

Linze-Donawitz 가스로부터 일산화탄소(CO) 분리를 위한 흡수 및 흡착공정에 대한 기술경제성 비교

임영일[†] · 최진순* · 문흥만** · 김국희***

환경대학교 화학공학과 CoSPE 센터
17579 경기도 안성시 중앙로 327
*SK바이오텍(주)

34124 대전광역시 유성구 엑스포로 325

**대성산업가스 초저온연구소

15434 경기도 안산시 원시동 781-1

***포항산업과학연구원 (RIST)

37673 경북 포항시 효자동 산32

(2015년 8월 11일 접수, 2016년 1월 2일 수정본 접수, 2016년 1월 6일 채택)

Techno-economic Comparison of Absorption and Adsorption Processes for Carbon Monoxide (CO) Separation from Linze-Donawitz Gas (LDG)

Young-Il Lim[†], Jinsoon Choi*, Hung-Man Moon** and Gook-Hee Kim***

CoSPE, Department of Chemical Engineering, Hankyong National University, 327, Jungang-ro, Ansong, Gyonggi, 17579, Korea

*SK Biotek, 325, Expo-ro, Yuseong-gu, Daejeon, 34124, Korea

**Daesung Industrial Gases Co., LTD., 781-1, Wonsi-dong, Ansan, Gyonggi, 15434, Korea

***RIST, San 32, Hyoja-dong, Pohang, Gyongbuk, 37673, Korea

(Received 11 August 2015; Received in revised form 2 January 2016; accepted 6 January 2016)

요 약

제철소에서 부생되는 LDG (Linze Donawitz gas) 가스는 일산화탄소(CO)를 60% 이상 포함한다. LDG로부터 CO를 고순도로 분리하는 2가지 공정을 고려하였다: COSORB와 CO-PSA (pressure swing adsorption). 이 연구의 목적은 기술경제성평가(TEA: techno-economic analysis)를 통하여 이 두 공정 중 어떤 공정이 더 경제성이 높은 지를 결정하는 하는 것이었다. TEA의 기술적 측면에서는 초기투자비(TCI: total capital investment)와 총생산비용(TPC: total production cost)을 추정하기 위하여 먼저 공정흐름도(PFD: process flow diagram)를 완성하고, 물질 및 에너지 수지식을 계산한 후, 장치 종류 및 크기를 결정하였다. TEA의 경제적 측면에서는 투자회수율(ROI: return on investment) 및 투자회수기간(PBP: payback period)과 같은 경제성 판단기준을 산출하였고, ROI와 PBP에 가장 큰 영향을 주는 인자들을 찾기 위하여 민감도 분석을 수행하였다. CO-PSA 공정은 COSORB 공정 보다 더 높은 ROI와 더 낮은 PBP로 인하여 경제적 우위를 보여주었다. CO의 가격은 ROI와 PBP에 가장 큰 영향을 주는 인자로 파악되었다.

Abstract—Linze-Donawitz gas (LDG) adjunctively produced in the steel mill contains over 60% of CO. Two processes that recover high purity CO from LDG were considered: COSORB and CO-Pressure swing adsorption (PSA). This study aimed to decide which one is more economically feasible than the other by techno-economic analysis (TEA). From the technical point of view of TEA, the process flow diagram (PFD) was constructed, the mass and energy balances were calculated, and the equipment type and size were determined in order to estimate the total capital investment (TCI) and the total production cost (TPC). From the economic point of view of TEA, economic performance such as return on investment (ROI) and payback period (PBP) was evaluated, and the sensitivity analysis was carried out to identify key factors influencing ROI and PBP. It was found that CO-PSA is more economically feasible due to higher ROI and lower PBP. The CO price highly influenced ROI and PBP.

Key words: LDG (Linze-Donawitz gas), Carbon monoxide (CO), COSORB, PSA (pressure swing adsorption), TEA (techno-economic analysis), Sensitivity analysis

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: limyi@hknu.ac.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.

1. Introduction

Linze-Donawitz gas (LDG)는 제철소 부생가스의 하나로서 60% 이상의 CO를 포함하고 있으므로, 주로 제철소의 열원으로 사용되어 왔다[1]. 고순도 일산화탄소(CO)는 폴리우레탄 및 폴리카본네이트 등과 같은 고분자 제조 원료물질로 사용되거나[2], 메탄올, 수소, 초산 등과 같은 화합물을 만드는 원료물질로 사용된다[3]. 따라서, LDG에 포함된 CO를 단순 열원으로 사용하는 것 보다는 정제 후, 원료물질로 사용한다면 부가가치를 향상시킬 수 있다.

배출되는 혼합가스로부터 CO 회수는 크게 초저온 증류(cryogenic distillation), COSORB[®] 흡수(COSORB[®] absorption), 및 PSA 흡착(pressure swing adsorption) 등이 있다[2-4]. 초저온 증류 공정은 에너지 소비량이 많고, 흡수 공정은 상대적으로 고압의 공정이지만, 높은 CO 회수율을 보여준다. PSA 공정은 비교적 공정이 단순하고, 높은 순도를 얻을 수 있지만, 비교적 낮은 회수율을 갖는다[2].

COSORB 공정에서 주로 사용되는 흡수액은 CuAlCl₄-Toluene (CuAlCl₄-Tol)과 같은 유기-무기 복합체이다[3,4]. COSORB 공정에서 CO 흡수 평형상수값은 실온에서 실험적으로 측정되었다[4]. COSORB 공정은 석탄 액화공정에서 발생하는 혼합가스에서 CO를 제거하고, 수소를 분리하기 위하여 사용되었다[5].

Kobe Steel Ltd는 LDG (Linze Donawitz gas) 로부터 CO를 흡착 분리하는 CO-PSA 공정을 발표하였다[2]. CO 분리를 위한 PSA에서 사용되는 흡착제는 CO₂와의 선택도를 높이기 위해 주로 Cu⁺ 이온이 담지된 활성탄이나 제올라이트 등을 사용한다[2]. H₂/CO/CO₂ 혼합성분에서 고순도 H₂를 얻기 위하여 Zeolite 5A 흡착제를 이용한 실험결과 및 흡착평형식이 제시되었다[6]. 활성탄에 Cu가 담지된 흡착제의 CO/CO₂ 혼합기체 흡착 선택도는 최대 약 20 정도를 보여주었다[7]. 최진순 등은 CO₂ 보다 CO의 선택적 흡착성이 강한 구리 화합물이 담지된 θ-Al₂O₃ (Cu-Cu⁺/θ-Al₂O₃) 흡착제를 발표하였다[8]. 일반적인 흡착제의 경우, LDG 혼합 원료가스로부터 2개 이상의 PSA 공정을 거쳐 CO를 생산하는 반면, 이 흡착제는 CO에 대한 우수한 선택성으로 인하여 단일 PSA 공정으로도 고순도 CO를 생산할 수 있는 장점을 갖는다[8].

Sakuraya 등은 4개 컬럼으로 구성된 CO-PSA를 이용하여 5개 단계(흡착, 감압, 소개, 퍼지, 및 가압)를 거치면서 83% CO 원료가스를 흡착 분리한 결과 약 99% 순도에서 68%의 회수율을 얻었다[9]. CO를 포함하는 다성분 혼합기체에서 CO를 PSA로 분리하는 공정에 대한 간단한 경제성 평가 결과에서 초기투자비, 생산비용 등이 제시되었으며, 95% 순도의 CO 분리비용을 80 \$/ton으로 추산하였다[10]. 하지만, 지금까지의 연구현황을 보면, LDG로부터 CO 분리공정에 대한 기술경제성평가는 거의 찾아 볼 수 없다.

기술경제성평가(TEA: techno-economic analysis)는 공정개발 단계에서 기술적 그리고 경제적 타당성을 검토할 수 있는 방법이다[11]. 박영철 등은 100 MW_{th} 복합발전플랜트에 대하여 ASPEN Plus 상용 공정모사기를 이용하여 공정모사를 수행하고, 장치비와 운전비용을

기존의 공개된 자료를 바탕으로 산출하였으며, 전기생산단가를 추정하였다[12]. 이지현 등은 CO₂ 포집공정이 적용된 500 MW_e 석탄 화력발전소의 경제성 평가를 통하여 CO₂ 톤당 저감비용을 \$43.3으로 추산하였다[13]. 이 연구에서는 투자비와 운전비를 계산하였고, 경제성 평가 지표로서 순현재가치(NPV: net present value)와 내부수익률(IRR: internal rate of return)을 활용하였다[13]. 전동혁 등은 저등급석탄 고품위화 공장에 대한 경제성 분석을 수행하였으며, 불확실한 여러 인자들의 상대적 변화량에 따른 IRR의 민감도를 고찰하였다[14]. 유영돈 등은 석탄가스화를 통한 전력생산과 dimethyl ether를 병산하는 공정에 대한 기초 경제성평가를 수행하였고, 초기 투자비와 운전비용을 산출하여 전력생산단가를 추정하였다[15]. 하지만 이들 4개 연구에서는[12-15] 공정모사 부분을 포함하지 않았거나, 경제성 평가지표를 산출하지 않았기 때문에 기술적인 면과 경제적인 면을 동시에 고려하지 못한 점이 있다.

