

건식 흡수제를 이용한 발전소배기스의 CO₂ 회수공정 경제성분석

신병철[†] · 곽 현 · 이광민

(주)그린컨테크 기술연구소
448-160 경기도 용인시 수지구 죽전동 1328-1
(2012년 1월 16일 접수, 2012년 3월 16일 채택)

Economic Evaluations of CO₂ Capture Process from Power Plant Flue Gas Using Dry Sorbents

Byung Chul Shin[†], Hyun Kwak and Kwang Min Lee

GreenConTech Co., Ltd., R&D Center, 1328-1 Jukjeon-dong, Suji-gu, Yongin-si, Gyeonggi 448-160, Korea
(Received 16 January 2012; accepted 16 March 2012)

요 약

본 연구는 한국에너지기술연구원(KIER)에서 개발한 건식 CO₂ 흡수공정에 대한 경제적 타당성을 분석하고, 경쟁 기술과 비교함으로써 기술의 경제적 유효성을 판단하기 위한 것이다. 500 MW 급 석탄화력 발전소를 대상으로 건식 흡수제를 사용한 CO₂ 흡수공정의 초기투자비와 연간운전비를 산정하여 LCOE(Levelized Cost of Energy)와 CO₂ 포집 비용을 산출한 결과 각각 32.46\$/MWh와 28.15\$/톤CO₂로 분석되었다. 경제성분석을 위한 기본조건들을 가정하여 CO₂ 판매가격, 전력비, 흡수제 가격 및 투자비를 대상으로 순현재가치(NPV), 내부수익율(IRR) 및 민감도분석을 수행하였다. CO₂를 회수하여 판매할 경우, CO₂ 배출권가격이 CO₂ 톤 당 50\$로 가정하였을 때, 한국에너지기술연구원에서 개발한 건식 CO₂ 흡수공정의 IRR은 15%, NPV는 6,631,000\$였으며, 투자회수기간(PBP)은 5.93년으로 추산되어 경제성 측면에서 유효하였다.

Abstract – We studied the economic evaluations on Korea Institute of Energy Research (KIER)'s CO₂ capture process using dry sorbents, and compared the results with those of comparable technologies. Capital and operating costs of the CO₂ capture system for 500 MW coal fired power plant were estimated to determine the economic feasibility. LCOE (Levelized Cost of Energy) and CO₂ capture cost appeared 32.46\$/MWh and 28.15\$/tonCO₂, respectively. The internal rate of return (IRR), the net present values (NPV), and the payback period (PBP), were calculated by assuming several variables. As the result of calculation, IRR of KIER's CO₂ capture system was 15%, NPV was calculated 6,631,000\$, and PBP was 5.93 years at \$50/tCO₂ of CER price. Consequently, this process can compete with other comparative processes using dry sorbents.

Key words: CO₂ Capture, Dry Sorbent, Capital Cost, Operating Cost, Economic Evaluations

1. 서 론

고정배출원에서 배출되는 대량의 이산화탄소를 회수하여 지중에 격리하거나 또는 유용한 화학물질로 전환하여 재사용함으로써 주요 온실가스인 이산화탄소를 안전하게 처리하는 공정의 연구개발이 전 세계적으로 활발히 진행되고 있다. 특히 배기가스로부터 이산화탄소를 회수하는 공정은 시설 규모가 크고 소요되는 비용도 크기 때문에 이산화탄소 포집 및 저장(CCS; Carbon Capture and Sequestration) 적용의 타당성 여부를 판정하는데 있어서 가장 중요한 부분이 되고 있다.

본 논문은 한국에너지기술연구원(KIER; Korea Institute of Energy Research)에서 개발한 이산화탄소 회수 공정에 대한 경제적 타당성을 분석하고 경쟁기술과 비교함으로써 기술의 경제적 유효성을 판단하기 위한 것이다. 분석 대상 기술은 재생용 건식 흡수제를 이용하여 석탄 화력발전소를 대상으로 개발한 공정이며, 경제적이고, 운전이 용이한 CO₂ 흡수공정이다. 대상기술인 KIER의 건식 흡수공정을 가장 일반적인 수준의 석탄화력 발전소에서 배출되는 배기가스 중의 이산화탄소를 회수할 수 있도록 적합하게 공정을 재구성하여 이산화탄소 회수 플랜트 건설비용과 운전비용을 산출하여 경제성 분석을 수행하였다.

본 연구에서는 500 MW 급 석탄화력 발전소를 대상으로 건식 흡수제를 사용한 공정의 초기투자비와 연간운전비 및 CO₂ 판매수익 등을 주요 변수로 하는 전통적인 경제성 분석모형을 수립하였으며,

[†]To whom correspondence should be addressed.
E-mail: sbc@greentech.co.kr

[‡]이 논문은 서울과학기술대학교 손재익 교수의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

CO₂ 판매단가, 전력비, 흡수제 가격 및 투자비를 대상으로 NPV (Net Present Values), IRR (Internal Rate of Return) 및 민감도분석을 수행하였다.

2. CO₂ 회수공정의 종류 및 비용 산정

2-1. CO₂ 회수 공정

CCS 기술은 대규모 고정 CO₂ 배출원에서 발생된 CO₂를 대기로 방출하기 전에 포집하여 저장소로 수송한 후 안전하게 저장하는 기술로써 지구 온난화를 직접적으로 방지하는 기술이다. CCS 기술은 CO₂의 포집(회수), 수송, 저장(격리)이라는 3개의 기능으로 구성된다. CO₂의 대량배출원은 주로 발전소, 철강, 시멘트, 석유화학 산업 등이며, 이런 대량 배출원으로 부터 CO₂ 만을 선택적으로 분리하여 수송 및 저장하는 기술이다.

