발생으로 이에 대한 대비책이 대두되고 있다. 이에 온실가스의 대부분을 차지하고 있는 이산화탄소를 이용하여 DME로 전환하는 기술이 각광받고 있다[1].

DME는 아래와 같은 반응 메커니즘을 통해 얻을 수 있다. 식 (1)과 식 (2)와 같이 메탄이 주성분인 천연가스

본 논문은 LNG플랜트 사업단 연구과제로 수행되었음. \*Corresponding Author: Jungho Cho(Kongju Univ.) Tel: 041-521-9366 email: jhcho@kongju.ac.kr Received October 30, 2013 Revised (1st November 28, 2013, 2nd December 4, 2013) Accepted December 5, 2013

의 개질반응에 의해서 합성가스가 얻어진 다음에 식 (3) 에서 합성가스로부터 메탄올을 합성해 내고 식 (4)에서 메탄올 탈수반응에 의해서 DME를 합성해 낸다. 그리고 합성가스 중 일산화탄소는 식 (5)와 같이 수성가스 전환 반응에 의해서 이산화탄소로 변환된다.

$$2CH_4 + O_2 + CO_2 \rightarrow 3H_2 + 3CO + H_2O \tag{1}$$

$$2CH_4 + \frac{1}{2}O_2 + H_2O \rightarrow 5H_2 + 2CO \tag{2}$$

$$CO+2H_2 \rightarrow CH_3OH$$
 (3)

$$2CH_3OH \rightarrow CH_3OCH_3 + H_2O \tag{4}$$

$$H_2O + CO \rightarrow H_2 + CO_2 \tag{5}$$

한편 위의 반응을 합쳐서 하나로 표현하면 다음의 식 (6)과 같아진다[2].

$$3H_2 + 3CO \rightarrow CH_3OCH_3 + CO_2$$
 (6)

DME 제조공정은 아래의 Fig. 1에 개략적으로 나타내 었다. Fig. 1에 의하면 총 4단계에 걸쳐 DME를 얻을 수 있다. 천연가스로부터 개질반응을 통해 합성가스를 제조 하고 합성가스로부터 메탄올 생성 및 탈수반응을 통해 DME를 제조한 다음, 정제 및 분리공정을 통해 DME를 얻게 된다.



[Fig. 1] Block diagram of DME FPSO process.

이때 개질반응기 후단의 가스에는 합성가스 외에 이산 화탄소도 포함되어있다. DME 반응기로 유입되는 가스에 이산화탄소의 함량이 높으면 DME의 생산성이 낮아지기 때문에 DME 생산성을 높이기 위해서는 개질반응기 후 단의 가스 중 이산화탄소를 제거하는 것이 매우 중요하 다. 또한 생성된 DME는 냉각법을 이용하여 미 반응한 합성가스를 분리하게 되는데, 이산화탄소는 고압, 저온 조건하에 freezing 현상이 일어나므로 정제 공정 이전에 반드시 제거되어야 한다. 뿐만 아니라 제거된 이산화탄소 는 다시 회수하여 개질반응기로 다시 유입되어 원료로 사용하기 때문에 별도의 원료를 공급하지 않고 이산화탄 소 회수만으로 합성반응의 반응물로 공급되기 때문에 매 우 경제적이라 할 수 있다. 따라서 이산화탄소를 제거하 는 공정은 DME 제조공정에서 반드시 필요한 공정이다.

이산화탄소 제거 공정에는 흡수법, 흡착법, 분리막법, 심냉법 등이 적용되고 있다[3]. 가장 상용화된 이산화탄 소 제거공정은 화학적 흡수제를 이용한 아민공정이 있다. 그러나 아민류는 이산화탄소를 잘 흡수한다는 장점이 있 지만, 반응성이 매우 커 촉매독을 유발시킨다는 문제점이 있다. 특히 DME 제조공정에서는 촉매 반응기를 사용하 기 때문에 아민 수용액을 이용한 이산화탄소 제거공정을 적용하는 것은 적합하지 않다. 따라서 DME 제조공정에 서는 물리흡수제를 사용하여 이산화탄소를 제거하는 공 정과 분리막을 이용한 멤브레인 공정을 적용하였다.