본 연구에서는 공정모사를 이용하여 기술적인 면을 고려하고, 기술적인 측면에서 산출된 초기투자비(TCI: total capital investment)와 총생산비용(TPC: total production cost)을 바탕으로 경제성 평가지표를 추정하여 경제성 측면을 동시에 고려하는 기술경제성평가 기법[11,16,17]을 소개한다. 또한, LDG로부터 CO를 분리하는 COSORB 및 CO-PSA공정에 대한 기술경제성평가를 수행하여 어떤 공정이 더 경제성이 높은 지를 경제성 평가지표인 투자수익률(ROI: return on investment)과 투자회수기간(PBP: payback period)을 활용하여 판단할 것이다. 마지막으로, 민감도 분석을 통하여 어떤 불확실성 인자가 ROI와 PBP에 가장 크게 영향을 미치는지를 파악할 것이다.

2. Process description

포항 제철소에서 생성되는 LDG (Linze Donawitz gas) 기체의 조성은 Table 1에서 보여 주듯이 일산화탄소(CO)가 60% 이상을 차지하고, 약간의 수소를 포함할 수 있다. 이러한 조성은 제철소 부생가스의 일반적인 조성과 일치한다[2,9]. 본 연구에서 사용된 조성은 Table 1에서 주어진 범위 내의 어느 한 값을 사용하였다. LDG 가스는 CO를 분리하기 위하여 30 °C, 1.4 bar에서 사용된다. 99 mol% 기준 10,000 Nm³/hr의 CO를 생산하기 위하여 유입되는 LDG의 유량은 16,000 혹은 17,400 Nm³/hr이다. 이러한 유량은 99% 혹은 90% CO 회수율에 근거하여 산출되었다. LDG에는 수분과 분진을 많이 포함하고 있고, 흡수 및 흡착 분리 공정을 활용하기 위해서는 이들 성분을 제거하기 위한 전처리 과정이 필수적이다. 하지만, 본 연구에서는 전처리 공정을 고려하지 않았고, 정제된 LDG 가스를 원료로 사용하는 것으로 가정하였다.

LDG로부터 CO를 분리할 수 있는 습식 및 건식 공정인 COSORB 및 CO-PSA 공정은 순도 99% 이상에서 회수율 99% 및 90%를 각각 보여주었다[2]. 이에 따라 다음 2가지 공정이 제시된다: COSORB-회수율 99%, 그리고 PSA-회수율 90%.

Table 1. Feed composition and product specification

LDG feed gas	Temperature (°C)	Pressure (abs. bar)	Flow rate (Nm ³ /hr)	Composition (mol %)			
				H ₂	CO	N ₂	CO ₂
	30	1.4	16,000 or 17400	0~2	60~65	16~22	16~18
Product gas	CO flow rate (Nm ³ /hr)			Purity (%)			
	10,000			99			

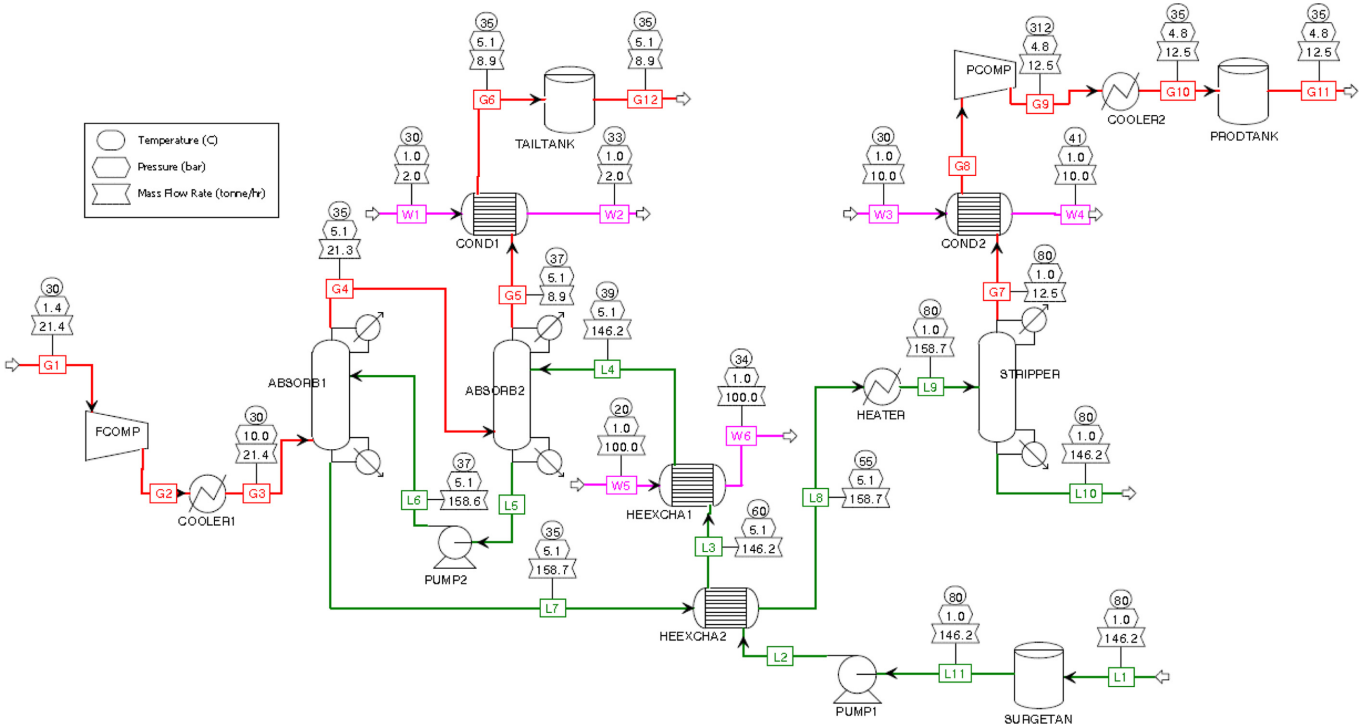


Fig. 1. Process flow diagram (PFD) of COSORB process (99% yield basis).

2-1. COSORB-회수를 99%

고순도, 고수율을 얻기 위한 COSORB 흡수공정의 process flow diagram (PFD)은 Fig. 1에서 보여준다. 본 공정은 CO가스를 포함하는 기체 흐름선(G1~G12), 흡수액을 포함하는 액체 흐름선(L1~L11), 그리고, 기체와 흡수액을 냉각시키는 냉각수 흐름선(W1~W6)으로 구성되어 있고, 2개의 흡수탑과 1개의 재생탑이 있다. 본 공정모사에서는 흡수제는 기화하지 않고, 흡수제의 손실은 없는 것으로 가정한다. 하지만, 운전비용 산출에서는 1.5% 흡수제 손실을 고려할 것이다. 열역학적 모델은 electronic NRTL (non-random two-liquid)을 사용하였다. 흡수탑과 재생탑에 대하여 열역학적 기액 분리를 고려하지 않고, 실험결과에 근거한 단순 분리기(simple separator)로 모델링하였다. 이러한 모델링 기법은 미리 실험결과를 알고 있을 경우, 유용하게 사용되어진다.

1.4 bar의 LDG는 10기압으로 가압되어 첫번째 흡수탑으로 30 °C에서 유입된다. 2차 흡수탑 하부에서 유출되는 흡수제(CuAlCl₄-Tol)는 1차 흡수탑 상부로 유입되고, 1차 흡수탑 상부에서 유출된 가스는 2차 흡수탑의 하부로 들어간다. 2차 흡수탑은 35 °C, 5.1 bar에서 운전된다. 2차 흡수탑 상부를 통하여 배출되는 가스는 열교환기를 거쳐 35 °C로 최종 배출된다.

2차 흡수탑에서 사용되는 흡수액은 재생기(stripper)에서 처리된 흡수액으로서 흡수된 모든 기체가 탈착되어 배출된다고 가정한다. 따라서 2차 흡수탑으로 유입되는 흡수액(L4)은 순수한 흡수제로 간주된다. 재생탑은 80 °C, 1기압에서 운전된다. 재생탑 하부에서 배출되는 흡수액(L10)은 흡수제 저장탑으로 유입되는 유량(L1)과 동일하다. 2차 흡수탑 상부에서 배출되는 가스 속에는 LDG 내 CO의 1 vol%가 포함되므로, 재생탑 상부에서 생산되는 CO의 회수율은 99%가 되며, 일부 불순물의 혼합으로 인하여 순도는 99%이다.

2-2. PSA (pressure swing adsorption)-회수를 90%

CO-PSA 공정은 모두 가스상에서 이루어지며, 4개의 PSA 흡착탑을 이용한다. CO 흡착제는 Cu/Cu⁺가 담지된 θ-Al₂O₃를 사용하고, 겔보기 밀도는 0.9 g/cm³이다[8]. 정상상태 공정 모사기에서는 흡착, 탈착, 가압, 감압 등의 PSA 동적 거동을 모사하지 않기 때문에 Fig. 2에서 보여주는 바와 같이 비교적 단순히 표현된다. 이 CO-PSA 공정의 최대 압력은 9 bar이고, 60 °C에서 운전되며, 가압과 감압이 반복되므로, 가압장치(COMP1), 감압장치(TAILTANK 그리고 BUFTANK), 흡착장치(PSA), 그리고 99% 순도의 CO 저장장치(COMP2 and PRODRTANK) 등으로 모델링되었다. 열역학적 모델은 탄소수가 작은 탄화수소 기체에 적합한 SRK (Soave-Redlich-Kwong)를 사용하였다. Fig. 2는 90% CO 회수율과, 순도 99 vol% CO를 생산하며, LDG 유입량은 23.3 ton/hr인 PFD를 보여준다.