CCS 기술 중 CO₂ 포집(회수)기술로는 습식공정과 건식공정이 대표적인 기술이며, 습식 아민 CO₂ 포집기술은 CO₂를 흡수할 수 있는 아민화합물과 CO₂를 포함하고 있는 배가스를 접촉시켜 CO₂를 선택적으로 분리하는 기술이다. 반면에 건식공정은 습식공정에 사용되는 아민류의 액체용매를 대체하여 알칼리 금속물질인 나트륨이나 칼륨이 CO₂와 반응하여 중탄산염을 형성하는 반응을 이용한 공정이다. 건식 흡수제를 이용한 CO₂ 회수 기술은 연소시스템의 배가스로부터 흡수반응기에서 CO₂와 선택적으로 잘 반응하는 흡수제를 이용하여 CO₂를 흡수하고 이 흡수제를 재생반응기로 보내 높은 온도 및 낮은 압력의 운전조건에서 고농도의 CO₂를 회수하고 흡수제는 재생하여 계속 사용하는 개념이다. 전체 시스템은 흡수반응기와 재생반응기 사이의 고체 순환공정으로 구성된다.

2-2. 건식공정

화석연료는 탄소와 수소로 구성되어 있으므로 이를 사용하는 발전소, 보일러, 소각로 등의 에너지 시스템은 에너지를 생산하는 동시에 배출되는 가스의 일부가 CO₂와 물로 전환되어 배출된다. CO₂ 회수기술은 이러한 배가스 중의 CO₂를 회수하여 저장과 이용이 용이하도록 순수한 CO₂를 만드는 기술이다. 석탄화력 발전소 배가스로부터 CO₂ 회수 공정의 흐름도를 Fig. 1에 나타내었다.

화력발전소 배가스는 제진, 탈질 및 탈황 공정에서 일반 대기오염물질을 제거하여 정제된 가스로 전처리한 후 CO₂ 흡수반응에 적합한 반응조건으로 냉각·가압된다. CO₂ 흡수공정에서 CO₂가 제거된 배기가스는 비산된 흡수제 입자 등 미세입자가 제거된 후 대기로 배출된다. CO₂와 반응한 흡수제는 재생공정에서 CO₂와 분리되어 CO₂ 흡수에 적합한 조건으로 냉각되어 다시 CO₂ 흡수공정으로 순환

되며, 분리된 CO₂는 수분 등이 제거된 후 고농도 CO₂로 회수된다.

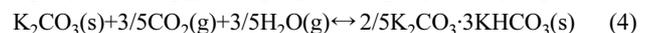
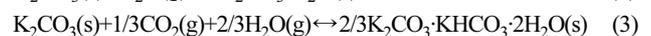
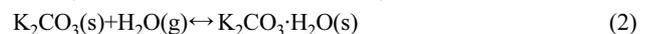
본 공정은 지구광물로 쉽게 구할 수 있는 알칼리 금속물질인 나트륨이나 칼륨 성분의 흡수제와 CO₂를 반응시켜 중탄산염을 형성하는 반응(반응 온도범위 313~343 K)을 이용한 것으로, 저가의 흡수제, 높은 흡수 성능, 운전의 용이성을 기대할 수 있다[1-4].

건식 흡수제를 사용하는 고체 흡수법은 흡수제가 고체상이기 때문에 기체와 고체간 상분리가 쉽게 일어날 수 있어 조작이 간편하다. 또한, 기체의 흡수과정에서 일어나는 고체와 기체의 CO₂ 흡수 반응, 반응 후 생성된 고체에서 CO₂ 회수를 위한 탈착 반응온도를 쉽게 조절함으로써 CO₂의 분리과 회수 및 흡수제의 재생이 용이하다는 장점이 있다. 또한, 습식공정과 비교하였을 때 작은 압력차의 손실에서도 기체와 고체의 접촉이 좋기 때문에 에너지 소비가 적다.

배가스 중의 CO₂는 흡수제에 흡수되어 정제되고 CO₂ 만을 선택적으로 회수한 입자는 사이클론에서 분리되어 재생반응기로 보내진다. 재생반응기에서는 CO₂ 탈착에 필요한 반응열을 공급하여 흡수제 입자 중의 CO₂와 H₂O를 배출하면서 흡수제는 본래의 기능을 회복한다. 재생반응기로부터 배출가스 중 H₂O를 응축하여 제거하면 농축된 CO₂를 얻을 수 있다.

CO₂ 흡수를 위한 건식 흡수제로는 Ba, Ca, K, Li, Mg, Na과 같은 알칼리 및 알칼리 토금속을 사용할 수 있다. Ba, Ca, Li, Mg 등은 CO₂ 흡수를 위한 반응온도가 300 °C 이상의 고온에서 반응성을 가지는 반면, K과 Na은 40~80 °C의 낮은 온도에서도 뛰어난 반응성을 나타내므로 부가적인 열원의 공급이 필요없다는 장점이 있고, 생성물인 중탄산염(NaHCO₃, KHCO₃)으로의 전환 반응에서 수분이 반응물 역할을 하기 때문에 화력발전소에서 발생하는 수분을 함유한 배기가스를 처리할 경우 수분을 그대로 이용할 수 있다는 특징이 있다.

K₂CO₃ 건식흡수제를 이용한 CO₂ 흡수반응은 carbonation 조건에서 CO₂ 흡수에 의한 주 생성물인 KHCO₃와 부반응 물질(K₂CO₃·H₂O, K₂CO₃·KHCO₃·2H₂O와 K₂CO₃·3KHCO₃)이 생성되며, 반응식은 식 (1)~(4)와 같이 나타난다. 모든 반응에서 수분이 관여하므로 흡수반응을 위해 지속적으로 수분을 공급하여야 하나, 화력발전소 등에서 발생하는 배가스에는 5~12%의 수분이 포함되어 배출되므로 이를 처리할 경우 생성물인 중탄산염(KHCO₃)으로의 전환 반응에 배가스 내 수분을 그대로 이용할 수 있는 장점이 있다.



식 (1)~(4)의 반응은 calcination 조건에서 가역적이다. (2) 반응을 제외한 모든 반응들은 CO₂ 제거에 관한 반응들이나, 반응 (3)과 (4)의 경우 K₂CO₃ 1mol 당 제거되는 CO₂가 각각 1/3mol과 3/5mol로서 식 (1)의 반응보다 제거 효율이 낮으므로 식 (1)이 가장 이상적인 반응이다.

