

석탄가스 정제온도가 IGCC 효율에 미치는 영향(I)

이윤경, 조상기, 김종진
한국전력 전력연구원

Effects of Gas Cleanup Temperature on the IGCC Efficiencies(I)

Yun Kyoung Lee, Sang Kie Cho, Jong Jin Kim
Korea Electric Power Research Institute

서론

고압 분류층 가스화기는 탄소전환율을 높이기 위해 고온, 즉 Ash Slagging 조건보다 높은 온도에서 운전된다. 따라서 분류층가스화기에서 생산되어 배출되는 Raw Syngas는 고온의 현열을 보유하고 있다. 고온의 반응과정으로 인하여 타르나 기타 중탄화수소가 생성되지 않으므로 발생열을 회수하기가 용이하며 가스정제 및 불순물 제거과정도 단순해진다.

일반적으로 가스화기는 복합사이클에서 단일 가스터빈을 운전하기에 충분한 양의 Syngas를 생산하도록 1대의 규모를 조정한다. 근래의 터빈입구의 온도가 고온인 고효율터빈은 LHV 기준으로 1650 MMBtu/Hr의 Syngas가 필요하다. 이때 가스화기 출구에서 Raw Syngas는 약 310 MMBtu/Hr의 많은 현열 혹은 유입석탄에너지의 15%에 해당하는 에너지를 보유하고 있으며 이를 이용한 열회수가 가능하다.⁴⁾

가스정제공정의 온도는 IGCC 발전효율에 미치는 영향이 지대하다. H₂S 제거공정은 생성가스의 조성, 플랜트의 최종생산물 및 발전열효율 분석을 고려하여 선정하고 이에 따라 공정가동 온가 결정된다. IGCC 발전시 350℃에서 가동되는 건식 가스정제를 채택하는 경우 40℃에서 가동되는 습식정제 공정대비 약 2-3%의 효율상승효과를 얻을 수 있는 반면, 이보다 높게 정제온도를 500-600℃로 상승시키는 경우에는 약간의 효율상승 효과만이 있음이 보고되고 있다.³⁾

본 연구에서는 IGCC에서 석탄가스 정제공정의 온도가 IGCC 플랜트 효율에 미치는 영향을 분석하기 위한 1단계로서 저온, 중온 및 고온의 정제공정으로 시스템을 구성하고 ASPEN PLUS에서 모델링하여 그 결과를 검토하였다.

공정구성

본 연구에서는 석탄가스정제 온도가 40℃(Base, 저온), 250℃(중온), 및 676℃(고온)인 세 가지의 PFD(Process Flow Diagram)를 대상으로 ASPEN PLUS를 사용하여 모델링하였다. Base Model 및 250 Model은 Shell Gasifier 공정을 적용하였다. 676 Model의 경우 Shell Process를 적용하면 Recycle Quench 방식을 채택하여야 하지만 탈황반응장치 직전에서 Recycle 되는 가스의 온도가 676℃ 이므로 암모니아 반응기에서 요구되는 815℃ 조건을 만족시키기 위해서는 막대한 양의 가스가 필요하며 또한 676℃의 가스를 압축시킬수 있는 압축기의 사용이 현실적으로 불가능하다. 위의 제약점을 해소시키기 위하여 Base Case의 Shell Process 에서와 같이 Recycle Quench 과정중에 Syngas를 235℃로 냉각시키는 과정의 도입이 필요한데 이는 매우 비효율적인 시스템으로 고온정제 과정을 채택한 본래의 의도에도 상반되는 구성이 된다. 따라서 676 Model의 시스템 구성에서는 고온 현열을 회수하는 복사냉각기(Radiant Cooler)를 사용하여 고온정제의 장점을 최대화 할 수 있도록 Texaco 가스화기를 채택하였다. Texaco Gasifier에 채용된 Radiant Cooler에서는 고압급수를 이용하여 고압증기를 생산한다.