3. Methodology of techno-economic analysis

어떤 공정의 기술경제성평가(TEA)는 공정 개발 단계에서 기술 및 경제적 타당성을 예비적으로 검토하는 것에 초점을 두고 있다. Fig. 3에서 보여주듯이, 크게 기술성 측면과 경제성 측면으로 나누어 볼 수 있다. TEA는 실제 공장의 건설에서 필요한 엔지니어링, 시공, 그리고 시운전 단계를 단순화하여 표현하고, 가상 운전에서의 운전비용을 예측하며, 최종적으로 이윤 창출에 대한 타당성을 분석하는 작업이다.

기술적인 측면에서는 주어진 개념 혹은 기초 설계도면을 바탕으로 공정 흐름도(PFD: process flow diagram)를 완성하고, 공정모사를 통하여 각 흐름선에서의 질량 및 에너지 수지를 구한다. 또한, 각 장치에 대한 종류 및 크기를 정하여 장치비를 산출하고, 적절한 인자를 적용하여 최종적으로 총투자비(TCI: total capital investment)를 구한다. TCI는 CAPEX (capital expenditure)로도 알려져 있다. TPC

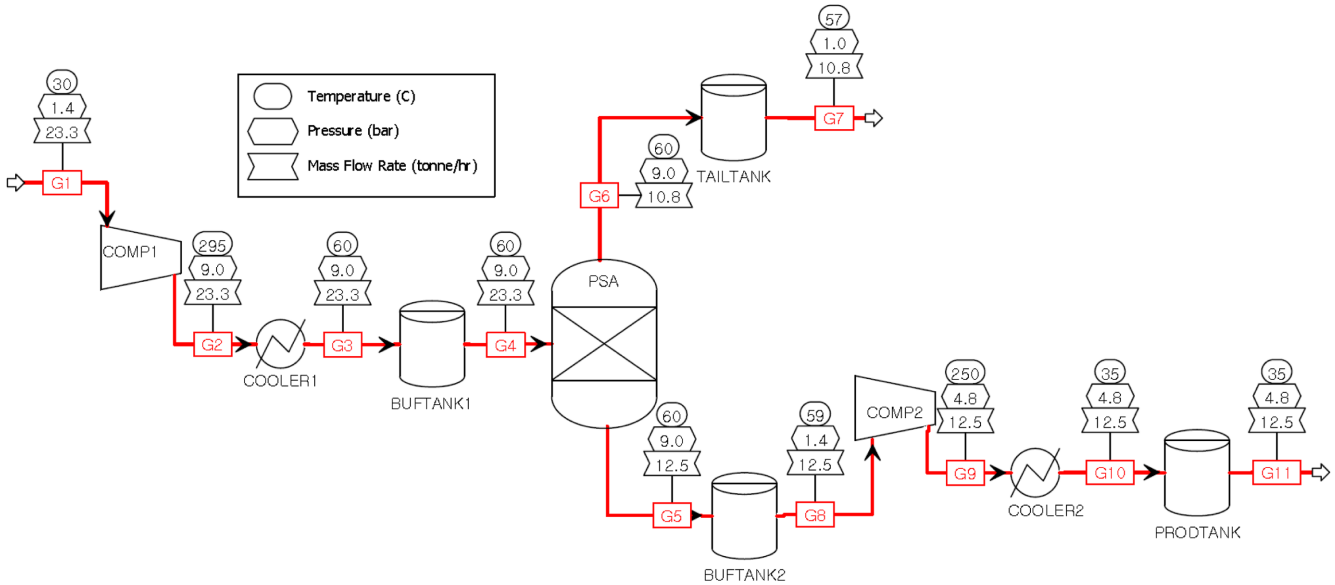


Fig. 2. Process flow diagram (PFD) of CO-PSA process (90% yield basis).

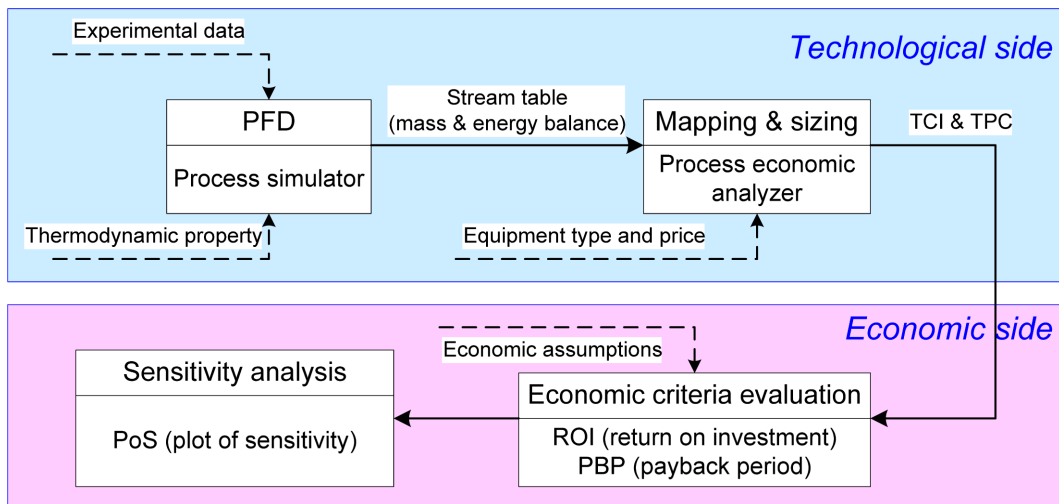


Fig. 3. Flow diagram of techno-economic analysis (TEA).

(total production cost) 혹은 OPEX (operating expenditure)는 운전비, 고정비, 에너지비용 등을 합산하여 구한다. 즉, 기술적 측면에서는 TCI와 TPC를 구하는 것을 주된 목적으로 한다.

AACE (American Association of Cost Engineering) International은 화학공장의 TCI를 예측하는 5개의 등급을 제시하였다[18,19]. Class 1은 상세설계에 따라 각각의 장치 및 공정에 대한 실제 견적서를 바탕으로 투자비를 산출하기 때문에 완성도 및 정확도가 높다. 반면에 Class 5는 기존의 시공경험을 바탕으로 block flow diagram (BFD) 수준에서 공정 혹은 공장의 크기비에 따라 비교적 간단하게 투자비를 산출한다. 본 연구에서는 예측 투자비 대비 실제 투자비가 -20%에서 +30% 범위의 정확도를 갖고, PFD의 주요 장치에 대하여 factorial method 혹은 stochastic method [11,16,17,20]를 사용하는 Class 4를 적용하였다. Class 4는 과제 진행 정도가 15% 이하일 때 예비적인 타당성 검토, 또는 학술적인 연구목적으로 진행된다[18].

경제적인 측면에서는 앞서 구한 TCI와 TPC를 이용하여 투자 결정을 위한 경제성 인자를 도출한다. 경제성 판단기준으로는 TCI 대비

연간 수익금의 비를 표현하는 투자수익률(ROI: return on investment)과 투자회수기간(PBP: payback period) 등이 있다. 경제적인 측면에서는 여러 경제성 가정들이 포함되며, 사용된 가정들의 불확실성으로 인하여 민감도 분석을 수행한다.

3-1. Technological side

주어진 공정의 PFD를 결정하고, 공정모사를 성공적으로 수행한 후, 각 장치에 대한 종류 및 크기를 정한다. TCI는 AACE Class 4의 범주에 속하는 factorial method [11,16,17,20]에 기반하여 다음과 같은 순서로 구한다. 먼저 total installed cost (TIC)를 각 장치의 구입가 (PEC: purchased equipment cost)의 합으로 표현한다.

$$TIC = \sum_{i=1}^M (PEC_i \cdot a_i) \quad (1)$$

여기에서 M은 장치 수이며, a_i는 설치비용인자(installed cost factor)이다. 설치비용 인자값은 각 장치마다 다르다. 장치 설치에는 직접

설치비와 간접 설치비가 모두 존재함으로 전체 설치비(TDIC: total direct and indirect cost)는 다음과 같이 정의된다.

$$TDIC = TIC + IDC = \sum_{i=1}^M (PEC_i \cdot a_i) + b \sum_{i=1}^M PEC_i \quad (2)$$

간접 설치비용(IDC: indirect cost)은 전체 장치 구입가의 일정한 인자(b)를 곱하여 산출하며, 본 연구에서는 b=0.89[11,16,17]로 고정하였다. 고정투자비(FCI: fixed capital investment)는 TDIC에 공사비상금(PC: project contingency)을 합하여 계산한다.

$$FCI = TDIC + PC = (1 + c) \sum_{i=1}^M (PEC_i(a_i + b)) \quad (3)$$

이 식에서 c는 비상금 인자로서 일반적으로 20%가 적용되었다 [11,16,17]. TCI는 FCI와 WC (working capital)의 합으로 구해진다. WC는 FCI의 일정 비율(d) 만큼으로 산정한다.

$$TCI = FCI + WC = (1 + d)(1 + c) \sum_{i=1}^M (PEC_i(a_i + b)) \quad (4)$$

비율인자 d는 0.15를 많이 사용해 왔다[11,16,17,21]. 앞서 주어진 인자값들을 대입하면, Eq. (4)는 다음과 같이 정리된다.

$$TCI = 1.38 \sum_{i=1}^M (PEC_i \cdot a_i) + 1.228 \sum_{i=1}^M PEC_i \quad (5)$$

Eq. (5)로부터 TCI는 각 장치 구입비(PEC_i)와 각 장치에 대한 설치비 인자값(a_i)을 알면 구할 수 있음을 알 수 있다. 본 연구에서는 이 두 값 모두 ASPEN Economic analyzer (ASPEN Tech, USA)으로부터 구하였다. ASPEN Economic analyzer는 PEC_i와 a_i를 기준에 축적된 자료를 바탕으로 통계적 평균값을 제시하고 있으며, 3개 인자들(b, c, 그리고 d)도 경험적인 평균값으로 정해짐으로 본 연구에서 TCI를 구하기 위하여 사용한 factorial method는 stochastic method로도 불리운다.