식 (5)~(7)은 배가스 내에 존재하는 HCl과 SO₂에 의한 건식흡수제의 부반응을 나타내고 있다. HCl과 SO₂가 관계된 이런 반응들은 calcination 조건 하에서 비가역적이므로 건식흡수제의 재생이 불가능하고 부반응 물질이 다량 존재할 경우 흡수제의 지속적인 감소가 나타나 CO₂ 흡수능의 저하 및 운전가능 시간의 단축을 가져오게 된다.

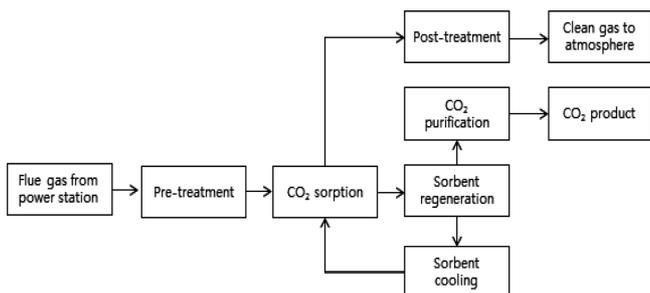


Fig. 1. Block diagram of CO₂ capture process using dry sorbent.



따라서 부반응으로 인한 건식흡수제의 손실을 막기 위해서는 유입 가스로 인입되는 배가스 중의 HCl 및 SO₂의 제거가 상당히 중요하다.

2-3. 비용 산정

설비의 직접 투자비가 산정되면, 이로부터 경제성 분석의 자료로 활용될 수 있다. 최종적으로 얻고자 하는 가격은 균등화 비용(levelized cost)이다.

경제성 분석을 위한 중요한 몇 가지 개념을 살펴보면 다음과 같다.

2-3-1. 초기투자비

초기투자비는 설비별 직접건설비용은 물론 간접건설비용, 엔지니어링 비용, 본사관리 지원비용 및 현장비용 등이 이에 속한다. 직접비용으로 주요 기자재비와 공사자재비, 공사인건비가 포함되며, 간접비용으로 설계 및 구매지원 서비스와 현장공사비로 구성되며, 엔지니어링 및 본사관리 지원비용은 설계 및 구매지원서비스 비용에 포함하였다. 본 검토에서는 유틸리티 공급을 위한 보조설비에 대한 초기투자비용은 제외하였다.

2-3-2. 운전비용

CO₂ 포집에 대한 건식 공정 설비를 운영하고 유지하는데 필요한 비용을 산정하였다. 사용 전력비는 KIER의 500 MW 설계자료를 기준으로 하였으며, 연간 운영 및 유지보수비는 유사한 공정 및 규모의 RTI 보고서[5]를 참조하였다. 발전소의 스팀 사이클에서 스팀의 일부를 CO₂ 회수공정에 사용함으로써 순생산전력이 줄어드는데, 이때 감소하는 전력량을 CO₂ 회수공정의 유틸리티 소비량으로 간주하였다. 따라서 RTI의 건식 회수공정의 설치에 따른 화력발전소의 순생산전력인 381.2 MW를 본 경제성 분석에 동일하게 적용하였다.

RTI 보고서에서 산출된 비용은 2005년 기준의 자료이기 때문에 가격지표로서 Marshall & Swift Equipment Cost Index를 사용하여 2010년 기준으로 재산정하였다. M&S Index 중에서도 발전 및 에너지 산업 부문의 Cost Index를 사용하여, 좀 더 상관관계가 높은 세분화된 가격지표를 적용하였다.

2-3-3. 균등화 비용(Levelized cost)

초기 투자비와 연간 운전비는 CO₂ 회수 비용의 단가를 산정하는데 사용되며, 계산된 단가는 CO₂ 포집설비의 경제 수명기간 동안에 있어서 모든 건설비용 및 가동비용 전체를 회수하는 균등화 발전원가에 대응된다.

CO₂ 회수공정을 화력발전소에 부가적으로 설치하면 발전원가를 높이는 요인이 된다. 따라서 대상화력 발전소에 본 CO₂ 회수공정을 설치하였을 때 추가적으로 증가되는 균등화 발전원가를 산출하였고, 이를 이용하여 CO₂ 포집단가를 산출하였으며, 각각의 비교 대상 공정에 대하여도 균등화된 CO₂ 포집단가를 산정하여 경제성 비교 분석을 수행하였다.

경제성 분석을 하기 위하여 KIER의 건식공정 및 비교 대상 공정에 대하여 Levelized cost of energy (LCOE) 값을 계산하였으며, LCOE 계산 공식은 다음과 같다.

$$LCOE = (ICC \times LCF) \div AEP + O\&M + LRC + MOE \quad (8)$$

여기서, ICC: Initial Capital Cost, \$

LCF: Levelized Capital Charge Factor, %

AEP: Annual Energy Production, kWh/yr

O&M: Levelized Operating & Maintenance Cost, \$/kWh

LRC: Levelized replacement/Overhaul Cost, \$/kWh

MOE: Miscellaneous Operating Cost, \$/kWh

본 연구의 대상인 KIER 건식공정의 경제성 분석을 시행하였고, RTI의 건식공정과 Wyodak Gillette 석탄화력 발전소에 설치된 활성탄을 이용한 CO₂ 회수공정의 플랜트에 대한 경제성 분석을 시행하여 KIER의 건식공정과 비교-분석하였다.

2-4. KIER 건식공정의 비용 산정

2-4-1. 가격산출 기준

검토대상은 500 MW 화력 발전소의 후단에 설치하는 CO₂ 건식 포집장치이며, 순생산전력은 이와 유사한 건식 CO₂ 회수 기술인 RTI 보고서[5]의 건식 카보네이트 공정의 경우와 동일하게 381.2 MW로 가정하였다. 발전시간은 연간 8760 시간이며, 설비 이용률은 shutdown 기간을 고려하여 85%로 하였다. 발전 수명기간과 Levelized capital charge factor (LCF)는 RTI 보고서의 경제성 평가와 비교를 위하여 각각 20년, 14%로 동일한 기준을 적용하였다. CO₂ 회수율은 Park 등[6]이 발표한 KIER 건식 흡수제의 pilot 실험 결과를 적용하여 80%를 기준으로 하였으며, 연간 CO₂ 회수량은 500 MW 급 발전소에 적용하였을 때의 계산값을 사용하였다. Table 1에 KIER의 CO₂ 회수공정에 대한 기본설계 기준을 정리하였다.

