

천연가스/합성가스 이용 100 MWth 매체순환연소 복합발전 플랜트의 성능 및 경제성 평가

박영철 · 이태용* · 박재현 · 류호정†

한국에너지기술연구원 기후변화기술연구본부
305-343 대전시 유성구 장동 71-2
*홍익대학교 화학공학과
121-791 서울시 마포구 상수동 72-1
(2008년 12월 3일 접수, 2009년 1월 23일 채택)

Performance and Economic Analysis of Natural Gas/Syngas Fueled 100 MWth Chemical-Looping Combustion Combined Cycle Plant

Young Cheol Park, Tai-yong Lee*, Jaehyeon Park and Ho-Jung Ryu†

Climate Change Technology Research Division, Korea Institute of Energy Research, 71-2 Jang-dong, Yuseong-gu, Daejeon 305-343, Korea
*Department of Chemical Engineering, Hongik University, 72-1 Sangsu-dong, Mapo-gu, Seoul 121-791, Korea
(Received 3 December 2008; accepted 23 January 2009)

요 약

본 연구에서는 상용모사기를 이용하여 100 MWth 매체순환연소(CLC) 복합발전 플랜트의 성능 및 경제성 평가를 수행하였다. 원료로는 천연가스와 합성가스를 고려하였으며 원료에 따른 성능 및 발전단가를 비교, 분석하였다. 천연가스와 합성가스를 사용하는 경우 모두 발전 효율은 53~54% 수준으로 평가되었으며 이는 기존 연구와 부합하는 결과임을 확인하였다. 경제성 분석을 위해서 Chemical Engineering Plant Cost Index와 Guthrie 방법을 사용하여 장치비를 산정하였으며 합성가스의 저위발열량이 천연가스보다 낮기 때문에 장치비가 다소 높은 것을 확인하였다. 연료의 종류에 따른 발전단가 계산 결과 합성가스의 가격이 5.3 \$/GJ 정도 되는 경우에 천연가스를 이용하는 경우의 발전단가인 5.8 \$/kWh보다 낮아지는 것으로 나타났다.

Abstract – In this study, performance and economic analysis of natural gas/syngas fueled 100 MWth chemical-looping combustion (CLC) combined cycle plant were performed. Net efficiency of both cases was 53~54%, corresponding to previous research. We used Chemical Engineering Plant Cost Index and Guthrie method to evaluate plant cost. For syngas fueled CLC combined cycle plant, the plant cost was higher since lower heating value(LHV) of syngas was lower than that of natural gas and cost of electricity(COE) was also higher since the cost of syngas was higher than that of natural gas. By sensitivity analysis, it was shown that the cost of syngas should be less than 5.3 \$/GJ in order to make COE lower than 5.8 \$/kWh which was COE of natural gas fueled CLC combined cycle plant.

Key words: Chemical-looping Combustion, Performance Analysis, Economic Analysis, Natural Gas, Syngas, Aspen Plus

1. 서 론

천연가스(NG), 합성가스(Syngas)를 이용한 매체순환연소(CLC, Chemical Looping Combustion) 기술은 공정 내에서 별도의 분리설비 없이 CO₂를 원천적으로 분리할 수 있고 직접적인 flame을 사용하지 않기 때문에 thermal-NOx의 발생이 없는 차세대 저공해-고효율 발전기술로 관심을 얻고 있다[1].

기존 천연가스연소 발전설비의 경우 고농도로 농축된 CO₂를 분리, 회수하기 위해서는 9~27% 정도의 효율 감소와 1.3~2.3배 정도

의 발전단가 상승이 불가피하다[2, 3]. CLC 기술을 적용하는 경우 열효율이 차세대 발전방식과 비슷한 수준으로 높고[4-6], CO₂ 발생이 적으며, 일반적인 보일러 배가스와는 달리 CO₂와 H₂O만이 배가스로 배출되므로 H₂O 응축 후 고농도의 CO₂를 회수할 수 있어 온실가스인 CO₂ 분리를 위한 에너지 소모량이 매우 작다[7].

CLC 기술에 대한 연구는 주로 일본, 스웨덴, 미국, 노르웨이, 우리나라에서 활발하게 이루어지고 있으며 각국의 연구동향은 Ryu[1]의 보고에 자세히 정리되어 있다. CLC의 연료로 지금까지는 천연가스가 주로 고려되어 왔으나 최근 유가가 급등하면서 값싼 저가 탄화수소(석탄, 중질잔사유, 코크스, 바이오매스)의 가스화에 의한 합성가스를 이용하거나[8] 고체연료인 석탄을 직접 사용하는 방안

†To whom correspondence should be addressed.
E-mail: hjryu@kier.re.kr

[9] 등이 고려되고 있다.

본 연구에서는 천연가스 및 합성가스를 원료로 사용하는 100 MWth CLC 복합발전 플랜트를 상용모사기(Aspen Plus)를 이용하여 성능평가를 수행하고, 모사 결과를 바탕으로 경제성 분석을 수행하였다. CLC 반응기 및 산소공여입자는 Ryu 등[10]이 제시한 유동층반응기 및 NiO/Bentonite를 사용하였다. 원료에 따른 발전단가를 최종적으로 계산하였으며 합성가스의 최적 비용을 제시하였다.