총생산비용(TPC)은 원료비(RMC: raw material cost), 에너지비(UC: utility cost), 고정비(FC: fixed cost) 등으로 구분할 수 있다. 에너지비는 냉각수비, 스팀비, 그리고 전력비 등으로 크게 구분된다. 고정비는 인건비(operating labor cost), 유지비(maintenance cost), 공장 감독비(supervision cost), 운영요금(operating charges), 공장간접비(plant overhead), 일반관리비(general and administrative costs) 등으로 구분될 수 있다. 촉매, 혹은 흡착제를 사용하는 공정의 경우, 사용기한이 존재하거나, 일정시간 이후 교체되어야 함으로, 이러한 소비용 재료비(MC: material cost)도 생산비용에 포함시켜야 한다.

$$TPC = RMC + UC + FC + MC \quad (6)$$

UC는 공정모사의 에너지 수치 결과값에 가격을 적용하여 각 비용을 산출하고, FC는 ASPEN Economic analyzer (ASPEN Tech, USA)에서 제공받았다. 본 연구에서의 MC는 PSA 공정의 흡착제 비용이며, 사용기한은 2년으로 가정하고, 초기구입비를 사용기한으로 나누어 산출하였다. 총생산비용(TPC)은 매년 물가 상승률(inflation rate: α)에 대비하여 상승하는 것으로 간주하였다.

3-2. Economical side

경제성 판단기준인 ROI 및 PBP를 구하기 위해서는 기술성 측면

에서 구한 TCI와 TPC를 사용하고, 연간 수익성을 산출해야 한다. 매년 총수익(GP: gross profit)은 다음과 같이 산출된다.

$$GP_n = ASR(1 + \alpha)^{n-1} - TPC(1 + \alpha)^{n-1} - DC_n \quad (7)$$

여기에서 ASR (annual sales revenue)는 기준년도의 연간판매수익금, 그리고 DC (depreciation cost)는 감가상각비를 뜻한다. ASR은 모든 생산품의 유량에 가격을 적용한 연간 판매액이다. ASR은 TPC와 같이 매년 물가인상률(α)에 따라 금액이 상승하는 것으로 가정하였다. DC는 straight-line method[19]에 따라서 다음과 같이 구한다.

$$DC_n = \frac{FCI - V_s}{L_d} \text{ for } n = 1, 2, \dots, L_d$$

$$DC_n = 0 \text{ for } n = L_d + 1, \dots, L_p \quad (8)$$

여기에서 L_d는 감가상각연수이며, L_p는 공장수명이고, V_s는 감가상각연수 후의 잔존가치(salvage value)이다.

당기순이익(NP: net profit)은 법인세(corporation tax)를 제외한 금액이다.

$$NP_n = GP_n(1 - \beta) \quad (9)$$

β는 법인세율을 의미한다. ROI는 공정운전기간(L_p) 동안에 당기순이익을 현재가치로 환산하여 평균한 값을 TCI로 나눈 값으로 정의된다.

$$ROI = 100 \times \frac{\frac{1}{L_p} \sum_{n=1}^{L_p} (1 - \beta) \cdot \left(\frac{ASR(1 + \alpha)^{n-1} - TPC(1 + \alpha)^{n-1} - DC_n}{(1 + \gamma)^{n-1}} \right)}{TCI} \quad (10)$$

위 식에서 γ는 이자율을 의미한다. ROI는 연간 투자수익률(%/yr)을 의미하고, 30%/yr 이상이라면, 투자 가치가 높은 공정으로 간주될 수 있다. 하지만, 경제성 판단을 위한 명확한 기준값은 없으며, ROI 판단 기준은 투자 조건에 따라 결정되어야 한다.

투자회수기간(PBP)은 현재가치로 환산된 현금흐름(CF: cash flow)의 평균값 대비 FCI로 정의된다.

$$PBP = \frac{FCI}{CF_{avg}} \cdot \frac{(1 + c) \sum_{i=1}^M [PEC_i \cdot (a_i + b)]}{\frac{1}{L_p} \sum_{n=1}^{L_p} \left[(1 - \beta) \cdot \left(\frac{ASR(1 + \alpha)^{n-1} - TPC(1 + \alpha)^{n-1} - DC_n}{(1 + \gamma)^{n-1}} \right) + DC_n \right]} \quad (11)$$

CF(현금흐름)는 NP(당기순이익)에서 감가상각비를 합산함으로써, 실제 운영 가능한 현금을 의미한다. PBP는 3년 이내인 경우를 선호하지만, 신재생에너지 공정에 대하여 PBP는 5년 이내, ROI는 10% 이상을 경제성 판단 기준으로 사용하였다[11].

ROI와 PBP의 민감도는 주어진 모든 불확실한 가정값들에 대하여 분석할 필요성이 있지만, 통합적 관점에서는 기술적 측면에서 FCI와 TPC, 경제적 측면에서 ASR의 불확실성에 기인한다. 이들 세 인자(FCI, TPC, 그리고 ASR)는 Table 2에서 제시된 가정들을 대부분 포함하고 있다. 그런데, ASR의 경우, 최종 생산물인 CO만 본 연구에서는 고려하고 있으므로 CO 가격으로 대체한다. 즉, 본 연구에서는 FCI, TPC, 그리고 CO 가격의 불확실성에 대한 ROI 및 PBP의 민감

Table 2. Economic assumptions in COSORB and PSA processes

Parameter	Assumption	
Financing	100% equity	
Plant availability	8000 hr/yr	
Construction period	1 year	
Startup time (50% plant performance)	4 months	
Plant life (L_p)	20 years	
Plant depreciation period (L_d)	10 years	
Inflation rate (α)	2.5%	
Corporation tax rate (β)	22%	
Interest rate (γ)	6.0%	
Currency	1,100 Korea Won/\$	
Utility price	Electricity price	0.1\$/kWh
	Fuel price	26.81 \$/MWh
	Cooling water price	0.5 \$/m ³
Material price	Feed gas price	0.105 \$/Nm ³
	Product gas price	0.5 \$/Nm ³
	Absorbent price	0.8 \$/kg
	Adsorbent price	50 \$/kg
Absorbent loss (COSORB)	1.5% ^a	
Cooling water loss (COSORB)	2% ^b	
Adsorbent life time (PSA)	2 years ^c	

^a1.5% loss of absorbent was experimentally observed

^b2% of cooling water was assumed to be evaporated in the cooling tower [23]

^cadsorbent life time of 2 years was expected for Cu-Cu⁺/q-Al₂O₃ used in this study

도를 분석할 것이다.

민감도 분석의 표준화를 위하여 어떤 불확실 인자(x)의 상대적 변화량($\Delta x/x_{base}$)에 대한 분석 대상값(y)을 민감도(S)로 정의한다.

$$S = \frac{dy}{d(\Delta x/x_{base})} \quad (12)$$

이 식에서 x_{base} 는 불확실성 인자의 기준값을 의미한다. 상대적 변화량에 기반한 민감도는 불확실성 인자들의 단위를 제거함으로써 모든 인자들의 민감도를 한 그래프 안에 표현할 수 있다. 이 그래프를 plot of sensitivity (PoS) 로 명명하였다[11].

3-3. Economic assumptions

10,000 Nm³/hr의 CO를 생산하기 위한 COSORB 와 CO-PSA 공정의 경제성 평가를 위한 가정들은 Table 2에서 보여준다. 100% 자기자본으로 투자한다고 가정하며, 연간 공장가동시간은 8000시간, 그리고 공장수명 20년, 10년 동안의 감가상각기간을 적용한다. 시공 기간은 1년, 그리고 시공 후 처음 4개월간의 공정운전 준비기간에는 생산량의 50%만 생산된다고 가정한다. 물가인상률은 2.5%, 이자율 6%, 그리고 법인세율은 22%[11,15,17]로 설정하였다. 여기에서 물가인상률(a)은 2004년부터 2013년까지 10년간의 CEPCI (chemical engineering plant cost index)[22]를 기준으로 계산하였다[19].

$$\alpha[\%] = 100 \left(\left[\frac{\text{CEPCI}(2013)}{\text{CEPCI}(2004)} \right]^{1/10} - 1 \right) \cong 2.5\% \quad (13)$$

이자율은 여러 상황에 따라 변동성이 크지만, 본 연구에서는 물가의 안정성과 시공사의 견실성을 바탕으로 하는 6%를 사용하였다. 환

율은 1달러에 1,100원으로 고정하였다. 하지만, 본 연구에서는 TCI (초기투자비)에서 부지조성비와 입지인자(location factor) 를 무시하였다. 또한, 공장의 잔존가치(V_r)는 없는 것으로 가정하였다.