2-4-2. 초기투자비

KIER에서 개발한 건식 흡수공정의 주요기자재 산정 비용과 주요 기자재 산정에 따른 초기투자비 내역은 Table 2와 같다.

Table 1. Basic design data of KIER's CO₂ capture process

CO ₂ recovery capacity	500 MW coal fired power plant
Technology	CO ₂ recovery by dry sorbent
Net electricity production	381.2 MW
Capacity factor	85%
Levelized capital charge factor	14%
Lifetime	20 years
Operating time	8,760 hr/yr
CO ₂ recovery rate	80%
Quantity of CO ₂ recovery	3,272,500 tCO ₂ /yr

Table 2. Capital cost of KIER's CO₂ capture process by dry sorbent

Items	Ratio (%)	Amount(1,000\$)
Main equipment	32.5	38,750
Main blower		1,750
Fluidized nozzle		2,083
Bag filter		2,500
Riser		14,168
Main cyclone		833
Reactor		4,250
Sorbent cooler		2,583
SDR		10,583
Construction material	13	15,500
Construction labor	8	9,593
Engineering fee	15	17,930
Construction supervision	10	11,927
CO ₂ Compression		28,000
Total		121,700

전체 CO₂ 회수 플랜트의 건설비용은 CO₂ 회수공정의 주요 핵심기
 재 산출 후, 유사 플랜트 건설 경험상 각 항목별로 발생하는 비용의
 비율을 적용하여 KIER의 건식 CO₂ 회수공정 플랜트의 초기투자비
 를 산출하였다. 항목별 적용비율은 Perry Handbook[7]을 참조하였다.

포집된 CO₂의 저장 및 후속공정으로의 이송을 위한 CO₂ 압축설
 비의 비용은 RTI 보고서에서 계산된 28,000,000\$를 초기투자비에
 포함하였다. 따라서 본 연구에서의 건식 CO₂ 회수공정의 초기투자
 비용은 분진, SO_x 및 NO_x가 제거된 석탄화력발전소 배가스의 유
 입시점부터 정제된 고농도 CO₂ 가스의 압축 부분까지로 한정하였
 으며, 플랜트 운전관리를 위한 부대설비 및 유틸리티 공급 설비의
 비용은 제외하였다.

2-4-3. 운전비

CO₂ 회수공정의 연간 운전비는 KIER에서 개발한 공정의 기본설
 계 자료에 제시된 에너지 소비량 및 흡수제 소비량을 기준으로 산
 출하였다. 기본설계에서 제시된 자료를 기준으로 계산된 연간 전력
 비는 27,330,000\$이며, 흡수제비용은 연간 16,140,000\$이다. 스팀
 사용은 건식공정의 반응에 참여하는 스팀과 regenerator를 가열하
 는 데 사용되는 스팀으로 화력발전소 입장에서는 CO₂ 회수공정에 사
 용된 스팀양에 상당하는 전력의 생산량이 줄어들게 된다. 따라서 순
 생산전력에서 CO₂ 회수공정의 스팀 사용량에 상당하는 전력생산량
 을 차감하고 운전비 산정에서 별도로 스팀의 비용을 고려하지 않았다.
 연간 운영 및 유지보수비는 RTI 보고서를 참고하여 산정된 금액을
 2010년 물가로 보정하여 인용하였다. KIER에서 개발한 건식공정의
 연간운전비는 48,930,000\$로 산출되었으며, 연간 운전비 내역은
 Table 3에 나타내었다.

2-4-4. 균등화비용(LCOE)

산정된 초기투자비와 연간운전비를 토대로 KIER의 CO₂ 회수비
 용의 단가를 산출하였으며, 공정 설비의 경제적 수명은 20년으로 가
 정하였다. 균등화비용을 계산하기 위하여 LCF와 발전소의 capacity
 factor를 각각 14%와 85%로 가정하여 균등화 발전원가와 CO₂ 포
 집비용을 산출하였다. 앞에서 산출된 운전비에 CO₂ 압축에 사용되
 는 비용을 고려하기 위해 Wong[8]의 보고서에 제안된 CO₂ 압축비
 용인 8\$/톤CO₂를 운전비에 추가하여 균등화 발전원가와 CO₂ 포집
 비용을 계산한 결과, 각각 32.46\$/MWh와 28.15\$/톤CO₂로 산출되
 었다. 계산 결과를 Table 4에 나타내었다.

2-5. 공정별 비교분석

경제성분석을 비교하기 위하여 RTI의 건식공정과 Wyodak

Table 3. Operating cost of KIER's CO₂ capture process by dry sorbent

Item	Amount (1,000\$)
Electricity cost	27,330
Sorbent cost	16,140
Operation and maintenance cost	5,460
Total	48,930

Table 6. Levelized cost of comparative process

Process	LCOE (\$/MWh)			CO ₂ capture cost (\$/tCO ₂)		
	Capital	Operation	Total	Capital	Operation	Total
RTI (Dry carbonate)	8	25.26	33.26	8.94	28.11	37.05
Wyodak Gillette (Dry activated carbon)	3.4	31.64	35.04	3.15	29.29	32.44

Table 4. Levelized cost and CO₂ capture cost of KIER's CO₂ capture process by dry sorbent

Levelized power cost(\$/MWh)	
Capital cost	6
Operating cost	17.24
Compression cost (operation)	9.22
Total	32.46
CO ₂ capture cost (\$/tCO ₂)	
Capital cost	5.20
Operating cost	14.95
Compression cost (operation)	8.00
Total	28.15

Table 5. Marshall & Swift Equipment Cost Index (Electric Power)

Year	Index
2005	1185.4
2007	1374.9
2010	1419.2

Gillette 석탄화력 발전소의 건식 활성탄공정[9]의 자료를 인용하여
 균등화 발전원가와 CO₂ 포집비용을 계산하였다.