가스터빈은 세가지 모두 GE 7FA 모델을 기준으로 하였으며 가스터빈 모델은 압축기, 연소기 및 팽창기로 구성되어 있다. 압축기 모델은 아스펜의 COMPR 모델을 사용하였고 등엔트로피 효율을 사용하였다. 팽창기 블레이드 냉각을 위한 공기추출은 세 곳에서 이루어지므로 압축기는 세단으로 구성되고 각 단이 압축과 분리(냉각공기 분리모델)를 수행하도록 하였다.

세가지 모델에 모두 Air Integration이 적용되었는데 산소 분리공정에서 필요로 하는 공기의 약 20% 정도를 가스터빈의 공기 압축기에서 추출하며, 나머지는 별도의 주 공기 압축기에서 외부 공기를 취입하여 사용한다. 또한 GE 터빈은 ASU에서 생산된 질소를 수분으로 포화시킨 후에 가스터빈의 연소기로 공급하는 방식을 채택하므로 Syngas에 대한 별도의 포화과정은 필요없다.

증기터빈의 증기조건은 103Kg/cm², 538℃/538℃이며 단일축 복합사이클로 운전되도록 설계된다.

Base Model

가압된 미분탄, 산소 및 증기가 가스화기에 공급되며 가스화기는 1400~1700℃의 조건에서 운전된다. 가스화기는 가스화실(Gasification Chamber)내에 수냉벽을 설치한 압력용기로서 수냉벽을 통하여 중압 증기를 생산하며, 생산된 중압

증기의 일부는 과열된 후 가스화기로 공급되어 가스화 반응에 사용된다.

가스화기에서의 냉각을 마치고 난 Syngas는 Wet Scrubber를 통과하게 되며 Wet Scrubber에서는 고형물질 및 할로젠 화합물이 제거된다. Wet Scrubber를 통과한 후 냉각된 Syngas를 열교환기 2개를 통해 가열한 후 COS Hydrolysis 반응기로 유입시킨다. 반응기에서 COS를 제거시킨 후 Raw Gas Cooler를 거쳐 냉각된 Syngas는 NH₃ Scrubber로 유입되어 암모니아를 제거한 후 Absorption Column에 유입된다. Absorption Column으로 유입된 생성가스는 흡수용액에 의해 H₂S를 제거한 후 Gas Turbine으로 공급된다. 한편 H₂S를 흡수한 용액은 재생공정으로 순환하여 재생된 후 다시 흡수용액으로 사용되며 제거된 산성가스는 Claus 공정에서 순수 유황으로 회수되고 잔류가스는 SCOT 에서 처리한다.⁷⁾

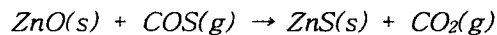
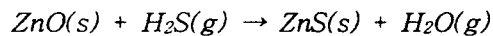
250 Model

AGR을 제외한 나머지 공정에서는 기본 모델과 큰 차이점이 없고 다만 탈황 공정으로 유입되는 Syngas의 온도가 40℃에서 250℃로 상승되었다. 즉, COS converter에서 배출된 250℃ Syngas를 황성탄을 사용하는 습식 탈황공정에서 H₂S를 제거 후 Gas Turbine에 공급하는 시스템으로 구성하였다.²⁾

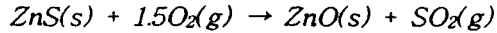
676 Model

석탄은 가스화기에 68wt% coal인 Slurry로 공급되며 ASU에서 압축, 분리된 95% O₂도 동시에 공급된다. 가스화기에서 생성된 Syngas는 Radiant Cooler에 의해 1500°F까지 냉각된다. 냉각된 Syngas는 사이클론과 Westinghouse사의 Ceramic Cross Flow Filter를 통과하여 암모니아 분해 반응기에 도달한다. 이러한 제진장치는 암모니아 반응기가 고정층 촉매 pellet으로 구성되어 있기 때문에 미세분진에 의해 막히지 않도록 하기 위해 사용되었다. 암모니아 반응기의 온도는 1500°F 이며 암모니아 분해 반응기 후단에서 Partial Quenching을 적용하여 Syngas 온도를 1250°F까지 냉각한다. 이 온도는 Zn-Ti Desulfurizer의 공정온도이다. 탈황반응기로는 Zinc Titanate(1.5 Zn-to-Ti ratio)를 사용하는 순환유동층을 채택하였으며 반응기에서 배출되는 Syngas중의 황성분은 약 40ppmv로 99% 정도의 황성분이 제거된다.