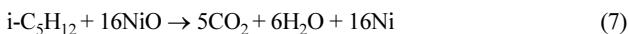
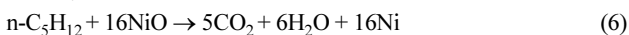
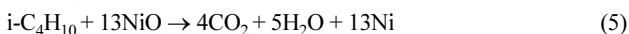
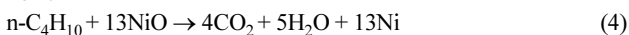
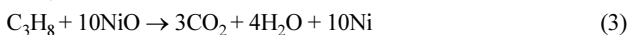
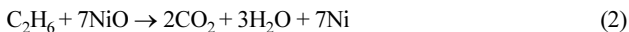
2. 100 MWth CLC 복합발전 플랜트 성능평가

CLC 복합발전 플랜트는 산화반응기를 통과한 가스가 가스터빈을 구동하고 후단에 열교환기를 이용하여 고압/중압/저압의 스팀을 생산하며 이 스팀이 스팀터빈을 구동하여 발전을 하게 된다. 복합발전 플랜트의 발전 성능은 700 MWth CLC 복합발전 시스템의 결과 [11]와 비교하였다. 성능 비교를 위해서 본 연구에서는 CLC의 산화반응과 환원반응 온도를 각각 1,200 °C와 980 °C로 설정하였으며 산화반응기에 유입되는 공기의 유량 역시 기존 보고[11]와 같은 비율로 공급하였다.

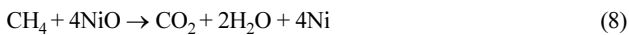
2-1. 100 MWth 규모 CLC

100 MWth 규모 CLC 성능평가를 위한 입력데이터를 Table 1에 정리하였다. 천연가스와 합성가스를 이용하는 경우에 대해서 각각 정리하였으며 원료 유입량은 LHV(Lower Heating Value) 기준으로 결정하였다. 천연가스와 합성가스의 경우 산화반응에 필요한 산소의 몰수에 조금 차이가 있으나 산화반응 후단의 가스터빈의 전력생산에 큰 차이가 없기 때문에 산화반응기에 유입되는 공기의 유량은 같은 값을 사용하였다. 천연가스와 합성가스의 환원반응기에서의 반응은 다음과 같다.

- 천연가스 환원반응



- 합성가스 환원반응



천연가스를 사용하는 경우와 합성가스를 사용하는 경우 환원반응이 다르기 때문에 Table 1과 같이 산화반응기와 환원반응기에 필요한 고체입자의 필요량 및 두 반응을 순환하는 순환량이 다른 것을 확인할 수 있다. 천연가스와 합성가스 조성 역시 Table 1에 나타내었다. 천연가스의 경우에는 중압 배관의 공급압력인 8 bar로 공급되는 것으로 가정하였고 합성가스의 경우 석탄가스화복합발전(IGCC) 플랜트의 합성가스 배출압력인 18 bar로 공급되는 것으로 가정하였다.

2-2. CLC 복합발전

CLC 복합발전의 설계데이터를 Table 2에 정리하였다. 산화반응

Table 1. 100 MWth CLC input data

Item	Unit	NG	Syngas
Composition			
	vol%		
CO ₂		-	8.41
CO		-	43.3
H ₂		-	39.4
H ₂ O		-	6.99
CH ₄		88.4857	1.9
C ₂ H ₆		6.8617	-
C ₃ H ₈		2.9631	-
n-C ₄ H ₁₀		0.7222	-
i-C ₄ H ₁₀		0.6991	-
n-C ₅ H ₁₂		0.0089	-
i-C ₅ H ₁₂		0.0337	-
Capacity			
Power	MWth	100	100
LHV	MJ/kg	49	12.8
Mass flowrate of fuel	kg/s	2.0408	7.8125
Mass flowrate of Air	kg/s	110	110
Reaction parameters			
Gas yield in Reducer	-		0.98
Solid conversion in Oxidizer	-		0.98
Solid conversion in Reducer	-		0.88
Solid conversion difference	-		0.1
Operating conditions			
Oxidizer temperature	°C		1200
Reducer temperature	°C		980
Operating pressure	bar		18
Input pressure	bar	8	18
Bed mass in Oxidizer	kg	81449	63360
Bed mass in Reducer	kg	14893	57954
Mass flow of solids from the Oxidizer	kg/s	617	480
Mass flow of solids from the Reducer	kg/s	609	474
Solid properties			
Solid name	-		NiO/bentonite
Weight fraction of metal oxide in particle	-		0.6

Table 2. CLC combined cycle plant design data

Item	Unit	NG	Syngas
Compressor			
Air compressor	bar		18
NG compressor	bar	18	-
Pre-heater			
Overall heat transfer coefficient [U]	W/m ² K		150
Air Turbine			
Pressure ratio	-		17.36
Steam Turbine			
Steam pressure (HP/IP)	bar		60/5
Steam temperature (HP/IP)	°C		467/258
CO₂ compression			
Compression pressure	bar		110

기에 공기를 공급하기 위한 공기압축기, 천연가스의 경우 환원반응기로 공급하기 위한 압축기, 공기에열기, 원료예열기, CLC 공정, 가스터빈, HRSG(Heat recovery steam generator), 스팀터빈, CO₂ 압축기 등으로 구성된다. 발전효율을 Naqvi[11] 결과와 비교하기 위