산출된 금액은 객관적 비교가 가능하게 하기 위해서 물가지표를
 사용하여 동일한 년도의 가격으로 환산하였다. 사용한 물가지표는
 Marshall & Swift Equipment Cost Index[10] 중에서 발전소에 해당
 하는 물가지표를 고려하여 2010년도 가격으로 변환하였다. 사용된
 M&S Index 지수는 Table 5와 같다.

RTI의 건식공정은 500 MW 석탄화력 발전소를 대상으로한 CO₂
 회수공정이며, 투자비 및 운전비용 산정에 있어서 비교기준을 동일
 하게 하기 위해서 직접적인 CO₂ 회수비용과 압축비용만 고려하였
 다. 즉, RTI 자료는 전체 발전소와 CO₂ 회수공정을 포함하여 전체
 운전비용을 산출하였기 때문에, 건식 카보네이트 CO₂ 포집 설비 운
 전비용은 전체 운전비용에서 CO₂ 포집설비를 설치하기 이전의 화
 력발전소의 운전비용을 차감하여 산정하였다. 또한 RTI 보고서에서
 는 발전소에서 전력 생산을 위한 스팀의 일부를 CO₂ 회수공정에 사
 용함으로써 순생산전력이 줄어드는데 이 차이를 CO₂ 회수공정의
 스팀 소비량으로 간주하였으며, CO₂ 포집공정에 필요한 전력비는
 KIER에서 개발한 건식공정의 기본설계 자료로부터 전력 사용에 의
 한 운전비용을 산출하였다. Wyodak Gillette 석탄화력 발전소는 발
 전용량이 335 MW으로 활성탄을 이용한 건식 포집 공정에 대한 균
 등화비용을 계산하였다. 이상의 두 비교대상 공정에 대하여 CO₂ 압
 축에 대한 운전비는 KIER의 운전비 산정과 마찬가지로 Wong이 계
 산한 압축비용 8\$/톤CO₂를 추가하여 최종 운전비를 산정하였다.
 RTI와 Wyodak의 균등화비용 계산 결과를 Table 6에 나타내었다.

본 연구에서 산출된 각 공정의 LCOE와 CO₂ 포집비용을 Fig. 2와 3
 에 각각 도시하였다. KIER 건식공정의 LCOE와 CO₂ 포집비용은
 각각 32.46\$/MWh와 28.15\$/톤CO₂로 산정되었으며, 비교대상인

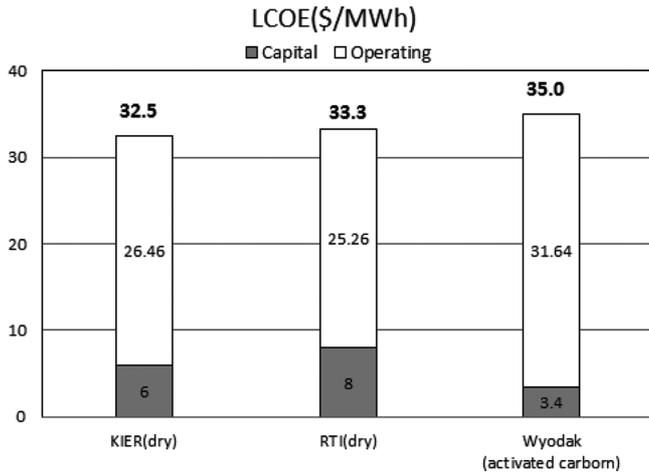


Fig. 2. Comparison of levelized cost of energy.

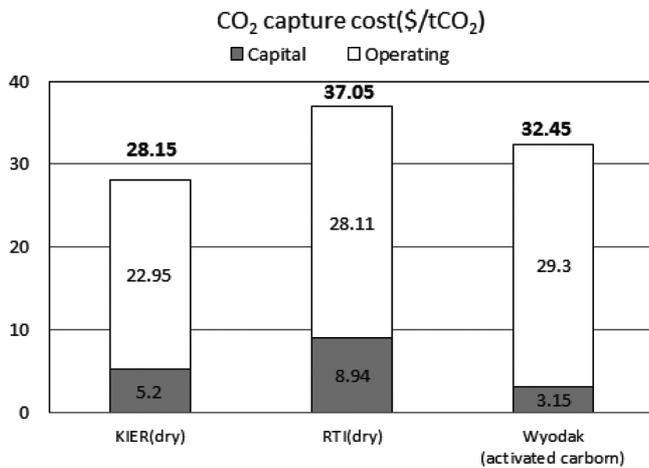


Fig. 3. Comparison of CO₂ capture cost.

RTI와 Wyodak 건식공정의 CO₂ 포집비용과 비교하였을 때 경제성이 좋게 분석되었다.

Davison[11]의 발전소 대상 CCS의 경제성 분석에 따르면 CO₂ 포집비용이 27~39\$/톤CO₂으로 보고하고 있으며, 본 연구에서 고려한 세 가지 건식공정의 CO₂ 포집비용이 28.15, 32.45, 37.05\$/톤CO₂으로 계산되어 참고문헌과 유사하였다.

3. CO₂ 건식 공정의 경제성분석

CO₂ 회수 및 격리에 대한 경제성 분석을 위해 초기투자비, 연간운전비 및 CER 판매가격 등을 주요 변수로 하는 경제성 분석모델을 수립하였으며, 순현재가치법(NPV 법), 내부수익률법(IRR 법), 원금회수기간(Pay Back Period) 및 민감도 분석을 수행하였다[12].

현재 CCS 기술은 CDM 및 탄소배출권 거래 시스템에서 인정되고 있지 않지만, 향후 CCS에 의한 CO₂ 저장량이 정규 배출권 거래 시장에서 거래되어 수익 창출이 가능하다고 가정하였다. 따라서 CO₂를 포집하여 압축, 수송, 저장을 통한 CER 판매수익을 매출액으로 산정하였으며, 현재 유럽의 탄소배출권 시장에서 거래되는 온실가스 배출권의 가격으로는 CO₂ 회수 공정의 경제성이 없기 때문에 향후에 CO₂ 거래 비용이 상승한다고 가정하였다.