에너지 가격은 전기, 연료, 그리고 냉각수에 대하여 각각 주어졌다. LDG 원료 가격은 연료로 사용할 때에 상응하는 연료비로 간주하였고, CO 가격은 대량공급가에 기준하였다. 99% 순도의 CO 가격은 원료가격의 약 5배로 추정되었다. 흡수제 가격과 흡착제 가격은 통상적인 흡수제 및 흡착제에 대한 2014년 시장가를 기준으로 예상한 값이다. 이들 가격은 구입량, 구입시기, 성능 등에 따라 변동성이 크기 때문에 민감도 분석에서 TPC의 $\pm 20\%$ 범위에서 ROI 및 PBP에 미치는 영향을 파악하였다. 운전비용 산출을 위하여 COSORB 공정에서의 흡수제 손실은 1.5%, 냉각수 손실은 2%[19,23]로 가정하였고, PSA 공정에서 흡착제 수명은 2년으로 추정하였다.

4. Results and Discussion

99% 순도의 10,000 Nm³/hr에 해당하는 CO는 12.53 ton/hr 의 질량흐름을 갖는다. 99% 회수율을 갖는 COSORB 공정과 90% 회수율을 갖는 CO-PSA 공정의 LDG 질량유량은 각각 21.43 ton/hr 및 23.30 ton/hr 이다. 본 절에서는 이 두 공정에 대한 TCI, TPC, ROI, 및 PBP 결과를 기술한다. 또한, FCI, TPC 그리고 CO 가격은 대략적으로 산출되었거나, 변동 가능성이 있으므로, 이들 3가지 인자의 불확실성에 따른 ROI 및 PBP의 민감도를 제시한다.

4-1. Total capital investment (TCI)

COSORB 및 CO-PSA 공정의 PFD로부터 각 장치별 종류를 설정하고, 크기를 정하여 산출한 장치구입가(PEC)는 Table 3과 Table 4에서 각각 보여준다. 각 장치별 종류(equipment type) 는 ASPEN Economic analyzer에서 주어진 선택사항 중에서 선정하였고, TIC (total installed cost)는 ASPEN Economic analyzer에서 2014년 기준으로 제공된 값을 사용하였다. 설치비용인자(a)는 TIC를 PEC로 나눈 값이다. 이 값은 두 공정에 대하여 각각 1.66과 1.59이며, 설치비용은 구입가의 약 60% 정도임을 알 수 있다. 주요 장치에 대한 크기는 pilot-scale 운전조건과 실험을 최대한 반영하여 산출하였다.

COSORB 공정의 경우 Fig. 1의 PFD에서 보여주듯이 2개의 흡수탑, 응축기 2개, 냉각기 2개, 가열기, 열교환기 2개, 펌프 2개, 재생기, 가스저장탱크 2개, 흡수제 저장탱크, 압축기 2개로 구성되어 있다. 총 TIC는 \$8.84 million, FCI는 \$16.3 million, 그리고 TCI는 \$18.74 million (약 206억원) 으로 추산된다(Table 3 참조).

PSA 공정은 원료가스 저장탱크 2개, 압축기 2개, 냉각기 2개, 가스저장탱크 2개, PSA 컬럼 4개로 구성된다(Fig. 2 참조). 총 TIC는 \$6.93 million, FCI는 \$12.97 million, 그리고 TCI는 \$14.9 million (약 164억원) 으로 산정되었다(Table 4 참조).

4-2. Total production cost (TPC)

총생산비용은 원료 및 재료비, 운전비, 그리고 고정비 등으로 구성되어 있으며, Table 5는 COSORB 및 CO-PSA 공정의 자세한 총생산비용을 보여준다. 99% 회수율을 보이는 COSORB 공정의 64% CO 농도를 갖는 LDG 유입량은 16,000 Nm³/hr이고, 90% 회수율을 보이는 CO-PSA 공정의 LDG 유입량은 17,400 Nm³/hr이다.

COSOR 공정에서 1.5% 흡수제 손실에 대한 흡수제 비용은 매년

Table 3. TCI (total capital investment) details of COSORB process

Process	Equipment name	Equipment type	TIC (\$)	PEC (\$)	$a_i (=TIC/PEC)$	Size ^a	
COSORB (99% yield)	ABSORB1	Packing tower	382,800	122,600	3.12	D:3m; H:12m	
	ABSORB2	Packing tower	382,800	122,600	3.12	D:3m; H:12m	
	COND1	TEMA shell and tube exchanger	57,200	8,700	6.57		
	COND2	TEMA shell and tube exchanger	60,600	10,300	5.88		
	COOLER1	TEMA shell and tube exchanger	193,500	33,600	5.76		
	COOLER2	TEMA shell and tube exchanger	140,145	24,335	5.76		
	HEATER	Vertical cylindrical furnace	1,139,600	446,800	2.55		
	HEEXCHA1	TEMA shell and tube exchanger	94,300	28,200	3.34		
	HEEXCHA2	TEMA shell and tube exchanger	93,900	23,800	3.95		
	PUMP1	Centrifugal multi-stage pump	68,500	12,900	5.31		
	PUMP2	Centrifugal multi-stage pump	69,100	13,500	5.12		
	STRIPPER	Packing tower	376,600	119,300	3.16	D:3m; H:11m	
	TAILTANK	Pressurized vertical vessel tank	371,400	163,500	2.27	V:440 m ³	
	SURGETAN	Pressurized vertical vessel tank	1,432,100	805,100	1.78	V:3886 m ³	
	PRODTANK	Pressurized vertical vessel tank	371,400	163,500	2.27	V:440 m ³	
	PCOMP	Reciprocating gas compressor	1,535,700	1,358,400	1.13		
	FCOMP	Reciprocating gas compressor	2,071,200	1,867,500	1.11		
	Total		8,840,845	5,324,635	1.66		
	Indirect cost (IDC, \$)				4,738,925 (=0.89ΣPEC)		
	Total direct and indirect cost (TDIC, \$)				13,579,771 (=TIC+IDC)		
Project contingency (PC, \$)				2,715,954 (=20% of TDIC)			
Fixed capital investment (FCI, \$)				16,295,725 (=TDIC+PC)			
Working capital (WC, \$)				2,444,359 (=15% of FCI)			
Total capital investment (TCI, \$)				18,740,084 (=FCI+WC)			

^aSize: D=diameter, V=volume, H=height

Table 4. TCI (total capital investment) details of CO-PSA process

Process	Equipment name	Equipment type	TIC (\$)	PEC (\$)	$a_i (=TIC/PEC)$	Size ^a	
PSA (90% yield)	BUFTANK1	Pressurized vertical vessel tank	283,900	107,800	2.63	V:220 m ³	
	BUFTANK2	Pressurized vertical vessel tank	283,900	107,800	2.63	V:220 m ³	
	COMP1	Reciprocating gas compressor	2,111,100	1,901,300	1.11		
	COMP2	Reciprocating gas compressor	1,392,700	1,225,100	1.14		
	COOLER1	TEMA shell and tube exchanger	193,500	33,600	5.76		
	COOLER2	TEMA shell and tube exchanger	140,145	24,335	5.76		
	PRODTANK	Pressurized vertical vessel tank	371,400	163,500	2.27	V:440 m ³	
	PSA	Packing tower	1,780,800	632,000	2.82	4 columns, D:3 m; H:15 m	
	TAILTANK	Pressurized vertical vessel tank	371,400	163,500	2.27	V:440 m ³	
	Total		6,928,845	4,358,935	1.59		
	Indirect cost (IDC, \$)				3,879,452 (=0.89ΣPEC)		
	Total direct and indirect cost (TDIC, \$)				10,808,298 (=TIC+IDC)		
Project contingency (PC, \$)				2,161,660 (=20% of TDIC)			
Fixed capital investment (FCI, \$)				12,969,957 (=TDIC+PC)			
Working capital (WC, \$)				1,945,494 (=15% of FCI)			
Total capital investment (TCI, \$)				14,915,451 (=FCI+WC)			

^aSize: D=diameter, V=volume, H=height

약 150억원 정도 추산된다. 에너지 비용은 약 37억원, 고정비는 약 26억원으로서 총 생산비용은 약 365억원(=\$33.2 million/yr)으로 계산되었다.

CO-PSA 공정의 원료비는 연간 약 160억원으로 COSORB 공정에 비하여 약 12억원이 더 소모된다. 이 원료비용은 LDG를 연료로 사용되었을 때의 기회비용을 의미한다. 흡착제는 4개 흡착컬럼에 약 382톤이 필요하며, 흡착제의 수명을 2년으로 가정하면, 연간 약 105억원이 필요하다. 에너지비용은 약 23억원, 고정비는 24억원으로서

COSORB 공정에 비하여 낮은 에너지 비용과 고정비가 산출되었다. 총 생산비용은 약 310억원으로서 PSA공정은 COSORB공정에 비하여 연간 약 53억원의 생산비용이 절감된다.