본 연구에서는 물리적 방법으로 이산화탄소를 제거할 수 있는 흡수법과 막 분리법을 이용하여 이산화탄소를 제거하는 공정에 대해 전산모사를 수행하여 공정 사이의 소요 에너지를 비교하였다. 공정 사이의 에너지 소모 비 교를 통해 궁극적으로 DME 제조공정에 적합한 최적의 이산화탄소 제거공정을 결정하고자 하였다.

#### 2. 본론

#### 2.1 전산모사 조건

본 연구에서는 DME 제조공정에서 개질 반응기 후단 의 가스 조성으로 공정을 수행하였으며 원료의 성분 및 조건은 다음과 같다.

Table 1	Feedstock	information

Component	mole%
CH <sub>4</sub>	0.37
CO <sub>2</sub>	21.18
H <sub>2</sub> O	0.09
СО	37.35
H <sub>2</sub>	40.77
N <sub>2</sub>	0.24
Temperature (°C)	19.00
Pressure (kPag)	2,710.00
Flow rate (kmol/hr)	28,596.37

한편 DME 반응기로 유입되는 이산화탄소의 몰 함량 은 2.9 mole% 미만이 되어야 한다. 따라서 본 연구에서 는 이산화탄소의 함량이 2.8 mole%가 되도록 전산모사 를 수행하였다.

### 2.2 분리막을 이용한 이산화탄소 제거공정

#### 2.2.1 열역학 모델식

본 연구에서는 상용성 전산모사기인 Invensys 사의 PRO/II with PROVISION 9.1을 사용하였다. 또한 분리막 의 분리 특성을 정확히 해석하기 위해 PRO/II에 내장되 어 있는 멤브레인 모듈을 사용하였다.

멤브레인 공정은 Soave-Redlich-Kwong(SRK) 상태방 정식을 적용하여 전산모사를 수행하였다.

SRK 상태방정식은 이산화탄소 및 합성가스에 대한 물성치를 제공하며, 탄화수소 계열의 상평형 추산에 가장 많이 쓰이는 열역학 모델식이다. 또한 기상의 이상기체 혼합물의 거동을 벗어나는 비이상성을 해석하기 위해 적 용된다. SRK 상태방정식 표현식은 아래의 식 (7)에서 식 (11) 사이에 나타내었다[4].

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a_c \alpha}{v(v+b)} \tag{7}$$

$$a = \sum_{i} \sum_{j} x_i x_j a_{ij} \tag{8}$$

$$b = \sum_{i} x_i b_i \tag{9}$$

$$a_i = 0.42747 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}$$
(10)

$$b_i = 0.08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$
(11)

#### 2.2.2 공정 개요

멤브레인 공정은 상의 변화 없이 분리가 가능하여 에 너지 소모가 적은 공정으로 기존 이산화탄소 포집 공정 에 비하여 장치 크기가 작고 운전 및 유지 관리가 용이하 다는 특징을 가지고 있다.

Fig. 2와 같이 멤브레인 공정은 선택적으로 대상 기체 를 투과시켜 분리하는 분리막을 이용한 공정으로 막에 대한 기체의 투과 속도 차이에 의해 원하는 물질을 분리 시키는 공정이다.



[Fig. 2] Principle of membrane process.