Table 7. Basic assumption for economic analysis

Construction period	1 year
Project period	20 year
Ratio of owner's equity	20%
Ratio of borrowed capital	80%
Interest rate on loan	8%
Depression period	10 year
Salvage value	10%
Cooperation tax	30%
Levelized capital charge factor	14%

3-1. KIER 개발 공정의 경제성분석

총 사업비는 자기자본 20%, 타인자본 80%로 구성하였다. 사업비의 지불이자 총 차입금의 8%이며, 감가상각비는 주요기자재비의 10년 균등분할(정액법)을 원칙으로 하였으며 각각상각 잔존가치율은 10%로 하였다. 본 사업의 법인세는 30%를 적용하였으며 플랜트의 총 운전기간은 20년이다. 현가할인율은 타 공정과 비교하기 위하여 Radosz 등[9]이 사용한 현가할인율 14%를 적용하였다. 또한 본 연구에서는 모든 가격을 인플레이션 효과가 제거된 불변가격을 사용하였다. Table 7에 KIER에서 개발한 CO₂ 회수공정에 대한 경제성분석을 하기 위하여 가정된 항목들을 요약하였다.

이상의 투자비 및 운전비는 CO₂ 포집만을 위한 비용 산정이며, CO₂ 처리에 따른 판매 수익을 올리기 위해서는 최종적으로 포집된 CO₂의 수송과 저장 비용이 추가적으로 포함되어야 한다. 따라서 본 연구에서는 포집된 CO₂의 수송과 저장 비용을 Mckinsey 보고서 [13]에 의하여 각각 6.6\$/톤CO₂, 13.2\$/톤CO₂를 적용하였다.

경제성분석 결과 CER 판매가격이 CO₂ 톤당 49\$인 경우 투자회수기간은 약 6.73년으로 나타났다. 그러나 현금흐름에 시간의 개념을 도입한 순현재가치(NPV)는 "0" 이하이기 때문에 경제성측면에서는 유효하지 않은 사업으로 평가된다. 경제성 프로그램 분석결과 CER 판매가격이 최소한 49.56\$ 이상이 되어야 실제로 경제성 측면에서 유효한 사업이 되는 경제점이 된다.

앞에서 산출한 KIER의 CO₂ 포집 및 압축비용인 28.15\$/톤CO₂와 Mckinsey 보고서에 의한 수송비 6.6\$/톤CO₂, 저장비 13.2\$/톤CO₂를 모두 합한 총 처리비용은 47.95\$/톤CO₂이다. 이를 근거로 하여 NPV가 "0" 이상이 되는 CO₂ 판매단가를 가정하여 기준으로 정하였다. CER 판매단가를 50\$로 가정하여 경제성 분석 프로그램을 실행하였을 때 IRR, NPV 및 투자회수기간(PBP)을 계산한 결과 각각 15%, 6,631,000\$, 5.93년으로 나타났으며, 경제성분석 결과는 Fig. 4에 나타내었다.

결론적으로 현재의 기술 수준 및 비용에서 CCS 사업이 경제적 이익을 실현하기 위해서는 적어도 탄소 배출권 가격이 CO₂ 상당량 톤당 50\$ 이상은 되어야 경제적 타당성이 있다고 할 수 있다.

3-2. 민감도분석

앞에서 가정한 기준 금액에 변동을 주어 민감도 분석을 시행하였다. 먼저 경제성에 큰 영향을 미칠 수 있는 민감 요인을 선정하였다. 민감 요인으로는 투자비 변동과 운전비 중 전력비와 흡수제 가격, 그리고 CO₂ 수송비와 저장비 등의 변동에 대한 민감도를 분석하였다. 이익으로는 CER 판매가격에 변동을 주어 IRR에 미치는 영향을 살펴보았다.

unit : 1,000\$

Year	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
Capital Cost																						
Owner's	24,340																					
Loan	97,360																					
Capital total (A)	121,700																					
Operating Cost																						
Electricity		27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330	27,330
O&M cost		5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460	5,460
Sorbent		16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140	16,140
CO ₂ compression		26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180	26,180
CO ₂ transportation		21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599	21,599
CO ₂ storage		43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197	43,197
Operating total (B)		139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906
Sales																						
CER Sales		163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625
Others																						
Sales total (C)		163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625	163,625
Interest on loan																						
Depression		7,789	7,789	7,789	7,789	6,231	4,673	3,116	1,558	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total expense		6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012	6,012
		153,706	153,706	153,706	153,706	152,149	150,591	149,033	147,475	145,918	144,360	142,802	141,244	139,686	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906	139,906
Profit before tax																						
		9,919	9,919	9,919	9,919	11,476	13,034	14,592	16,150	17,708	17,708	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720	23,720
Corperation tax (D)																						
Profit		2,976	2,976	2,976	2,976	3,443	3,910	4,378	4,845	5,312	5,312	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116	7,116
Loan repayment		6,943	6,943	6,943	6,943	8,034	9,124	10,214	11,305	12,395	12,395	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604	16,604
		-	-	-	-	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472	19,472
Cash flow (C-A-B-D)																						
		-121,700	20,744	20,744	20,744	20,744	20,744	20,744	20,744	20,744	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407	18,407
Cash flow total		-121,700	-100,956	-80,212	-59,468	-38,724	-18,448	1,361	20,703	39,578	76,392	92,996	109,600	126,203	142,807	159,411	176,014	192,618	209,222	225,825	242,429	259,032
NPV																						
IRR		15.00%																				
NPV		6,631																				
PBP		5.93																				
1. Project base year	1	year																				
2. Construction period	1	year																				
3. Project period	20	year																				
4. Owner's equity (20%)	-	1,000\$																				
5. Loan ratio (80%)	-	1,000\$																				
6. Initial capital	121,700	1,000\$																				
Main equipment	38,800	1,000\$																				
Construction material	15,500	1,000\$																				
Construction labor	9,600	1,000\$																				
Engineering cost	17,900	1,000\$																				
Construction supervision	11,900	1,000\$																				
CO ₂ compression	28,000	1,000\$																				
7. Annual operating cost																						
Electricity																						
O&M																						
Sorbent																						
CO ₂ compression																						
CO ₂ transportation																						
CO ₂ Storage																						
8. Sales																						
CER price																						
Quantity of CO ₂ capture																						
Quantity of CO ₂ capture (85% availability)																						
9. Depreciation period																						
Depreciation period																						
10. Salvage value																						
11. Interest on loan																						
12. Corperation tax																						
13. Capital charge factor																						

Fig. 4. Economic analysis based on 50\$/tonCO₂ of CER selling price.