본 연구의 CO-PSA에서 LDG 유입량(=23.3 ton/hr)에 대한 분리비용은 152 \$/ton으로 산출되며, 이 값은 95% 순도 CO-PSA 공정에 대한 분리비용 80 \$/ton[10] 대비 약 2배에 해당한다. 하지만, Kim 등의 논문에서는[10] 장치별 자세한 구입비 등이 없고, 생산비용에 대한 내역이 제시되어 있지 않았으며, 처리용량도 불명확하여 직접

Table 5. TPC (total production cost) of COSORB and PSA processes for 10,000 Nm³/hr CO production

Process	Category	item	Quantity		Price		Cost (\$/yr)
COSORB	Raw material cost (RMC) ^a	LDG	16,000	Nm ³ /hr	0.105	\$/Nm ³	13,440,000
	Material cost (MC) ^b	Absorbent (CuAlCl ₄ -Tol)	2.19	ton/hr ^m	800	\$/ton	14,034,240
	Utility cost (UC) ^c	Electricity	2821	kW	0.1	\$/kWh	2,256,800
		Fuel	5.13	MWh	26.81	\$/MWh	1,100,282
		Cooling water ^k	2.24	m ³ /hr	0.5	\$/m ³	8,960
		Subtotal (\$/yr)					3,366,042
	Fixed cost (FC) ^d	Operating labor	3	persons	10	\$/hr/person	240,000
		Maintenance	1				155,000
		Supervision	1	person	20	\$/hr/person	160,000
		Operating charges	1				100,000
		plant overhead	1				277,500
G & A costs ^l		1				1,421,155	
	Subtotal (\$/yr)					2,353,655	
	Total (\$/yr) ^{e=(a+b+c+d)}					33,193,937	
PSA	Raw material cost (RMC) ^f	LDG	17,400	Nm ³ /hr	0.105	\$/Nm ³	14,616,000
	Material cost (MC) ^g	Adsorbent	381.7	ton ⁿ	50,000	\$/ton	9,542,500
	Utility cost (UC) ^h	Electricity	2581	kW	0.1	\$/kWh	2,064,800
		Fuel	0	MWh	26.81	\$/MWh	0
		Cooling water ^k	0	m ³ /hr	0.5	\$/m ³	0
		Subtotal (\$/yr)					2,064,800
	Fixed cost (FC) ⁱ	Operating labor	2	persons	10	\$/hr/person	160,000
		Maintenance	1				153,000
		Supervision	1	person	20	\$/hr/person	160,000
		Operating charges	1				80,000
		plant overhead	1				236,500
G & A costs ^l		1				1,400,146	
	Subtotal (\$/yr)					2,189,646	
	Total (\$/yr) ^{j=(f+g+h+i)}					28,412,946	

^k2% loss of the total cooling water is assumed, ^lG & A costs: General and administrative costs, ^mAbsorbent loss is assumed to be 1.5%, ⁿAdsorbent life time is assumed to be 2 years

적인 비교는 힘들어 보인다.

4-3. Economic feasibility

ROI와 PBP를 산출하기 위해서는 공장운전수명 기간 동안의 현재 가치로 환산된 평균 당기순이익(NP_{avg})과 평균 현금흐름(CF_{avg})이 필요하다. 물가 인상률 2.5%, 이자율 6%로 가정한 20년 동안의 ASR, DC, TPC, GP, NP, 및 CF는 Table 6와 Table 7에서 COSORB 및 PSA 공정에 대하여 각각 보여준다. 20년간의 운전수명 동안 각 년도별 ASR, TPC, GP, Income tax, NP, 그리고 CF에 대하여 각각 첫번째 행은 물가상승률(a=2.5%)에 따라 계산된 값이고, 두번째 행은 이자율(g=6%)에 따라 현재가치로 표현한 값이다. 단, 10년 동안의 감가상각비(DC)는 물가상승률과 이자율이 반영 안된 Straight-line method[19]가 적용되었다. ROI와 PBP를 구하기 위하여 NP와 CF의 현재가치 평균값을 사용하였다.

Table 6과 Table 7의 현재가치 평균값을 이용하여 Eq. (10)과 Eq. (11)에서 구한 ROI와 PBP는 Table 8에서 요약하여 보여준다. 이 표로부터 COSORB 공정과 CO-PSA 공정의 경제적 타당성을 명확히 비교할 수 있다. 흡수탑과 재생탑이 존재하는 COSORB 공정은 초기투자비와 총생산비용이 흡착탑으로만 구성된 CO-PSA공정보다 높음을 알 수 있다. CO-PSA공정은 COSORB 공정에 비교하여 ROI는 약 2배 정도 높고, PBP는 2배 낮게 산출되었다. CO-PSA공정은

30% 이상의 ROI와 3년 이내의 PBP를 보여주고 있으므로 경제적 타당성이 있을 것으로 판단된다. 하지만, 본 연구에서는 LDG에 포함된 수분 및 먼지 등의 불순물 제거에 필요한 전처리 공정을 포함하지 않았으므로 전처리 공정을 포함하면, 경제성 지표값들이 악화될 수 있다.

4-4. Sensitivity analysis

FCI, TPC, 그리고 CO 가격에 대한 ROI와 PBP의 민감도 분석은 ±20% 범위의 상대적 변화량에서 이루어졌다. Table 9는 COSORB 및 PSA 공정에 대하여 이러한 불확실성 인자 세 개에 대한 상대적 변화에 따른 값들을 보여준다. 기준값(base value)에서의 경제성값들은 Table 8에서 이미 제시되었다.

Fig. 4와 Fig. 5는 각각COSORB 공정과 CO-PSA 공정에 대한 ROI와 PBP의 민감도를 보여준다. FCI와 TPC의 증가는 ROI를 감소시키고, CO 가격의 증가는 ROI를 증가시킨다. 반대로FCI와 TPC의 증가는 PBP를 증가시키고, CO 가격의 증가는 PBP를 감소시킨다. COSORB 공정 보다CO-PSA 공정이 ROI가 높게 위치하고, PBP는 그 반대이다. Fig. 4b에서 TPC의 과도한 증가 (20%)와 CO 가격의 과도한 감소(-20%)는 ROI를 음수로 만들고, PBP의 급격한 상승을 유발하여 그래프 상에 PBP가 표시되어 있지 않다.

PoS 그래프에서 중요한 단서는 기울기이다. 모든 불확실 인자들

Table 6. Annual economic values during plant life for COSORB process (unit: MS/yr)

	Mean value	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Annual sales Revenue (ASR) ^a	29.29	33.33	41.00	42.03	43.08	44.15	45.26	46.39	47.55	48.74	49.95	51.20	52.48	53.80	55.14	56.52	57.93	59.38	60.86	62.39	63.95
		33.33	38.68	37.40	36.17	34.97	33.82	32.70	31.62	30.58	29.57	28.59	27.65	26.73	25.85	25.00	24.17	23.37	22.60	21.86	21.13
Depreciation cost (DC) ^b		1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	1.63	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total production cost (TPC) ^c	24.58	33.19	34.02	34.87	35.75	36.64	37.56	38.49	39.46	40.44	41.45	42.49	43.55	44.64	45.76	46.90	48.07	49.28	50.51	51.77	53.07
		33.19	32.10	31.04	30.01	29.02	28.06	27.14	26.24	25.37	24.54	23.73	22.94	22.19	21.45	20.74	20.06	19.40	18.76	18.14	17.54
Gross profit (GP) ^{d=(a-b-c)}	3.89	-1.49	5.35	5.52	5.70	5.88	6.07	6.26	6.46	6.66	6.87	8.71	8.93	9.15	9.38	9.62	9.86	10.10	10.36	10.62	10.88
		-1.49	4.95	4.73	4.52	4.32	4.12	3.93	3.75	3.57	3.40	4.86	4.70	4.55	4.40	4.25	4.11	3.98	3.85	3.72	3.60
Income tax (22% of GP) ^e	0.91	0.00	1.18	1.21	1.25	1.29	1.34	1.38	1.42	1.47	1.51	1.92	1.96	2.01	2.06	2.12	2.17	2.22	2.28	2.34	2.39
		0.00	1.11	1.08	1.05	1.03	1.00	0.97	0.95	0.92	0.89	1.07	1.03	1.00	0.97	0.94	0.90	0.87	0.85	0.82	0.79
Net profit (NP) ^{f=(d-e)}	2.98	-1.49	4.17	4.31	4.45	4.59	4.74	4.89	5.04	5.20	5.36	6.80	6.97	7.14	7.32	7.50	7.69	7.88	8.08	8.28	8.49
		-1.49	3.84	3.65	3.47	3.30	3.13	2.96	2.81	2.65	2.51	3.79	3.67	3.55	3.43	3.32	3.21	3.10	3.00	2.90	2.80
Cash flow (CF) ^{g=(f+b)}	3.80	0.14	5.80	5.94	6.08	6.22	6.36	6.52	6.67	6.83	6.99	6.80	6.97	7.14	7.32	7.50	7.69	7.88	8.08	8.28	8.49
		0.14	5.47	5.28	5.10	4.93	4.76	4.59	4.44	4.28	4.14	3.79	3.67	3.55	3.43	3.32	3.21	3.10	3.00	2.90	2.80

Table 7. Annual economic values during plant life for CO-PSA process (unit: MS/yr)