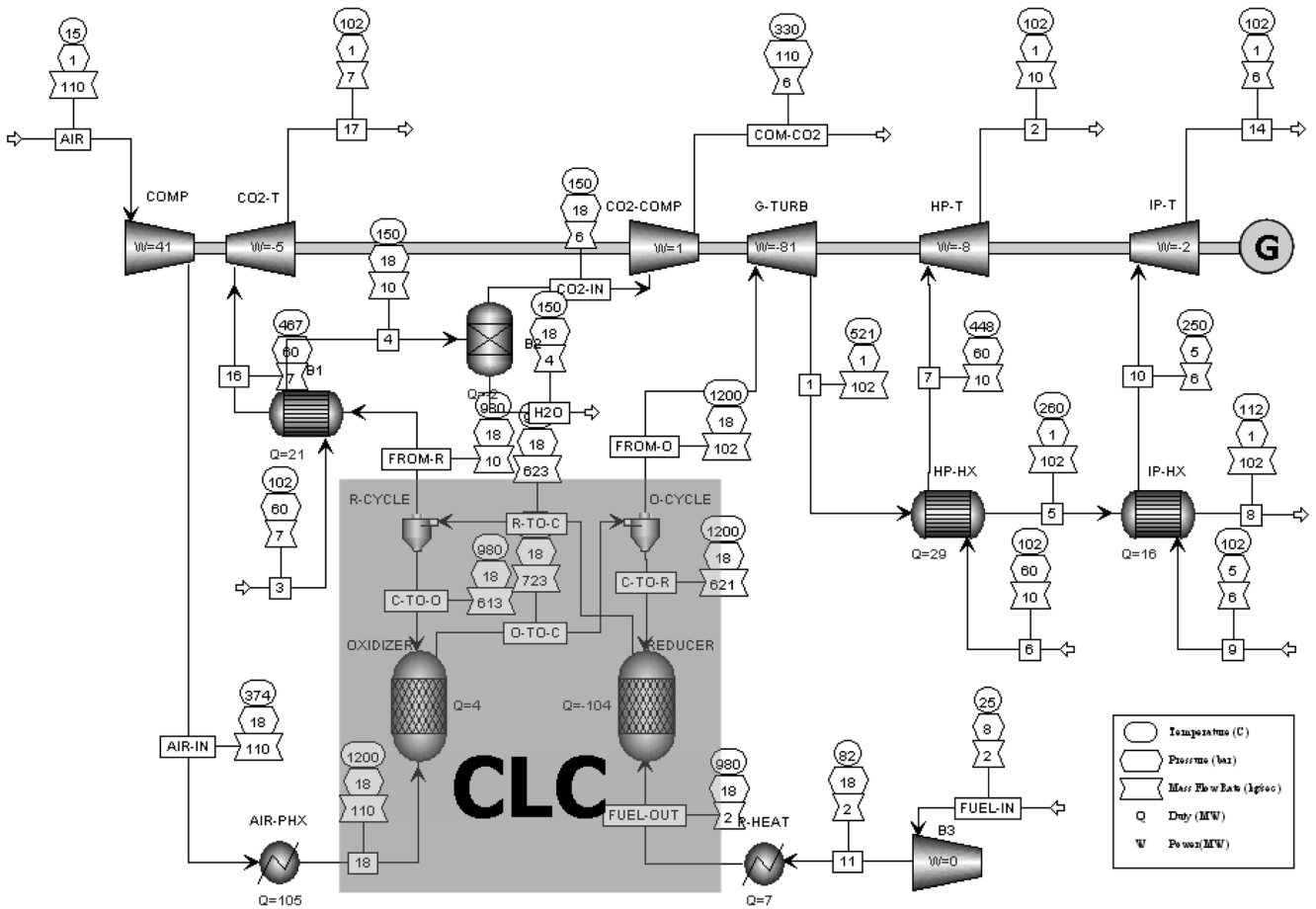


Fig. 1. NG fueled 100 MWth CLC combined cycle plant.

해 HRS를 거치면서 60 bar 고압스팀과 5 bar 중압스팀을 생산하여 각각 고압스팀터빈과 중압스팀터빈을 이용하는 것으로 구성하였다. Naqvi 경우 환원반응기 후단의 CO₂를 이용 직접 CO₂ 터빈을 구동하고 다시 CO₂ 압축을 수행하였으나 본 연구에서는 최종적으로 CO₂ 저장에 의해 CO₂를 압축하여야 하며 환원반응기의 압력이 18 bar로 운전되기 때문에 압축비를 절감하기 위해 환원반응기 후단의 열을 이용하여 고압스팀을 만들어서 고압스팀터빈을 구동하는 것으로 구성하였다.

2-3. 모사 결과

2-3-1. 천연가스 이용 CLC 복합발전

Fig. 1은 천연가스 이용 CLC 복합발전 모사 결과이다. 8 bar, 상온으로 공급되는 천연가스는 천연가스 압축기에 의해 18 bar로 압축된 후 천연가스 예열기를 통해 환원반응 온도인 980 °C로 승온된 후 환원반응기로 주입된다. 대기 중에서 공급되는 공기는 공기압축기에 의해 18 bar로 압축된 후 공기에열기를 통해 산화반응 온도인 1,200 °C로 승온된 후 산화반응기로 공급된다. 환원반응기 후단 흐름 조성은 H₂O 64.5%, CO₂ 34.8%, CH₄ 0.5% 정도이며 열교환기를 통과하면서 60 bar의 고압 스팀을 생성한다. 스팀 생성량은 6.9 kg/s이며 이를 이용한 터빈의 출력은 5.4 MW이다. 스팀을 생성한 후 H₂O와 CO₂를 분리한 후 CO₂ 저장을 위해 110 bar까지 압축을 수행한다. CO₂ 유량은 5.6 kg/s이며 압축에 필요한 파워는 0.96 MW이다. 산화반응기 후단 흐름의 조성은 N₂ 84.4%, O₂ 15.6%이며 유량

은 102.2 kg/s이다. 가스터빈의 등엔트로피 효율(isentropic efficiency)은 90%, 기계적 효율(mechanical efficiency)은 99%로 설정하였으며 생성된 출력은 80.7 MW 정도이다. 가스터빈 후단의 온도는 521 °C이며 이를 이용하여 60 bar 스팀을 생성한 후 다시 5 bar 스팀을 생성한다. 생성된 스팀은 60 bar, 9.8 kg/s와 5 bar, 6.0 kg/s이므로 터빈 출력은 각각 7.5 MW와 1.7 MW이다. 스팀터빈의 경우 등 엔트로피 효율은 91%, 기계적 효율은 98%로 설정하였다. 연료의 LHV 기준 발전효율은 53.2%이다.