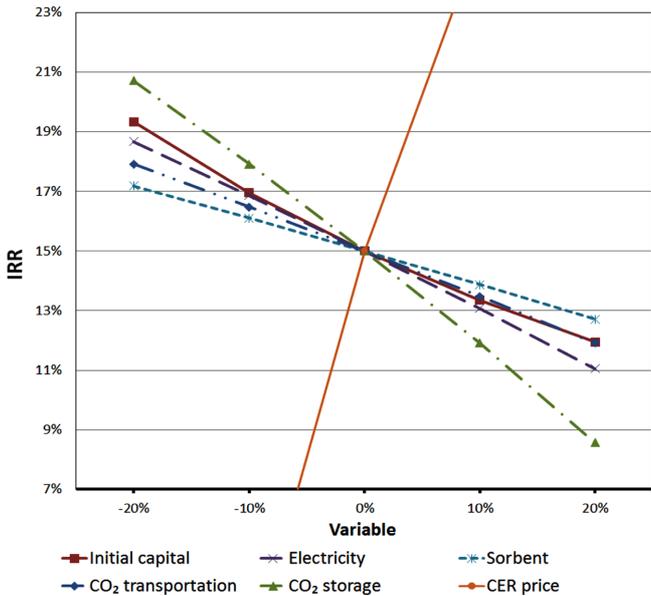


Fig. 5. Sensitive analysis of CO₂ capture process by dry sorbent.

각각의 민감요인에 대하여 현재 가격에 ±20%의 변동비를 적용하였으며, 경제성 분석을 위해 앞에서 가정한 조건들을 민감도 분석에 동일하게 적용하여 각각의 IRR, NPV 및 투자회수기간을 계산하였다. Fig. 5에 각각의 민감요인 변동율에 대한 IRR의 변화를 나타내었다.

민감도분석 결과, 초기투자비는 투자비용이 상승할 경우보다 하락할 경우의 변동폭이 크기 때문에 초기투자비용을 줄임으로써 수익성 향상에 대한 기대치를 높일 수 있다. 운전비 중에는 전력비 변동이 흡수제 가격의 변동에 비해 민감도가 큰 요인으로 분석되었으며, CO₂ 수송비 보다 저장비의 민감도가 상당히 크기 때문에 향후 CO₂ 저장에 대한 기술개발로 인한 저장비용의 감소로 IRR의 상승을 기대할 수 있다.

CO₂ 판매가격의 민감도분석 결과는 +10% 변동한 경우, 즉 CER 판매가격이 55\$가 되면 IRR, NPV 및 PBP가 각각 25.5%, 82,491,000\$, 3.78년으로 나타났다. 반면에 CER 판매가격이 45\$로 -10% 변동율을 적용했을 경우에는 IRR이 1.5%, NPV가 -69,229,000\$, PBP가 17.41년으로 계산되어 경제성이 없는 것으로 나타났다.

여러 가지 민감요인 중 CO₂ 판매가격의 민감도가 가장 큰 것으로 분석되었으며, 본 공정의 경제성을 확보하기 위해서는 CER 판매가격의 상승이 필수적이라 하겠다.

3-3. 발전소 규모별 CO₂ 포집비용 분석

KIER에서 개발한 500 MW 발전소의 CO₂ 포집비용을 기준으로 하여, 200 MW와 100 MW 발전소에 대한 CO₂ 포집비용을 계산하여 비교하였다. 발전소 규모에 대한 장치비는 six-tenths-factor rule[14]인 다음 식을 적용하여 계산하였다.

$$A\text{장치가격} = B\text{장치가격} \times \left(\frac{A\text{용량}}{B\text{용량}}\right)^{0.6} \quad (9)$$

위의 식을 적용하여 200 MW와 100 MW 발전소 대상의 CO₂ 포집비용에 대한 투자비와 운전비를 계산한 결과는 Fig. 6에 나타내

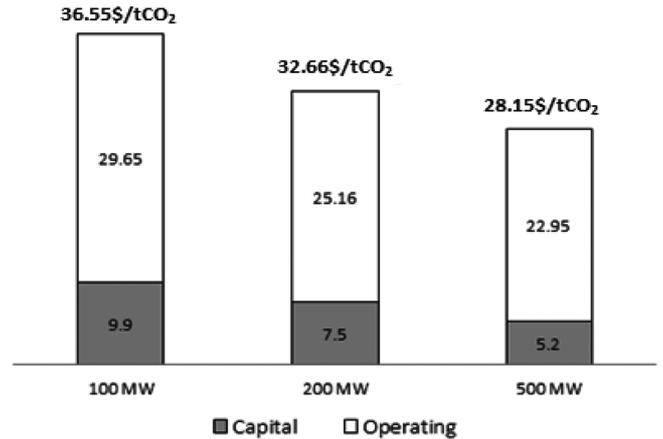


Fig. 6. Plant-scale CO₂ capture costs.

었다.

그림에서와 같이 대상발전소의 크기에 따른 CO₂ 포집비용을 산정해본 결과, 500 MW 발전소를 기준으로 한 28.15\$/톤CO₂로부터 200 MW와 100 MW는 각각 32.66\$/톤CO₂, 36.55\$/톤CO₂로 산정되었다. 따라서 CO₂ 회수설비는 일반 플랜트와 유사하게 적정 설비 이상으로 크게 하는 것이 경제성 측면에서는 유리할 것으로 사료된다.

200 MW와 500 MW 규모의 화력발전소에 대한 CO₂ 포집비용을 비교해보면 설비 규모가 2.5배 증가함에 따라 CO₂ 회수설비의 초기 투자비용은 CO₂ 톤당 약 9% 정도 줄어들지만 운전비용은 약 30% 정도로 크게 감소한다. 상대적으로 운전비용이 크게 감소하는 이유는 인건비와 같이 고정적으로 지출되는 비용은 200 MW 및 500 MW 급 발전소에서 거의 유사한 수준이기 때문에 대형설비에서 CO₂ 톤당 운전비용이 크게 줄어들기 때문이다.