기체의 투과 속도는 면적과 분압에 비례하는 값으로 다음과 같이 다음의 식 (12)와 같이 나타낼 수 있다. 동일 한 분리막을 이용한 멤브레인 공정에서 면적과 분압은 동일하기 때문에 기체의 투과속도는 투과상수에 의해서 결정된다. 따라서 대상기체의 투과상수에 의해 분리되는 물질이 결정되며, 투과속도가 빠른 물질이 분리막을 투과 하여 분리되어진다[5-6].

$$R_{i} = K_{i} \times Area \times (P_{i,res} - P_{i,surf})$$

$$(12)$$

본 연구에서는 개질반응기 후단의 가스를 대상으로 멤 브레인 공정을 모델링 하였다. 이산화탄소를 제거하기 위 해 사용하는 분리막은 폴리에테르이미드-폴리디메틸 실 옥산(polyetherimide-polydimethyl siloxane, PEI-PDMS) 복합막을 대상으로 하였다. Table 2은 ㈜에어레인에서 성 능실험을 통해 얻은 가스의 투과상수 결과이다. 이산화탄 소는 일산화탄소와 수소에 비해 투과상수가 크므로 투과 속도가 빠른 것을 알 수 있다. 따라서 이산화탄소가 분리 막을 통과하여 분리되는 물질로 이를 이용하여 이산화탄 소를 제거할 수 있다.

[Table 2] Gas permeance properties of membrane

	Permeation constant (GPU)					
PN <sub>2</sub>	$2.820 \times 10^{-6} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{mmHg}$					
PCH <sub>4</sub>	9.470 $\times$ 10 <sup>-6</sup> cm <sup>3</sup> /cm <sup>2</sup> · sec · mmHg					
PCO <sub>2</sub>	$25.76 \times 10^{-6} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{mmHg}$					
PH <sub>2</sub>	$7.570 \times 10^{-6} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{mmHg}$					
РСО	$4.160 \times 10^{-6} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{mmHg}$					
PH <sub>2</sub> O	$30.06 \times 10^{-6} \text{ cm}^3/\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{mmHg}$					

#### 2.2.3 전산모사 수행

멤브레인 공정의 전산모사는 PRO/II에 내장되어 있는 멤브레인 모듈을 사용하였으며 멤브레인 공정에 대한 공 정모식도를 Fig. 3에 나타내었다.



[Fig. 3] Membrane process using PRO/ I simulation.

멤브레인의 면적은 Residue stream 이산화탄소의 순도 가 2.8 mole% 되도록 controller를 사용하여 결정하였으 며, permeate의 압력은 대기압까지 낮추어서 멤브레인 공 정에 대한 전산모사를 수행하였다. 멤브레인 공정에 대한 전산모사를 수행한 결과, 환류 되는 스트립의 이산화탄소는 함량은 2.8 mole% 이하가 되지만 residue stream으로 회수되는 일산화탄소의 경우 는 32.78%이고, 수소의 경우는 16.91%로 매우 낮음을 알 수 있다. 이는 분리막이 이산화탄소만을 투과시키는 것이 아니라 투과 속도에 따라 일부 합성가스 성분(일산화탄 소, 수소)들도 함께 투과되기 때문이다. 따라서 본 연구에 서는 물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거 공정과 유사하게 이산화탄소를 2.8 mole% 함량까지 제거하면서 합성가스의 회수율이 98.0% 이상이 되도록 하는 다단 멤 브레인 공정을 구성하고 모델링하였다.



[Fig. 4] Recovery efficiency of syngas about stage of membrane.

Fig. 4는 다단공정에 따른 합성가스의 회수율을 비교 하여 나타내었다. 합성가스가 98.0%이상 회수되도록 하 기 위해서는 6 단으로 공정을 수행하는 것이 가장 적절하 다는 것을 알 수 있었다.

그러나 6 단의 멤브레인 공정을 사용하게 됨으로써 가 스를 재 압축하기 위한 압축기 소요 동력이 추가적으로 발생되게 된다. Fig. 5와 Fig. 6에는 각각 6 단의 멤브레인 공정에서 단일 압축방식을 사용하여 압축한 공정과 3 단 압축방식을 사용하여 압축한 공정의 공정도를 나타내었 다. 그리고 Table 3에는 이러한 두 압축방식의 압축기의 소요 동력을 비교하여 나타내었다. Table 3을 보면 압축 기를 하나만 사용하는 단일압축공정보다 압축비를 고려 하여 3 단으로 압축하는 경우가 압축기 소요 동력이 약 30% 정도 감소하는 것을 확인할 수 있었다. 따라서 본 연 구에서는 이러한 압축기 소요 동력을 최소화하기 위해서 3 단 압축방식을 적용하였다.