2-3-2. 합성가스 이용 CLC 복합발전

Fig. 2는 합성가스 이용 CLC 복합발전 모사 결과이다. 18 bar, 250 °C으로 공급되는 합성가스는 합성가스예열기를 통해 환원반응 온도인 980 °C로 승온된 후 환원반응기로 주입된다. 대기 중에서 공급되는 공기는 공기압축기에 의해 18 bar로 압축된 후 공기에열기를 통해 산화반응 온도인 1,200 °C로 승온된 후 산화반응기로 공급된다. 환원반응기 후단 흐름 조성은 H₂O 47.6%, CO₂ 50.8%, H₂ 0.8%, CO 0.8% 정도이며 열교환기를 통과하면서 60 bar의 고압 스팀을 생성한다. 스팀 생성량은 7.3 kg/s이며 이를 이용한 터빈의 출력은 5.7 MW이다. 스팀을 생성한 후 H₂O와 CO₂를 분리한 후 CO₂ 저장을 위해 110 bar까지 압축을 수행한다. CO₂ 유량은 9.96 kg/s이며 압축에 필요한 파워는 1.7 MW이다. 산화반응기 후단 흐름의 조성은 N₂ 83.1%, O₂ 16.9%이며 유량은 103.9 kg/s이다. 가스터빈의 등엔트로피 효율은 90%, 기계적 효율은 99%로 설정하였으며 생성된 출력은 82.8 MW 정도이다. 가스터빈 후단의 온도는 522 °C

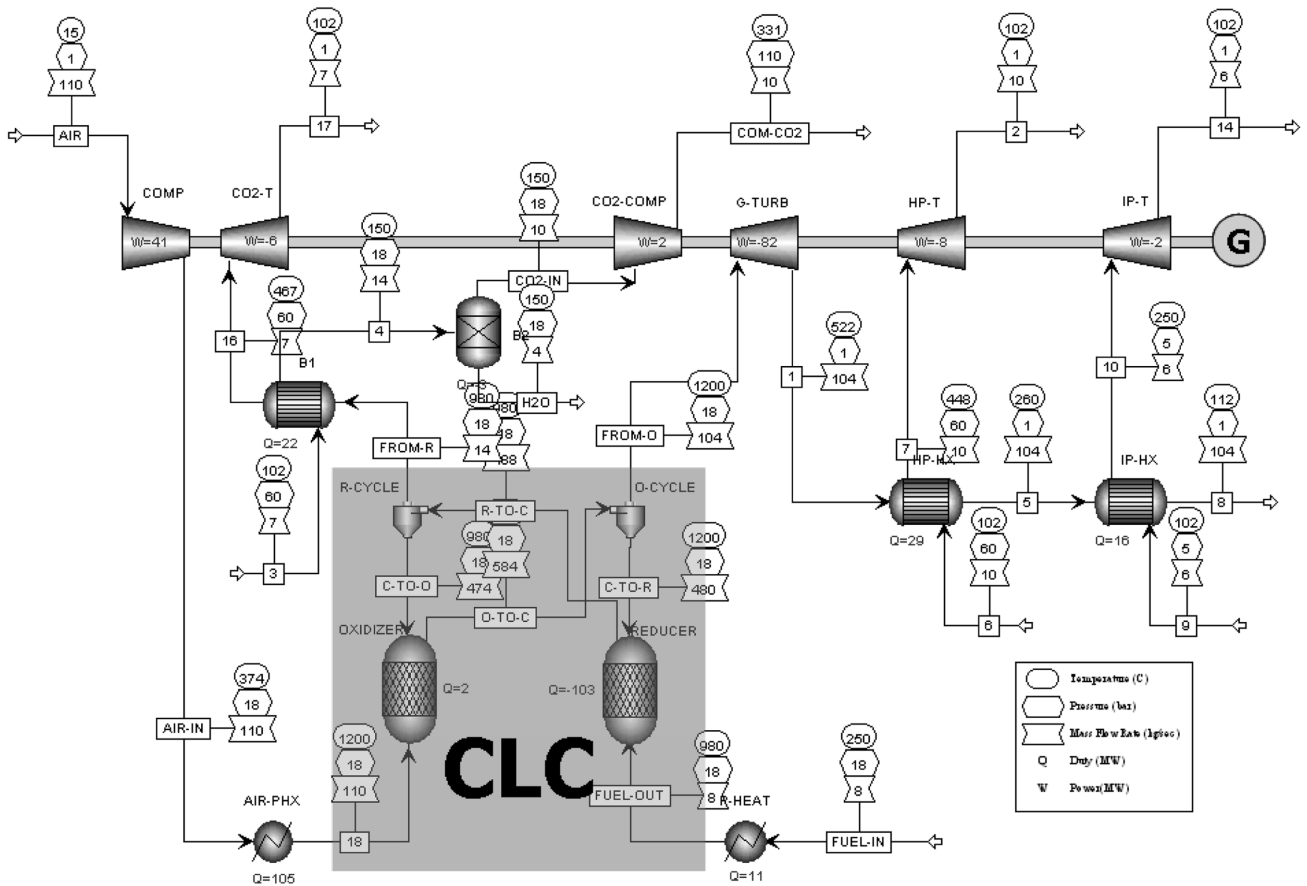


Fig. 2. Syngas fueled 100 MWth CLC combined cycle plant.