Sulfidation



Regeneration



탈황반응기를 거친 1250°F의 Syngas는 사이클론과 WestingHouse의 Ceramic Cross Flow Filter를 거쳐 Combustion Turbine에 공급된다. 재생반응기의 재생용 공기는 Combustion Turbine의 Air Compressor에서 추출하고 별도의 Compressor에서 승압하여 반응기에 공급된다. 재생기 내부의 Cooling Coil이 공기로 탈황제를 재생하는 중에 발생하는 막대한 양의 열을 제거하기 위해 사용된다. 재생반응에서 생성된 SO₂ Rich Gas(약 12 mol%)는 냉각하여 황산생산공정을 거쳐 93-98wt% 황산으로 회수된다.

ASPEN Calculation

Base Model

Shell 공정의 석탄공급방식인 건식 석탄공급방법을 채용하여 석탄을 공급하며 가스화기로 투입되는 산소와 증기는 투입되는 미분탄의 양에 비례하여 계산되었다. 유입되는 석탄은 각 성분으로 분해된 후에 산화제 등과 함께 가스화기로 투입되며 가스화기의 반응온도는 In-Line Fortran에 의해 단일화염 온도계산으로 구하였다. 가스화기에서 생성된 약 1500°C의 Syngas는 Quench Gas에 의해 900°C까지 급냉되며 이후 약 235°C까지 Syngas Cooler에서 현열을 회수하므로써 고압의 증기 생산 및 급수가열에 사용되며 가스화기에 공급되는 증기의 유량은 Design Specification으로 조절하였다.

250 Model

기본모델과의 차이점은 Wet Scrubbing HCN/COS Hydrolysis 공정부분이다. Scrubber와 Hydrolysis Reactor 사이에 존재하는 열교환기 두 개중 고온의 Syngas와 저온의 Syngas 열교환기(Feed/Effluent Heat Exchanger)는 Hydrolysis 반응기에서 배출되는 Syngas의 열을 이용하여 Scrubber 후단에서 Hydrolysis 반응기로 공급되는 Syngas를 가열하는 역할을 한다. 그러나 250 Model에서는 Hydrolysis 반응기 후단에서 Syngas를 더 이상 냉각할 필요가 없으므로 이 열교환기는 삭제되었다. 이 열교환기를 삭제함으로써 나머지 Raw Syngas Heater에서 열교환량이 증가하게 되므로 열원으로 사용되는 급수의 양이 증가한다. 또한 위에 언급한 바와 같이 Hydrolysis 반응기 후단에서의 냉각장치로 사용된 Block이 삭제되었으며 Acid Gas Removal 공정 이하는 모두 동일하다.

676 Model

가스화기에서 생성된 Syngas는 Radiant Cooler에서 815℃로 냉각되며 그 열은 회수되어 고압의 증기를 생산하는데 사용된다. Shell Process에서는 Jacket 에서의 고압증기와 MP Drum 및 Heater에서 중압의 증기를 생산하는 반면 본 모델에서는 회수된 열량은 모두가 고압증기를 생산하는데 사용된다. Hot Gas Cleanup의 암모니아 반응기, 탈황반응기 및 재생반응기는 ASPEN PLUS의 Reactor Model을 사용하였다. ASPEN PLUS내에 ZnS의 물성치가 포함되어 있지 않은 관계로 ZnS가 관여한 반응은 Sulfur(S)를 대신하여 사용하였고 탈황반응기에서 재생반응기 사이에 Separator를 사용하여 Sulfur를 분리, 재생반응기의 반응에 사용할수 있도록 하였다. 재생반응기 및 황산생산공정중 Converter에 필요한 공기는 가스터빈에서 Split을 이용, 추출하여 사용하였다. 재생반응기에서 발생한 SO₂ Rich Gas는 반응기 모델을 사용한 Converter와 Absorber를 거쳐 약 97%의 황산으로 회수하도록 하였으며 이 과정에서 Make-up Water 및 순환되는 황산의 유량은 Design Specification을 사용하여 조절하였다. Base 및 250 모델에서는 Air Separation Unit에서 생산된 질소 전량을 포화시켜 가스터빈으로 공급하였으나 676 모델에서는 Saturator 전단에 Split을 사용하여 일부를 추출, Hot Gas Cleanup 공정에 사용하였다.