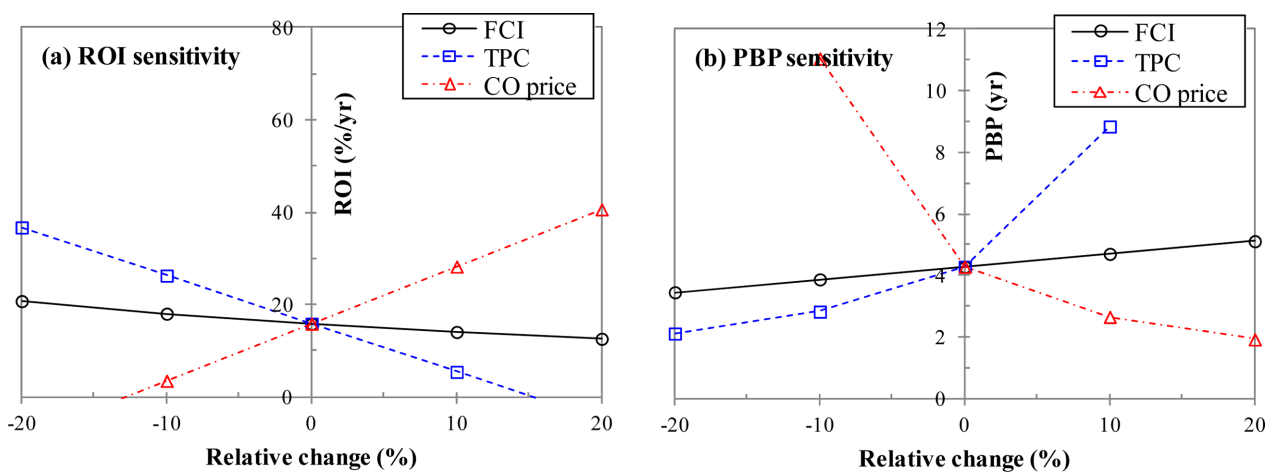
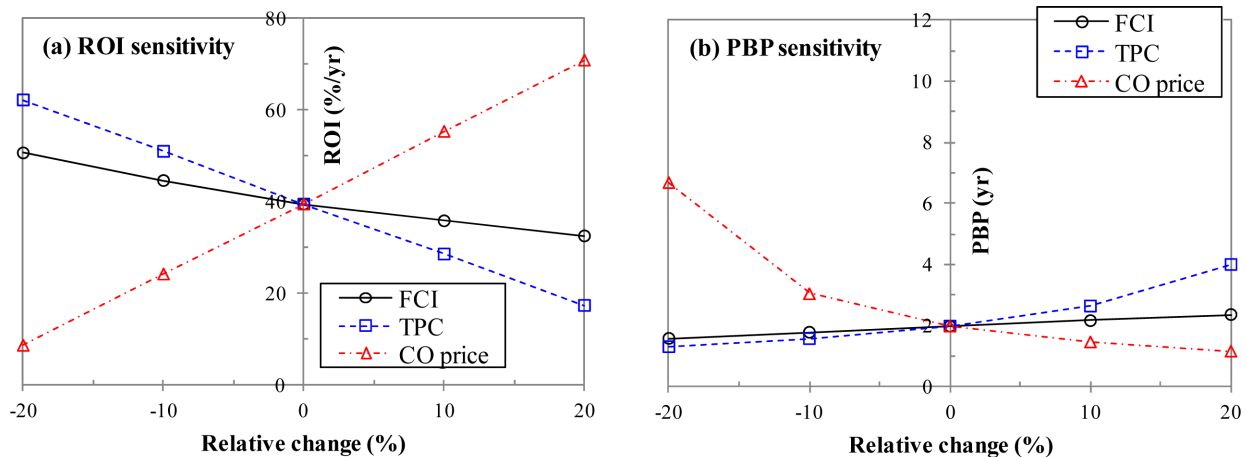
	Mean value	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Annual sales Revenue (ASR) ^a	29.29	33.33	41.00	42.03	43.08	44.15	45.26	46.39	47.55	48.74	49.95	51.20	52.48	53.80	55.14	56.52	57.93	59.38	60.86	62.39	63.95
		33.33	38.68	37.40	36.17	34.97	33.82	32.70	31.62	30.58	29.57	28.59	27.65	26.73	25.85	25.00	24.17	23.37	22.60	21.86	21.13
Depreciation cost (DC) ^b		1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total production cost (TPC) ^c	21.04	28.41	29.12	29.85	30.60	31.36	32.15	32.95	33.77	34.62	35.48	36.37	37.28	38.21	39.17	40.15	41.15	42.18	43.23	44.31	45.42
		28.41	27.47	26.57	25.69	24.84	24.02	23.23	22.46	21.72	21.00	20.31	19.64	18.99	18.36	17.76	17.17	16.60	16.06	15.53	15.01
Gross profit (GP) ^{d=(a-b-c)}	7.60	3.62	10.58	10.88	11.18	11.49	11.81	12.14	12.48	12.82	13.17	14.83	15.20	15.58	15.97	16.37	16.78	17.20	17.63	18.07	18.52
		3.62	9.91	9.54	9.18	8.83	8.50	8.18	7.86	7.56	7.27	8.28	8.01	7.74	7.49	7.24	7.00	6.77	6.55	6.33	6.12
Income tax (22% of GP) ^e	1.70	0.80	2.33	2.39	2.46	2.53	2.60	2.67	2.74	2.82	2.90	3.26	3.34	3.43	3.51	3.60	3.69	3.78	3.88	3.98	4.08
		0.80	2.20	2.13	2.07	2.00	1.94	1.88	1.83	1.77	1.72	1.82	1.76	1.70	1.65	1.59	1.54	1.49	1.44	1.39	1.35
Net profit (NP) ^{f=(d-e)}	5.90	2.83	8.25	8.48	8.72	8.96	9.21	9.47	9.73	10.00	10.28	11.57	11.86	12.15	12.46	12.77	13.09	13.42	13.75	14.10	14.45
		2.83	7.71	7.41	7.11	6.83	6.56	6.29	6.04	5.79	5.55	6.46	6.25	6.04	5.84	5.65	5.46	5.28	5.11	4.94	4.78
Cash flow (CF) ^{g=(f+b)}	6.54	4.12	9.55	9.78	10.02	10.26	10.51	10.77	11.03	11.30	11.57	11.57	11.86	12.15	12.46	12.77	13.09	13.42	13.75	14.10	14.45
		4.12	9.01	8.70	8.41	8.13	7.85	7.59	7.33	7.09	6.85	6.46	6.25	6.04	5.84	5.65	5.46	5.28	5.11	4.94	4.78

Table 8. Summary of techno-economic comparison for COSORB and PSA processes

Process	TCI	TPC	ASR	ROI	PBP
COSORB (99% yield)	18.74 M\$	33.19 M\$/yr	40.0 M\$/yr	15.9%/yr	4.3 yr
PSA (90% yield)	14.92 M\$	28.4 M\$/yr	40.0 M\$/yr	39.5%/yr	2.0 yr

Table 9. Absolute values of factors used in sensitivity analysis for 10,000 Nm³/hr CO production plant

Factors	Relative changes (%)					
	-20	-10	0 (base value)	10	20	
COSORB	FCI (M\$)	13.04	14.67	16.30	17.93	19.56
	TPC (M\$/yr)	26.56	29.87	33.19	36.51	39.83
	CO price (\$/Nm ³)	0.4	0.45	0.5	0.55	0.6
PSA	FCI (M\$)	10.38	11.67	12.97	14.27	15.56
	TPC (M\$/yr)	22.72	25.56	28.4	31.24	34.08
	CO price (\$/Nm ³)	0.4	0.45	0.5	0.55	0.6

**Fig. 4. Plot of sensitivities (PoS) for COSORB process.****Fig. 5. Plot of sensitivities (PoS) for CO-PSA process.**

이 무단위로 동등하게 비교되므로, 기술기의 절대값이 큰 인자가 공정의 경제성에 큰 영향을 주는 인자로 파악된다. 공정에 영향력이 가장 큰 인자는 CO가격이며, 그 다음은 TPC이다. 즉, COSORB 공정과 CO-PSA 공정의 경제성 확보를 위하여 생산비용을 낮추고, 안정적인 CO 판매가 가능해야 한다. 두 공정 모두 FCI가 TPC보다 덜 민감한 경향을 보이므로, 본 연구에서 산출한 AACE Class 4 수준의 FCI 혹은 TCI 신뢰성은 다소 증가할 수 있다.

COSORB 공정에 대하여 PBP가 3년 이하인 경우는 CO 가격이 10% 정도 상승하거나(0.55 \$/Nm³ 이상), TPC가 -10% 정도 하락할(\$29.9 million 이하) 때 예측된다(Fig. 4b 참조). CO-PSA 공정에 대하여 PBP가 3년을 초과하는 경우는 CO 가격이 10% 정도 하락하거나(0.45 \$/Nm³ 이하), TPC가 20% 정도 상승할(\$34.1 million 이상) 때 예상된다(Fig. 5b 참조). 즉, CO-PSA 공정은 가격 하락이나 생산비용의 상승에도 불구하고, 경제성을 유지할 수 있는 여유를 보여준다.

5. Conclusions

제철소에서 부생되는 LDG 가스는 CO가 60% 이상을 포함하고 있으며, 주로 연료로 사용되어 왔다. 99% 이상의 CO는 석유화학제품의 원료, 메탄올, 수소, 초산 등의 생산에서 사용되는 고부가가치 가스로서 연료로 사용하는 것보다 가격이 약 5배 높다. 본 연구의 목적은 99% CO 10,000 Nm³/hr를 LDG로부터 분리하기 위한 흡수공정 COSORB와 흡착공정 CO-PSA의 기술경제성 평가를 통하여 어떤 공정이 좀더 경제성을 갖는지 분석하는 것이다.