[Fig. 5] Membrane process consisted 6 stages using single-stage compression process.



[Fig. 6] Membrane process consisted 6 stages using three-stage compression process.

[Table 3] Comparison of actual work about stage of compression

	Single-stage	Three-stage
C1	156,824	38,207
C2	1,212,155	40,527
C3	-	39,071
C4	-	223,887
C5	-	302,296
C6	-	301,325
Total work (kW)	1,368,978	945,313

# 2.3 물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거 공정

#### 2.3.1 열역학 모델식

본 연구에서는 물리적 흡수제인 메탄올, dimethyl ethers of polyethylene glycol (DEPG), N-Methyl pyrrolidone (NMP) 성분에 대해 물성치와 이산화탄소와 의 이성분계에 대한 상호작용 매개변수가 내장되어 있는 Bryan Research & Engineering Inc. 의 PROMAX ver. 3.2 상용성 전산모사기를 사용하였다.

물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거공정에 대한 열역학 모델식으로는 SRK Polar Package를 적용하여 전 산모사를 수행하였다. SRK Polar Package는 이산화탄소 및 합성가스에 대한 물성치를 제공하며, 탄화수소 계열의 상평형 추산에 가장 많이 쓰이는 열역학 모델식이다. 또 한 물리적 흡수제의 극성에 따른 친화도에 의해 흡수되 는 특성을 잘 나타낸다. SRK Polar Package 표현식은 아 래의 식 (13)에서 식 (17) 사이에 나타내었다.

$$Z = \frac{PV}{RT} = \frac{V}{V-b} - \frac{\Omega_a}{\Omega_b} \left(\frac{b}{V+b}\right) F$$
(13)

$$F = \frac{1}{T_r} \left[ 1 + (0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2)(1 - T_r^{0.5}) \right]^2$$
(14)

$$b = \frac{\Omega_b R T_c}{P_c} \tag{15}$$

 $\Omega_a = 0.42748023 \tag{16}$ 

$$\Omega_t = 0.086640350 \tag{17}$$

#### 2.3.2 공정 개요

물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거공정은 이산 화탄소와 흡수제 사이에 물리적 결합에 의한 것으로 이 산화탄소와 흡수제 사이의 결합력이 낮다. 따라서 화학적 흡수제에 비해 용매 재생에너지가 적게 소요된다. 또한 용매에 흡수된 이산화탄소를 탈거시키기 위해 탈거탑 (stripper)을 이용하는 대신 연속적인 감압 플래시 드럼 (flash stage)을 이용하는 경우도 있다.

물리적 흡수제를 이용한 대표적인 흡수 공정으로는 Methanol을 사용하는 Rectisol 공정, DEPG를 사용하는 Selexol 공정, NMP를 사용하는 Purisol 공정이 있다[7].

Rectisol 공정은 Linde와 Lurgi에 의해 공동으로 개발 된 공정으로 흡수탑, 탈거탑, 재생탑으로 이루어져 있다. 메탄올의 경우 물에 비해 증기압이 높기 때문에 운전 중 에 손실되는 양이 물보다 많으며 원료 중에 수분이 포함 되어 있는 경우에는 순환되는 용매 중에 물의 함량이 증 가하여 메탄올의 순도가 점점 낮아진다. 그러므로 흡수탑 과 탈거탑 뿐만 아니라 메탄올 수용액을 흡수탑의 용매 로 재사용이 가능한 순도로 정제하는 재생탑이 추가적으 로 필요하기 때문에 3개의 증류탑으로 구성되어진다.