며 이를 이용하여 60 bar 스팀을 생성한 후 다시 5 bar 스팀을 생성한다. 생성된 스팀은 60 bar, 9.97 kg/s와 5 bar, 6.1 kg/s이며 이로부터 얻은 터빈 출력은 각각 7.6 MW와 1.73 MW이다. 스팀터빈의 경우 등엔트로피 효율은 91%, 기계적 효율은 98%로 설정하였다. 연료의 LHV 기준 발전효율은 54.1%이다.

2-3-3. CLC 복합발전 성능 검토

복합발전 성능은 Naqvi[11]에 의해 수행된 700 MWth CLC 복합발전 성능 결과와 비교 검토하였다. 동등한 비교를 위하여 CLC의 산화반응, 환원반응 온도, 공기유입량 비율, HRSG에서의 스팀 생성 압력을 일치시켜서 모사를 수행하였다. 결과는 Table 3과 같다. 연료의 LHV에 따른 발전 효율은 같은 천연가스를 사용하는 경우 일치하는 것을 확인할 수 있다.

3. 경제성 분석

3-1. 개요

비용계산은 플랜트 건설과 운전 뿐 아니라 플랜트를 건설하기 전 단계, 즉 설계된 플랜트를 평가하는데 매우 중요한 부분이다. 설계된 플랜트가 수익성을 창출할 수 있을지를 미리 평가하기 위한 비용 계산에는 크게 직접비와 간접비, 그 외의 비용으로 비용을 나누어 생각할 수 있는데 직접비는 장치를 사는 비용, 장치를 건설하는데 드는 비용, 배관(piping) 비용, 장치 건물(process building), 보조 건물(auxiliary building), 보수 설비(maintenance shops), 건물 공급설비(building services) 등을 건설하는 비용, 부지비용, 부지를 운영하는데 드는 비용 등 플랜트를 실제적으로 건설하는데 드는 모든 비

Table 3. Performance analysis of CLC combined cycle plant (MW)

	NG[11]		NG		Syngas	
	15	kg/s	2.04	kg/s	7.81	kg/s
Fuel flow	15	kg/s	2.04	kg/s	7.81	kg/s
Fuel LHV	697.5		100.2		100.6	
Air Turbine work	575.9	82.6%	80.7	80.6%	82.0	81.5%
CO ₂ Turbine work	53.4	7.7%	5.4	5.4%	5.7	5.7%
Steam Turbine work	105	15.1%	9.2	9.2%	9.4	9.3%
Compressor work	-349.2	-50.1%	-40.9	-40.8%	-40.9	-40.7%
CO ₂ compression	-13.9	-2.0%	-0.96	-1.0%	-1.69	-1.7%
LNG compression			-0.241	-0.2%		
Net eff	371.2	53.2%	53.3	53.2%	54.5	54.1%

용을 의미하고 간접비는 세금, 보험료, 이자, 직원의 부가 급부, 계약비 등 그 밖의 간접비용을 뜻한다.

비용계산을 수행할 때 우선 목적을 정확히 정의하고 그 목적에 따른 비용 계산을 선택하는 것이 또한 중요하다. 이는 오차범위에 따라 5단계로 나눌 수 있다[12].

(1) Order of magnitude estimate(ratio estimate) : 이 방법은 이미 건설되어 있는 비슷한 플랜트의 비용 데이터를 이용하여 계산한다. 예측의 정확도는 $\pm 30\%$ 를 넘는다.

(2) Study estimate(factored estimate) : 공정에서 주요한 아이터만 비용계산 예측의 정확도는 $\pm 30\%$ 이내이다.

(3) Preliminary estimate(budget authorization estimate or scope estimate) : 예산을 예측할 수 있을 정도로 충분한 데이터를 고려하여 계산한다. 예측의 정확도는 $\pm 20\%$ 이내이다.

(4) Definite estimate(project control estimate) : 도면(drawing)과 규격(specification)이 완전히 정해지기 전의 거의 모든 데이터를 고려하여 계산한다. $\pm 10\%$ 의 정확도를 갖고 있다.

(5) Detailed estimate(contractor's estimate) : 완전한 기계 설계가 다 된 상태에서 세부사항을 모두 고려하여 계산한다. $\pm 5\%$ 내외의 정확도를 갖고 있다.

만약 플랜트의 개조(revamping)가 수익에 미치는 영향을 계산하기 위해 비용계산을 수행한다면 4, 5단계의 비용계산 즉 되도록 상세한 자료를 갖고 계산하여야 의사 결정을 할 수 있으나, 플랜트가 건설되기 전의 프로젝트 단계에서의 평가는 수익을 얻을 수 있는지 없는지에 대한 판단이 목적이기 때문에 3단계의 비용 예측으로 충분하다.

3-2. 가격지표(Cost indices)

가격을 예측할 때 사용해야 하는 가격 정보는 그 가격이 결정된 시점에서만 유효한 경우가 대부분이다. 가격은 시간에 따라, 그 때의 경제상황에 따라 상시 변동하기 때문이므로 이를 보완하기 위해 가격지표가 필요하다. 가격지표를 사용함으로써 지난 가격 정보를 현재 시점에서 적용할 수 있는 가격 정보로 변환할 수 있다. 가격지표는 여러 가지가 있으며 모두 정규적으로 발표되며 이를 Table 4에 정리하였다. 모든 지표들은 시작연도를 기준 100으로 놓아 현재 지표를 설정하였다. Chemical Engineering(CE) index와 Nelson-Farrar(NF) index는 노동비와 물질가격, 운송비, 건설비를 고려한 지표로 전체공정에 사용 가능하다. 하지만 NF index는 석유화학산업에만 제한적으로 사용할 수 있고 CE index의 경우에는 모든 화학산업에 사용 가능하다. Engineering News-Record(ENR) index는 다른 지표에 비해 더 일반적으로 사용할 수 있다. 본 연구에서는 CE Plant Cost Index를 사용하였다.