기술경제성평가는 크게 기술적인 측면과 경제적인 측면으로 나누어 볼 수 있다. 기술적 측면에서는 공정흐름도(PFD)를 이용하여 각 장치비를 계산하고, 초기투자비(TCI), 그리고 총생산비용(TPC)을 얻기 위하여 공정모사를 수행한다. 경제적인 측면에서는 앞서 구한 TCI (혹은 FCI)와 TPC를 사용하여 투자회수율(ROI), 투자회수기간(PBP)을 계산하고, 이들의 민감도를 여러 불확실한 인자들을 변화시키면서 분석한다.

COSORB 및 CO-PSA공정의 TCI는 각각 약 206억원, 164억원이고, TPC는 각각 360억원/년, 310억원/년으로 예측되었다. CO-PSA 공정이 COSORB 공정보다 ROI가 높고 PBP가 낮기 때문에, 경제적 타당성이 높다고 판단되었다. 민감도 분석을 통하여 CO가격이 FCI 그리고 TPC 보다 ROI와 PBP에 더 많은 영향을 주는 것으로 밝혀졌다.

본 연구에서는 정해진 처리용량과 주어진 개념설계도(PFD)에 따라 예비적인 경제성 평가를 수행하였고, 각 장치의 구입가는 상용공정모사기 내 자료를 바탕으로 했기 때문에 실제 시장가격과는 편차가 존재할 수 있다. COSORB 공정은 이미 상용화된 기술적 성숙도가 높은 반면에, CO-PSA의 기술적 성숙도는 낮은 편으로 조사된다. 특히 CO-PSA 공정에 대하여 99% 이상의 순도와 90% 이상의 회수율을 보여주는 상용 흡착제 기술개발이 선행되어야 한다. 본 연구에서는 이러한 기술적 성숙도에 대하여 고려하지 않았으며, 본 논문의 기술경제성평가는 예비적이고, 학술적인 결과로서 활용되어야 한다. 또한, 처리용량에 따라 기술경제성평가 결과가 달라질 수 있으므로 본 연구결과는 10,000 Nm³/hr CO 생산용량에서 많은 차이가 없는 경우에 활용되어 질 수 있다.

Acknowledgements

This research was supported by Basic Science Research Program through the National Research Foundation of Korea (NRF) funded by the Ministry of Education, Science and Technology (Grant number: 2011-0006827). Much appreciation goes to Dr. Truong X. Do for the first effort to the process simulation during his PhD course at Hankyong National University, Korea.

Nomenclature

a	: installed cost factor
ASR	: annual sales revenue (\$/yr)
b	: purchased equipment cost factor
BFD	: block flow diagram
c	: project contingency factor
CAPEX	: capital expenditure (\$)

CF	: cash flow (\$/yr)
D	: diameter (m)
d	: working capital factor
DC	: depreciation cost (\$/yr)
FC	: fixed cost (\$/yr)
FCI	: fixed capital investment (\$)
GP	: gross profit (\$/yr)
H	: height (m)
i	: equipment index
IDC	: indirect cost (\$)
IRR	: internal rate of return (%)
L _d	: depreciation life (yr)
LDG	: Linze-Donawitz Gas
L _p	: plant life (yr)
M	: number of equipments
MC	: material cost (\$/yr)
n	: year index
NP	: net profit (\$/yr)
NPV	: net present value (\$/yr)
NRTL	: non-random two-liquid
OPEX	: operating expenditure (\$/yr)
PBP	: payback period (yr)
PC	: project contingency (\$)
PEC	: purchased equipment cost (\$)
PFD	: process flow diagram
PoS	: plot of sensitivity
PSA	: pressure swing adsorption
RMC	: raw material cost (\$/yr)
ROI	: return on investment (%)
S	: sensitivity
SRK	: Soave-Redlich-Kwong
TCI	: total capital investment (\$)
TDIC	: total direct and indirect cost (\$)
TEA	: techno-economic analysis
TIC	: total installed cost (\$)
TPC	: total production cost (\$/yr)
UC	: utility cost (\$/yr)
V	: volume (m ³)
V _s	: salvage value (\$)
WC	: working capital (\$)
x	: uncertain variable
y	: targeted variable

Greek letters

α	: inflation rate
β	: corporation tax rate
γ	: interest rate

References

1. Kong, H., Qi, E., Li, H., Li, G. and Zhang, X., "An MILP Model

- for Optimization of Byproduct Gases in the Integrated Iron and Steel Plant,” *Appl. Energy*, **87**(7), 2156-2163(2010).
2. Kasuya, F. and Tsuji, T., “High Purity CO Gas Separation by Pressure Swing Adsorption,” *Gas Sep. Purif.*, **5**(4), 242-246(1991).
 3. Dutta, N. N. and Patil, G. S., “Developments in CO Separation,” *Gas Sep. Purif.*, **9**(4), 277-283(1995).
 4. Hogendoorn, J. A., van Swaaij, W. P. M. and Versteeg, G. F., “The Absorption of Carbon Monoxide in COSORB Solutions: Absorption Rate and Capacity,” *Chem. Eng. J.*, **59**(3), 243-252 (1995).
 5. Poddar, S. K., “Design, Capital Cost and Economics for the Low Rank Coal Study (Volume 1A): Direct Coal Liquefaction-Low Rank Coal Study,” U.S. Department of Energy/Bechtel Co., Pittsburgh, Pennsylvania(1995).
 6. Ahn, E.-S., Jang, S.-C., Choi, D.-Y., Kim, S.-H. and Choi, D.-K., “Pure Gas Adsorption Equilibrium for H₂/CO/CO₂ and Their Binary Mixture on Zeolite 5A,” *Korean Chem. Eng. Res.*, **44**(5), 460-467(2006).
 7. Ma, J., Li, L., Ren, J. and Li, R., “CO Adsorption on Activated Carbon-Supported Cu-Based Adsorbent Prepared by a Facile Route,” *Sep. Purif. Technol.*, **76**(1), 89-93(2010).
 8. Choi, J., Kim, K.-H., Park, J.-Y., Ko, D.-J., Baek, J.-H., Kim, S., Lim, D.-H. and Lim, K., “Adsorbent for Carbon Monoxide and Method for Preparing Thereof,” Korea Patent No. KR 2015-0008270 A(2015).
 9. Sakuraya, T., Fujii, T., Matsui, S. and Hayashi, S., “Methods for Obtaining High-Purity Carbon Monoxide,” European Patent No. EP 0129 444 B1(1990).
 10. Kim, H., Lee, J., Lee, S., Han, J. and Lee, I.-B., “Operating Optimization and Economic Evaluation of Multicomponent Gas Separation Process Using Pressure Swing Adsorption and Membrane Process,” *Korean Chem. Eng. Res.*, **53**(1), 31-38(2015).
 11. Do, T. X., Lim, Y.-I., Jang, S. and Chung, H.-J., “Hierarchical Economic Potential Approach for Techno-Economic Evaluation of Bioethanol Production from Palm Empty Fruit Bunches,” *Bioresour. Technol.*, **189**, 224-235(2015).
 12. Park, Y. C., Lee, T.-Y., Park, J. and Ryu, H.-J., “Performance and Economic Analysis of Natural Gas/Syngas Fueled 100 MW_{th} Chemical-Looping Combustion Combined Cycle Plant,” *Korean Chem. Eng. Res.*, **47**(1), 65-71(2009).
 13. Lee, J. H., Kim, J.-H., Lee, I. Y., Jang, K. R. and Shim, J.-G., “Performance and Economic Analysis of 500 MW_e Coal-Fired Power Plant with Post-Combustion CO₂ Capture Process,” *Korean Chem. Eng. Res.*, **49**(2), 244-249(2011).
 14. Chun, D.-H., Kim, S.-D., Rhim, Y. J. and Lee, S. H., “Economic Analysis of Upgrading Low Rank Coal Process,” *Korean Chem. Eng. Res.*, **49**(5), 639-643(2011).
 15. Yoo, Y. D., Kim, S. H., Cho, W., Mo, Y. and Song, T., “Basic Economic Analysis for CO-Production Process of DME and Electricity Using Syngas Obtained by Coal Gasification,” *Korean Chem. Eng. Res.*, **52**(6), 796-806(2014).
 16. Do, T. X., Lim, Y.-I. and Yeo, H., “Techno-Economic Analysis of Biooil Production Process from Palm Empty Fruit Bunches,” *Energy Convers. Manage.*, **80**, 525-534(2014).
 17. Do, T. X., Lim, Y.-I., Yeo, H., Lee, U.-D., Choi, Y.-T. and Song, J.-H., “Techno-Economic Analysis of Power Plant via Circulating Fluidized-Bed Gasification from Woodchips,” *Energy*, **70**, 547-560(2014).
 18. Christensen, P. and Dysert, L. R., “Cost Estimate Classification System,” AACE (American Association of Cost Engineering) International, Practice No. 17R-97(2011).
 19. Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A. and Bhattacharyya, D., *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, 4th ed., Prentice Hall, New York(2012).
 20. Towler, G. and Sinnott, R., *Chemical Engineering Design*, 2nd ed., Elsevier, Boston(2008).
 21. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. and West, R. E., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., McGraw-Hill, New York(2003).
 22. Lozowski, D., Ondrey, G., Jenkins, S. and Bailey, M. P., Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), *Chem. Eng.*, Access Intelligence LLC(2004-2013).
 23. Perry, R. H. and Green, D. W., *Perry's Chemical Engineers' Handbook: Chapter 12. Psychrometry, Evaporative Cooling, and Solids Drying*, 7th ed., McGraw-Hill, New York(1999).