결 론

각 공정별 simulation 결과는 <표 1>에 나타난 바와 같다. 이 결과는 참고문헌 2의 결과와 매우 유사하다. Woudstra등²⁾은 정제온도를 40℃, 250℃, 350℃, 600℃로 변화시켜 IGCC 발전효율의 변화를 관찰하였으며 그 결과는 <표 2>와 같다. 즉, 40℃ Model에서 250℃로 변화시켰을때는 효율차이가 0.90%에 불과하지만 350℃ 모델과는 2.76%의 큰 차이를 보인다. 그러나 350℃ 모델과 600℃ 모델 사이의 효율차이는 0.04%에 불과하다. Woudstra는 정제온도가 350℃ 이상이 되면 그 온도를 높인다고 해도 효율에서 큰 이득을 얻을수 없다고 결론짓고 있다. 본 연구에서도 기본모델과 250℃ 모델사이에는 0.5%의 적은 효율차이를 보이지만 600℃ 모델과는 2.1%의 효율차이를 나타낸다. 이것은 250℃ 모델과 676℃ 모델사이에 효율생성의 잠재성이 큰 온도구간이 있음을 추정케 한다. 이로서 고온 정제를 채용하는 것이 IGCC 발전효율을 상승시키는 역할을 한다는 것을 알 수 있다. 하지만 공정구성상에서 불가피한 차이점이 존재하므로 이러한 결과를 절대적인 결과로 판단하기는 이르다고 할 수 있다. 또한 본 연구에서는 350℃ 모델링을 수행하지 않았으므로 향후 350℃에서 모델링 하여 그 결과를 관찰한다면 참

고문헌 2와의 비교 및 검증이 가능할 것으로 보이며 정제온도를 변화시킴에 따른 IGCC 효율 변화에 대해 더욱 공정한 결론을 얻을 수 있을 것이다.

<표 1> Simulation Results

	Base Model	250 Model	676 Model
Coal feed(lb/hr)	194072	194072	185072
Oxygen feed(lb/hr)	139644	139645	133164
G/T output(MW)	207.142	207.312	207.205
S/T output(MW)	121.93	125.102	120.118
G/T Efficiency	39%	39%	39.4%
S/T Efficiency	23%	23.6%	22.8%
Plant Thermal Eff.	44%	44.5%	46.1%

<표 2> Calculation Results of Systems with Shell Gasifier²⁾

	40℃	250℃	350℃	600℃
Net Efficiency(LHV)	43.60%	44.50%	46.36%	46.40%

참고문헌

1. Verweij, K. and Staverman, J. and Boender, W.: "Hot Gas Clean-up improves IGCC efficiency" MPD, November (1993)
2. Woudstra, Th. and Woudstra, N.: "Exergy Analysis of Hot Gas Cleanup in IGCC Systems" AES-Vol.30/HTD-Vol.266, ASME (1993)
3. Ozum, B. and Kovacik, G. and Chambers, A.: "Coal Gasification Gas Cleanup", Int. J. Hydrogen Energy, 18(10), 847 (1993)
4. Mahagaokar, M. and Doering, E.L.: "Cost Effective Utilization of High Level Sensible Heat in the Shell Coal Gasification Process", Shell Oil Co. Newsletter 5-16, Section 5.4
5. Wen, H. and Sheikh, K.A.: "IGCC Syngas Treating Systems", Presented at the Power-Gen Europe '93 Conference, May (1993)
6. Robin, A. M. et al.: "Integration and Testing of Hot Desulfurization and Entrained-Flow Gasification for Power Generation systems", DE-FC21-87MC23277, DOE Final Report, October (1993)
7. 김종진 et al. : "Shell 석탄가스화 복합발전시스템의 성능해석 연구" 한국에너지공학회지, 6(1), 104 (1997)