3-3. Guthrie method[12]

장치가격을 추정하는 여러 가지 방법(Method of Hill, the Overall

Factor Method of Lang 등) 중 본 연구에서는 Guthrie method[12]를 사용하여 비용 계산을 수행하였다. 이 방법은 factored-cost method 중 하나로, 각각의 장치에 대한 원자재와 노동에 대한 인자(factor)를 주어 직접비를 계산한다. 공정모사를 통해 얻은 결과를 이용하여 Guthrie method에서 주어지는 상수를 대입하여 계산하였고 이 비용에 원료와 제품의 매매가격을 더하면 bare-module cost(BMC)를 얻을 수 있다.

Guthrie method는 크게 5단계로 이루어져 있다.

Step 1 : 공정 설계를 통해 필요한 장치의 종류, 크기, 재료, 설계 온도, 압력 등 상세한 설계 규격을 결정한다.

Step 2 : Step 1에서 결정한 데이터를 토대로 기본비용(base cost)을 결정한다. 참고로 Guthrie method에서는 f.o.b(free on board) 매입 가격은 기본비용과 상응한다.

Step 3 : Step 2에서 결정한 비용을 갱신인자(update factor)를 이용하여 현재 가격으로 환산한다. update factor는 기준년도와 현재 년도의 CE index를 이용하여 계산된다. 각 장치에 대한 BMC를 결정하며 이는 운반비, 보험료, 세금, 원료비와 설치비를 고려한 비용이다.

Step 4 : Step 3에서 구한 각각의 BMC를 더하여 전체 모듈비용을 계산한다.

Step 5 : 운전비를 합하여 총 비용을 구한다.

Guthrie method의 특징으로는 설치비(installed cost) 대신 BMC를 통해 비용을 계산하고 멱수법칙(power law)을 사용하며 크기가 결정된 장치의 가격을 정할 수 있고 장치비와 운전비를 동시에 고려할 수 있다는 것이다.

3-4. 장치 비용 계산 결과

CLC 복합발전 플랜트 장치 비용 계산은 앞에 설명한 Guthrie method를 이용하여 계산하였다. CLC에 사용된 산화반응기와 환원 반응기는 상용모사에서 장치 크기가 결정되지 않기 때문에 Ryu and Jin[13]에 의해 개발된 엑셀 프로그램을 사용하여 장치 크기를 결정하였다. 천연가스와 합성가스를 사용하는 경우에 대한 장치 부피는 Fig. 3과 같다. 천연가스를 사용하는 경우에 비해서 합성가스를 사용하는 경우 장치 부피가 1.23배 증가하는 것을 알 수 있다.

열교환기의 경우 상용모사에서 계산된 열전달면적 값을 사용하여 장치비를 계산하였다. 공정 장치 중 가스터빈, 스팀터빈에 관한 장치비 계산은 Consonni 등[14]의 데이터를 사용하였다. 가스터빈과 스팀터빈은 각각 192 \$/kWe, 570 \$/kWe로 계산하였다. CO₂ 압축 시스템 역시 압축은 물론 H₂O와 CO₂ 분리 등 주변 장치를 포함하는 비용을 계산하기 위하여 400 \$/kWe 데이터[15]를 사용하여 비용을 계산하였다. Table 5에 장치 비용을 정리하였다.

Table 6에 specific cost(\$/kW)를 비교하였다. Specific cost의 경우 Consonni 등[14]과 비교하여 Fired CLC 복합발전의 경우와 거의 유사한 결과를 보이는 것을 확인할 수 있다.

Table 4. Cost indices

Cost index	Start	Reference site	Period
1 Chemical Engineering (CE) Plant Cost Index	1958	Chemical Engineering magazine	month
2 Marshall and Swift (M&S) Equipment Cost Index	1926	Chemical Engineering magazine	month
3 Nelson-Farrar (NF) Refinery Construction Cost Index	1946	Oil & Gas Journal	month
4 Engineering News-Record (ENR) Construction Cost Index	1967	Engineering News-Record magazine, Chemical Engineering magazine	week