Selexol 공정은 Allied Signal에 의해 1950년도에 개발 된 수용성 물리적 흡수제인 Selexol을 이용한 공정으로 흡수탑과 3기의 flash drum으로 공정이 구성되어 있다.

Purisol 공정은 Lurgi AG에 의해 개발된 공정으로 Selexol 공정과 마찬가지로 흡수탑과 3기의 flash drum으 로 공정이 구성되어 있다.

#### 2.3.3 전산모사 수행

Rectisol 공정에 대한 공정모식도를 Fig. 7에 나타내었다.



[Fig. 7] Rectisol process using PROMAX

Selexol 공정과 Purisol 공정에 대한 공정모식도를 Fig. 8에는 나타내었다.



[Fig. 8] Selexol/Purisol process using PROMAX.

물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거공정에서 흡 수탑 상부 stream의 이산화탄소 조성이 2.8 mole%가 되 도록 흡수제의 유량을 조절하였으며, 이때 요구되는 흡수 제의 유량을 Table 4에 나타내었다.

[Table 4] Solvent flowrate injected into absorber

	Flowrate (ton/hr)
Methanol in Rectisol process	18,716
DEPG in Selexol process	4,897
NMP in Purisol process	4,867

여기서 흡수탑에서 이산화탄소의 흡수율을 높이기 위 해서 흡수제의 온도를 낮춰 유입된다. 이때 프로판을 용 매로 사용한 냉동기를 사용하게 되는데, Fig. 9에 냉동 공 정을 나타내었다.



[Fig. 9] Refrigeration unit using propane.

냉동 공정을 사용하여 흡수제를 4.6℃까지 온도를 낮 춰 주게 된다. 이때의 냉동 공정에서의 압축기의 소요 동 력을 구하면 다음과 같다.

[Table 5] work of Compressor for refrigeration unit

	Actual work (kW)			
Rectisol process	274,746			
Selexol process	47,052			
Purisol process	14,903			

물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거공정에서의 펌프 및 냉동 공정에서의 압축기의 소요 동력을 모두 합 하면 다음과 같다.

[Table 6]	] Total	work	of	processes	using	physical	solvent
-----------	---------	------	----	-----------	-------	----------	---------

	Compressor	Pump	Total work	
	(kW)	(kW)	(kW)	
Rectisol process	274,746	4,220	278,966	
Selexol process	47,052	8,356	55,408	
Purisol process	14,903	8,230	23,133	

# 3. 결론

개질반응기 후단 가스의 이산화탄소를 제거하기 위해 물리적 방법으로 이산화탄소를 제거할 수 있는 흡수법과 막 분리법을 이용하여 이산화탄소 제거공정에 대해 전산 모사를 수행하였다.

멤브레인을 다단으로 구성함에 따라 일산화탄소와 수 소의 회수율이 증가하는 것을 확인할 수 있었으며 원하 는 합성가스의 회수율을 얻기 위해서는 6 단으로 공정을 수행해야 하는 것을 알 수 있었다. 또한 다단으로 공정을 수행할 때 발생되는 환류가스를 재 압축하기 위한 압축 공정에서 단일압축보단 압축비를 고려한 다단 압축으로 수행하는 것이 소요 동력이 30% 감소하는 것을 알 수 있 었다.

한편 물리적 흡수제를 이용한 이산화탄소 제거공정 중 에서 다른 공정에 비해 Purisol 공정이 냉동 공정에서의 압축기의 소요 동력이 가장 적게 요구되며, 공정 내의 pump의 소요 동력을 합한 총 소요 동력이 가장 낮음을 확인할 수 있었다.

막분리법과 흡수법을 이용한 이산화탄소 제거공정의 소요 동력을 비교해 본 결과 Membrane > Rectisol > Selexol > Purisol 순 임을 알 수 있었다. 그러므로 DME 제조공정에 가장 적합한 이산화탄소 제거공정을 Purisol 공정이라 판단된다.