4. 결 론

KIER에서 개발한 건식 CO₂ 흡수공정을 500 MW 석탄화력발전소에 설치하는 경우 LCOE와 CO₂ 포집비용은 각각 32.46\$/MWh와 28.15\$/톤CO₂로 추산되었다.

투자비와 운전비를 분리하여 분석하면, KIER의 건식 흡수공정의 경우 투자비 LCOE는 6\$/MWh이며, 운전비 LCOE는 26.46\$/MWh로 CO₂ 포집비용을 줄이기 위해서는 운전비를 줄이는 것이 관건이라 하겠다. 운전비를 줄이기 위한 공정의 개선점으로는 열교환 네트워크에 의한 에너지 소비량 감소, 흡수제 재생을 위한 스팀 사용량을 줄이고 흡수제 개발을 통해 흡수제 단가를 줄이는 것이 필요하다.

경제성분석을 위한 기본조건들을 가정하여 CCS에 의한 배출권 가격이 CO₂ 톤당 50\$로 가정한 경우 KIER에서 개발한 건식 CO₂ 흡수공정 기술의 IRR은 15%, NPV는 6,631,000\$이었으며 PBP는 5.93년으로 추산되어 경제성 측면에서 유효하였다. 따라서, 경제성 확보를 위해서는 배출권 가격이 CO₂ 톤당 50\$ 이상 되어야 할 것이다.

경제성에 큰 영향을 미칠 수 있는 민감 요인을 선정하여 분석한 결과, 초기투자비는 투자비용이 상승할 경우보다 하락할 경우의 변동폭이 크기 때문에 초기투자비용을 줄임으로써 수익성 향상에 대한 기대치를 높일 수 있다. 운전비 중에는 전력비 변동이 흡수제가

격의 변동에 비해 민감도가 큰 것으로 분석되었으며, CO₂ 수송비보다 저장비의 민감도가 상당히 크기 때문에 향후 CO₂ 저장에 대한 기술개발로 인한 저장비용의 감소로 IRR의 상승을 기대할 수 있겠다. 이와 같은 분석 결과를 종합해 보면 경제성 확보를 위해서는 CER 판매가격의 상승이 필수적이며 기술개발을 통하여 CO₂ 수송과 저장에 대한 처리 비용을 저감할 필요가 있다.

대상발전소의 규모에 따른 포집설비의 CO₂ 포집비용을 산정해본 결과, 100 MW, 200 MW, 500 MW 발전소의 규모에 대하여 CO₂ 포집비용이 각각 36.55\$/톤CO₂, 32.66\$/톤CO₂, 28.15\$/톤CO₂로 산정되었으며 일반 플랜트와 유사하게 적정 설비 이상으로 크게 하는 것이 경제성이 좋을 것으로 사료된다.

감 사

이 연구는 교육과학기술부의 21세기 프론티어 연구개발사업인 이산화탄소 저감 및 처리 기술개발 사업단의 연구비 지원으로 수행되었습니다. 이에 감사드립니다.

참고문헌

1. Bartoo, R. K., "Removing Acid Gas by the Benfield Process," *Chem. Eng. Prog.*, **80**(10), 35-39(1984).
2. Lee, S. C., Choi, B. Y., Ryu, C. K., Ahn, Y. S., Lee, T. J. and Kim, J. C., "The Effect of Water on the Activation and the CO₂ Capture Capacities of Alkali Metal-Based Sorbents," *Korean J. Chem. Eng.*, **23**(3), 374-379(2006).
3. Metz, B., Davidson, O., de Coninck, H., Loos, M. and Meyer, L., IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage, Cambridge University Press, New York(2005).
4. Yi, C. K., Hong, S. W., Jo, S. H., Son, J. E. and Choi, J. H., "Absorption and Regeneration Characteristics of a Sorbent for Fluidized-Bed CO₂ Removal Process," *Korean Chem. Eng. Res. (HWAHAK KONGHAK)*, **43**(2), 294-298(2005).
5. Nelson, T. O., Green, D. A., Box, P., Gupta, R. P., Henningsen, G. and Turk, B. S., Carbon Dioxide Capture from Flue Gas Using Dry Regenerable Sorbents - Final Report, RTI International, 69-94(2009).
6. Park, Y. C., Jo, S. H., Ryu, C. K. and Yi, C. K., "Demonstration of Pilot Scale Carbon Dioxide Capture System Using Dry Regenerable Sorbents to the Real Coal-Fired Power Plant in Korea," *Energy Procedia*, **4**, 1508-1512(2011).
7. Perry, R. H. and Chilton, C. H., *Chemical Engineers' Handbook*, 5th Ed., McGRAW-HILL LOGAKUSHA, LTD., 25-14-25-21.
8. Wong, S., CO₂ Compression and Transportation to Storage Reservoir, Module 4. Building Capacity for CO₂ Capture and Storage in the APEC Region: A Training Manual for Policy Makers and Practitioners, The Delphi Group: Ottawa, ON, Canada, (APEC Reference No. 205-RE-01.3(2005).
9. Radosz, M., Hu, X., Krutkramelis, K. and Shen, Y., "Flue-Gas Carbon Capture on Carbonaceous Sorbents: Toward a Low-Cost Multifunctional Carbon Filter for "Green" Energy Producers," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **47**(10), 3783-3794(2008).
10. <http://www.che.com>.
11. Davison, J., "Performance and Costs of Power Plants with Capture and Storage of CO₂," *Energy*, **32**, 1163-1176(2007).
12. Park, J. W., Bae, J. S., Kweon, Y. J., Kim, H. J., Jung, H. and Han, C., "Economic Evaluations of DCL/ICL Processes," *Korean Chem. Eng. Res. (HWAHAK KONGHAK)*, **47**(6), 781-787(2009).
13. Naucler, T., Campbell, W. and Ruijs, J., Carbon Capture & Storage: Assessing the Economics, McKinsey & Company(2008).
14. Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York(1991).