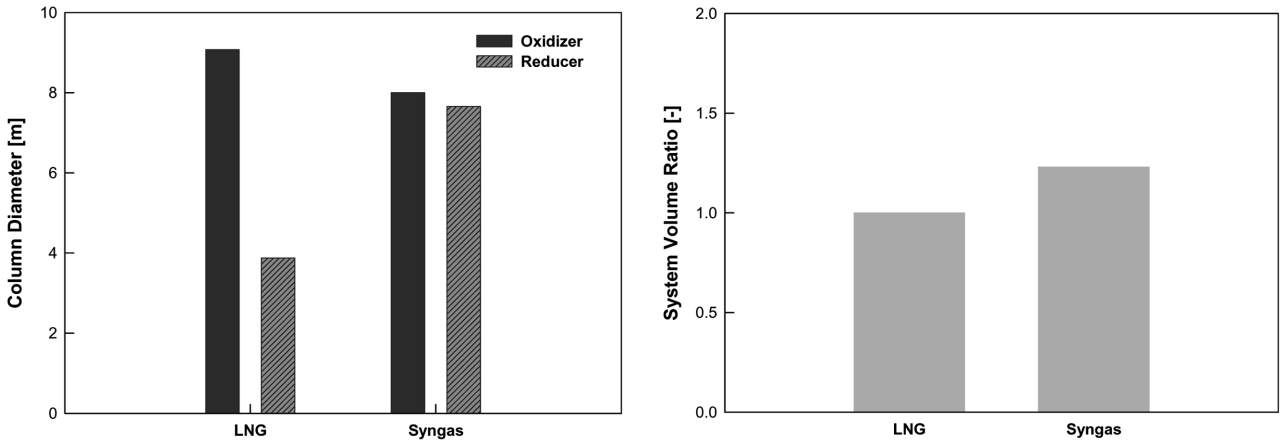


Fig. 3. Variation of dimensions of CLC reactors according to fuels.

Table 5. 100 MWth CLC combined cycle plant equipment cost according to fuels (1,000 \$)

	NG	Syn. Gas
Pressure Vessels	1,500	1,886
Heat Exchangers	10,825	11,036
Compressors + CO ₂ compression system	666	952
Gas turbine + steam turbines	23,816	24,351
Total	36,807	38,224

3-5. 운전비용

운전비용은 CLC 공정에 사용되는 NiO/Bentonite 입자 가격과 연료로 주입되는 천연가스와 합성가스 가격을 이용하여 계산하였다. NiO/Bentonite 입자의 가격은 Lyngfelt 등[16]이 제시한 4.8 \$/kg을 이용하였다. 입자의 수명은 6 개월로 설정하였다. 천연가스 가격은 Consonni 등[14]이 제시한 5.4 \$/GJ을 이용하고 합성가스 가격은 Spath 등[17]이 제시한 8.22 \$/GJ을 이용하였다. 천연가스와 합성가스 두 경우에 대한 운전비용을 Table 7에 정리하였다.

3-6. Cost of Electricity(COE)

COE를 계산하기 위해서는 우선 capacity factor(CF, %)와 levelized capital charge factor(LCF, %)를 설정하여야 한다. 본 연구에서는 문헌과 비교하기 위해 Consonni 등[14]에서와 같은 값인 CF는 80%, LCF는 15%를 사용하였다. 장치비에 대한 COE Capital과 운전비에 대한 COE Production은 다음의 수식으로 계산된다.

Table 7. Operating costs according to fuels

	Unit	NG	Syngas
NiO/Bentonite			
Unit Cost	\$/kg		4.8
# of Replacement	/yr		2
Sorbent Cost	1,000 \$/yr	925	1,165
Fuel			
Unit Cost	\$/GJ	5.4	8.22
Fuel Cost	1,000 \$/yr	15,430	23,573
Total	1,000 \$/yr	16,355	24,738

$$COE\ Capital\ \$/kWh = \frac{(100)(Cost)(LCF)}{(Power)(365)(24)(CF)} \quad (11)$$

$$COE\ Production\ \$/kWh = \frac{(100)(Cost)}{(Power)(365)(24)(CF)} \quad (12)$$

여기서 power는 kW, cost는 \$, CF와 LCF는 0.8, 0.15를 사용한다. COE Total을 Table 8에 정리하였다. 천연가스를 연료로 사용하는 경우에는 Fired CLC와 유사한 결과를 보여주나, 합성가스를 연료로 사용하는 경우에는 COE가 비교적 높게 나오는 것을 확인할 수 있다.

합성가스의 가격에 따른 총 COE를 계산하여 Fig. 4에 나타내었다. 합성가스 가격이 5.3 \$/GJ 이하부터는 총 COE가 5.8 \$/kWh 이하가 되는 것을 확인할 수 있다. 본 연구에서 천연가스의 가격을 5.4 \$/GJ로 설정하였으므로 천연가스 가격보다 낮은 경우에 COE가 낮아지는 것을 확인할 수 있다. 또한 본 연구에서 합성가스 가격을

Table 6. Specific cost (\$/kWe) (*exchange rate : 1.2 USD/euro)

	Consonni <i>et al.</i> [14]				Present work		
	NG-CC	PO-CA	SC-CA	Unfired CLC	Fired CLC	CLC (NG)	CLC (Syngas)
Specific cost	486.7	660	671.2	763.3	711.2	688	702

*NG-CC: Natural gas combined cycle, PO-CA: Partial oxidation-chemical absorption, SC-CA: Semi-closed cycle chemical absorption, Unfired: natural gas is fed only to the CLC system, Fired: the vitiated air is supplementary fired to reach gas turbine inlet temperatures ranging 1,000~1,200 °C.

Table 8. Cost of electricity(COE) (\$/kWh)

	Consonni <i>et al.</i> [14]				Present work		
	NG-CC	PO-CA	SC-CA	Unfired CLC	Fired CLC	CLC (NG)	CLC (Syngas)
COE Capital	1.3	1.7	1.8	1.9	1.8	1.5	1.5
COE Production	3.5	4.1	3.9	4.6	3.9	4.4	6.5
COE Total	4.8	5.8	5.7	6.5	5.8	5.8	8.0

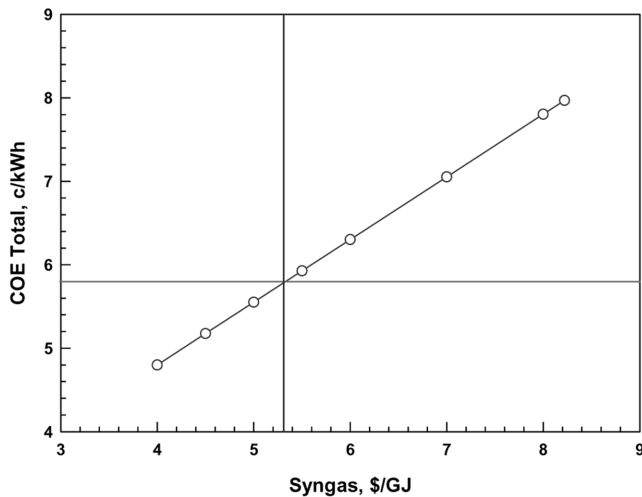


Fig. 4. COE according to the syngas price.