그러나 본 논문에서는 소요 동력의 측면에서 연구를 수행하여 실제 공정을 도입하기에는 무리가 있을 것을 생각된다. 따라서 향후 공정 내의 운전 및 설치비용 측면 에 대해 복합적인 연구를 수행해야 될 것으로 사료된다.

#### References

- Wonjun Cho and Seung-Soo Kim, "Current Status and Technical Development for Di-Methyl Ether as a New and Renewable Energy", J. Korean Ind. Eng. Chem., 20(4), 355-362, 2009.
- [2] Yong Gi Mo, Wonjun Cho, Young Soon Baek, "Development of Direct DME Synthesis Process", KIGAS, 14(3), 41-45, 2010.
- [3] Chang-Keun Yi, "Advances of Carbon Capture Technology", KIC News, 12(1), 30-42, 2009.
- [4] Soave, G. "Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state", Chem. Eng. Sci., 27, 1197-1203, 1972.

DOI: http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(72)80096-4

- [5] Bong Kuk Seo, Jeong Hoon Kim, Hyo Seong Ahn, Bong Jun Chang, Kew Ho Lee, "The State of the Art of Membrane Technology for Separation of Carbon Dioxide from Flue Gas", KIC News, 14(3), 1-13, 2011.
- [6] Tae heon Kim, Jung chae Jeong, Jong man park, and Chang hwa Woo, "A Numerical Analysis of Direct Contact Membrane Distillation for Hollow Fiber Membrane", Membrane Journal, 20(4), 267-277, 2010.
- [7] VIVIAN L. NASSAR, JERRY A. BULLIN, LILI G. LYDDON, Bryan Research & Engineering, Inc., "Solubility of Hydrocarbons in Physical Solvents", 2006.

# 강 진 진(Jinjin Kang)

[준회원]



2007년 3월 ~ 2012년 2월 : 공 주대학교 화학공학부 (공학사)
2012년 3월 ~ 현재 : 공주대학 교 화학공학과 (석사과정)

<관심분야> 이산화탄소 포집, 공정설계

# 노재 현(Jaehyun Rho)

### [정회원]



- 1997년 3월 ~ 2005년 2월 : 호 서대학교 공과대학 화학공학과 (공학사)
- 2005년 3월 ~ 2007년 2월 : 호 서대학교 공과대 (공학석사)
- 2007년 3월 ~ 현재 : 호서대학 교 공과대 (박사과정)

<관심분야> 열역학, 공정 Simulation

# 조 정 호(Jungho Cho)

### [정회원]



- 1988년 2월 : 한양대학교 공과대
   학 화학공학과 (공학사)
- 1991년 8월 : 한국과학기술원 화 학공학과 (공학석사)
- 1998년 2월 : 서울대학교 공과대 학 화학공학과 (공학박사)
- 1991년 1월 ~ 1997년 2월 : 대 림산업(주) 공정부 과장
- 1997년 3월 ~ 2000년 2월 : 경인여자대학 산업환경공 학부 전임강사
- 2000년 3월 ~ 2008년 2월 : 동양대학교 공과대학 생 명화학공학과 전임강사/조교수
- 2008년 3월 ~ 현재 : 공주대학교 화학공학부 부교수, 정교수

<관심분야> 열역학, 공정 Simulation

# 안 준 수(June Shu Ahn)



1982년 2월 : 한양대학교 공과대
 학 화학공학과 (공학사)

[정회원]

- 1986년 8월 : 연세대학교 본대학 원 화학공학과 (공학석사)
- 1994년 8월 : 연세대학교 화학공 학과 (공학박사)
- 1993년 3월 ~ 현재 : 대진대학 교 공과대학 환경공학과 교수
- 1998년 3월 ~ 2001년 2월 : 대진대학교 환경연구소 소장
- 2002년 2월 ~ 2004년 12월 : 대진대학교 산학협력원 원장
- 2005년 1월 ~ 2008년 4월 : 경기대진테크노파크 원장

<관심분야> 정수 및 하폐수 처리