8.22 \$/GJ로 설정하였으므로 현재 가격 대비 35% 정도 가격이 낮아져야 천연가스를 연료로 사용하는 경우의 COE에 유사한 결과를 얻는 것을 확인하였다.

4. 결 론

상용모사기를 이용하여 100 MWth CLC 복합발전 플랜트 대상 연료로 천연가스 및 합성가스를 사용하는 경우에 대해 모델링 및 모사를 수행하였다. 모사 결과 발전효율은 연료 LHV 기준 천연가스의 경우 53.2%, 합성가스의 경우 54.1%를 보였다. CLC 반응기의 부피는 천연가스에 비해서 합성가스의 경우 1.23배 증가하는 것을 확인하였다. 장치비와 운전비 계산을 통한 COE를 계산한 결과 천연가스의 경우 5.8 ¢/kWh, 합성가스의 경우 8.0 ¢/kWh로 합성가스를 사용하는 경우 COE가 상당히 높은 것을 확인하였다. 합성가스를 사용하면서 천연가스를 사용하는 수준의 COE를 얻기 위해서는 합성가스의 가격이 5.3 \$/GJ 정도여야 하는 것을 확인하였다.

감 사

본 연구는 지식경제부 전력산업연구개발사업의 일환으로 수행되었습니다. 연구비 지원에 감사드립니다.

참고문헌

- Ryu, H. J., "CO₂-NO_x Free Chemical- Looping Combustion Technology," KOSEN report, <http://www.kosen21.org>(2003).
- Akai, M., Kagajo, T. and Inoue, M., "Performance Evaluation of Fossil Power Plant with CO₂ Recovery and Sequestering System," *Energy Convers. Mgmt.*, **36**(6), 801-804(1995).
- Kimura, N., Omata, K., Kiga, T., Takano, S. and Shikisma, S., "The Characteristics of Pulverized Coal Combustion in O₂/CO₂ Mixture for CO₂ Recovery," *Energy Convers. Mgmt.*, **36**(6), 805-808(1995).
- IEA Greenhouse Gas R&D Programme Report, "Greenhouse Gas Emissions from Power Stations," (2000), available on <http://www.ieagreen.org.uk/sr1p.htm>.
- IEA Greenhouse Gas R&D Programme Report, "Carbon Dioxide Capture from the Power Stations," (2000), available on <http://www.ieagreen.org.uk/sr2p.htm>.
- Wolf, J., Anheden, M. and Yan, J., "Comparison of Nickel- and Iron-based Oxygen Carriers in Chemical-Looping Combustion for CO₂ Capture in Power Generation," *Fuel*, **84**(7), 993-1006(2005).
- Ishida, M. and Jin, H., "A New Advanced Power-Generation System Using Chemical-Looping Combustion," *Energy*, **19**(4), 415-422(1994).
- Ryu, H. J., Jin, G. T., Jo, S. H. and Bae, D. H., "Comparison of Operating Conditions for Natural Gas Combustion and Syngas Combustion in a 50kWth Chemical-Looping Combustor," *Theories and Applications Chem. Eng.*, **12**(2), 259(2006).
- Siriwardane, R., Richards, G., Simonyi, T. and Tian, H., "Chemical-Looping Combustion of Coal with Metal Oxide Oxygen Carriers," 25th International Pittsburgh Coal Conference, September, Pittsburgh(2008).
- Ryu, H. J., Yi, C. K., Shun, D. and Park, M. H., "Operating Experience of the Second Generation Chemical-Looping Combustor," 7th International Symposium on High Temperature Air Combustion and Gasification, January, Phuket(2008).
- Naqvi, R., "Analysis of Natural Gas-Fired Power Cycles with Chemical Looping Combustion for CO₂ Capture," Ph. D. Dissertation, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim(2006).
- Biegler, L. T., Grossmann, I. E. and Westerberg, A. W., *Systematic Methods of Chemical Process Design*, 1st ed., Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ(1997).
- Ryu, H. J. and Jin, G. T., "Conceptual Design of 50kW thermal Chemical-Looping Combustor and Analysis of Variables," *Energy Engng. J.*, **12**(4), 289-301(2003).
- Consonni, S., Lozza, G., Pelliccia, G., Rossini, S. and Saviano, F., "Chemical-Looping Combustion for Combined Cycles with CO₂ Capture," *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, **128**(3), 525-534(2006).
- Chiesa, P. and Consonni, S., "Natural Gas Fired Combined Cycles with Low CO₂ Emissions," *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, **122**(3), 429-436(2000).
- Lyngfelt, A., Kronberger, B., Adanez, J., Morin, J.-X. and Hurst, P., "The Grace Project: Development of Oxygen Carrier Particles for Chemical-Looping Combustion. Design and Operation of 10 kW CLC," 7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, September, Vancouver(2005).
- Spath, P., Aden, A., Eggeman, T., Ringer, M., Wallace, B. and Jechura, J., "Biomass to Hydrogen Production Detailed Design and Economics Utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier," Technical Report, May, NREL/TP-510-37408(2005).