

최소 공정연계를 가지는 석탄가스화 복합발전 시스템의 개념설계

박명호* · 김종진** · 김용희 · 김 철

아주대학교 에너지학과, *(주)엑서지엔지니어링, **전력연구원

Conceptual Design of the Minimum Integration IGCC

Moung-Ho Park*, Jong-Jin Kim**, Yong-Hee Kim and Chul Kim

Department of Energy Studies, Ajou University

*Exergy Engineering LTD, **KEPRI

요 약

공정연계를 최소로 하는 IGCC 시스템에 대한 개념설계를 수행하였다. 공정분석은 상용코드인 ASPEN PLUS를 이용하였다. 가스화기의 적절한 운전조건을 찾기 위하여 가스화기를 경계조건으로 하는 엑서지 민감도분석을 통하여 투입되는 슬러리와 산소의 조건을 결정하였다. 또한, 생성가스 냉각시 현열을 최대한 회수하기 위하여, 열교환망을 통하여 급수를 예열하고 가스화플랜트의 각 부분에 공급하도록 공정을 구성하였다. 여분의 가열된 급수는 간압증발시켜 복합사이클에서 동력을 생성시키는데 사용되어진다. 이와 같은 시스템은, 가스터빈-ASU-가스화 플랜트의 공기에 의한 공정연계와, HRSG-가스냉각 및 정제시스템 간의 중기연계를 가능한 연계함으로써 공정의 운전성과 경제성을 최적으로 유지할 수 있다. 본 연구에서 제시하는 공정의 경우에, 열효율이 약 39%(고위발열량 기준)로 나타났으며, 단위 기기 및 단위공정들의 최적화를 통하여 40%의 효율 달성이 가능할 것이다.

Abstract — Conceptual design of the minimum integration IGCC was carried out. Performance analysis was performed by ASPEN PLUS, commercial process simulation code. For the selection of proper operation condition of the gasifier, oxygen and slurry conditions were determined through exergetic sensitivity analysis. Also, for the maximum heat recovery from the syngas, process configuration was set for water heating by heat exchanger networks and for sending to each part of the gasification plant. Remaining water was flashed by decompressed evaporation and sent to combined cycle for the power production. This system concept, as possible as minimize process integration of the gas turbine-ASU-gasification plant and the HRSG-gas cooling/cleaning system, optimize the process operability and economics. In case of a process proposed in this study, thermal efficiency was about 39% (higher heating value), but 40% will be possible by the optimization of the unit equipments and processes.

1. 서 론

석탄가스화 복합발전(IGCC: Integrated Gasification Combined Cycle)은 기존의 석탄화력 발전시스템에 비하여 효율이 높고, 환경 특성이 우수하여 전세계적으로 널리 연구가 진행되고 있으며, 몇몇 공정들은 상용화설비를 실증하는 단계이다. 오랜 연구를 통하여 IGCC 시스템의 핵심 공정들인 가스화, 정제, 산소분리 및 가스터빈 복합사이클은 각 단위 기기 수준 또는 단위공정 수준에서 이미 개발이 거의 마무리된 상태이다. 그러나

IGCC 시스템이 상용화되면서 핵심 요소기술들에 대한 연구보다는 요소기술들의 조합을 통한 시스템설계기술이 핵심으로 부각되고 있으며, 이러한 연구는 각 단위 공정들의 바탕 위에서 열역학 및 경제적으로 가능한 조합을 구성하고, 이를 최적화하여야 하며, 설계된 시스템의 유효성, 이용성, 운전가능성 등도 검토에 포함되어야 한다. 특히 본 연구에서는, 가스화기의 운전압력을 70 bar로 설정함으로써, 하부에 수조를 구비한 가스화기에서 열회수가 최대가 되도록 구성하였다. 열역학적 관점에서 가스화기의 압력은 가능한 높아야 한다. 상변화와 화학반

응들로 인하여, 가스화기에서 생성가스의 물수는 증가한다. 이러한 현상은 고압인 경우에 더욱 증가한다. 압력이 높은 경우에, 후단의 가스 팽창기에서 전력이 보다 많이 생성되어 효율이 상승한다. 급냉식 가스화기의 경우에 가스화기의 압력이 높으면 배출가스의 온도가 상승하게 되어, 후단에서 열을 보다 많이 회수할 수 있게 되어 효율이 상승한다. 물리적 흡착을 저온정제공정에 적용하는 경우에 압력이 높을수록 유리하다. 이러한 이유로 고압 가스화기는 최근의 엔지니어링 연구들에서 다수 적용되고 있는 관계로 현실적으로 타당할 것으로 판단된다.^{[1][2]} IGCC 공정설계 기술은 현재 가스화공정사 및 엔지니어링사들에서 상용화 프로젝트의 일환으로 상용모사기를 이용하여 수행되고 있으며, 최적화 및 새로운 공정에 대한 연구는 대학 및 연구소 등을 중심으로 일부 수행되고 있지만 현장에 적용하기에는 아직 미흡한 실정이다. 본 연구에서는 각 공정사들을 중심으로 개발된 단위기 및 공정들의 조합을 통하여 각 단위공정간의 연계를 최소로 함으로써, 경제성을 주안점으로 한 IGCC 공정을 제시하였다.

2. 대상공정

IGCC 시스템은 다수의 단위공정이 혼재된 복합시스템인 관계로 공정구성을 위한 다수의 옵션이 존재한다. 이러한 옵션들을 적절히 조합하는 경우에 경제적, 효율적인 측면에서 유리한 시스템을 구축할 수 있다. 본 연구에서 대상으로 하는 IGCC 시스템은 기존의 문헌에 제시되지 않은 것으로, Figs. 1, 2에 제시한 바와 같이 기존의 연구들을 바탕으로 새로운 공정을 구성하였다.^{[1][3][4]}

본 연구에서는 가스화공정으로서 슬러리를 연료로 사용하는 분류층 가스화기를 사용하고, 석탄가스중의 불순물을 제거하기 위한 여러 공정들이 포함되어진 석탄가스화공정을 채택하였다. 가스화기에서 산화제로 사용되는 95% 순도의 산소를 생산하는 심랭식 공기분리설비(ASU: air separation unit)를 적용하였으며, 공기분리설비에서 생성되는 폐 질소는 질소산화물의 제어를 위한 희석제로서 가스터빈 연소기에 투입된다. 가스화기 배출가스는 냉각공정을 거치면서, 현열이 회수되고, 정제공정을 통하여 함유된 황화합물이 제거되어 발전시스템으로

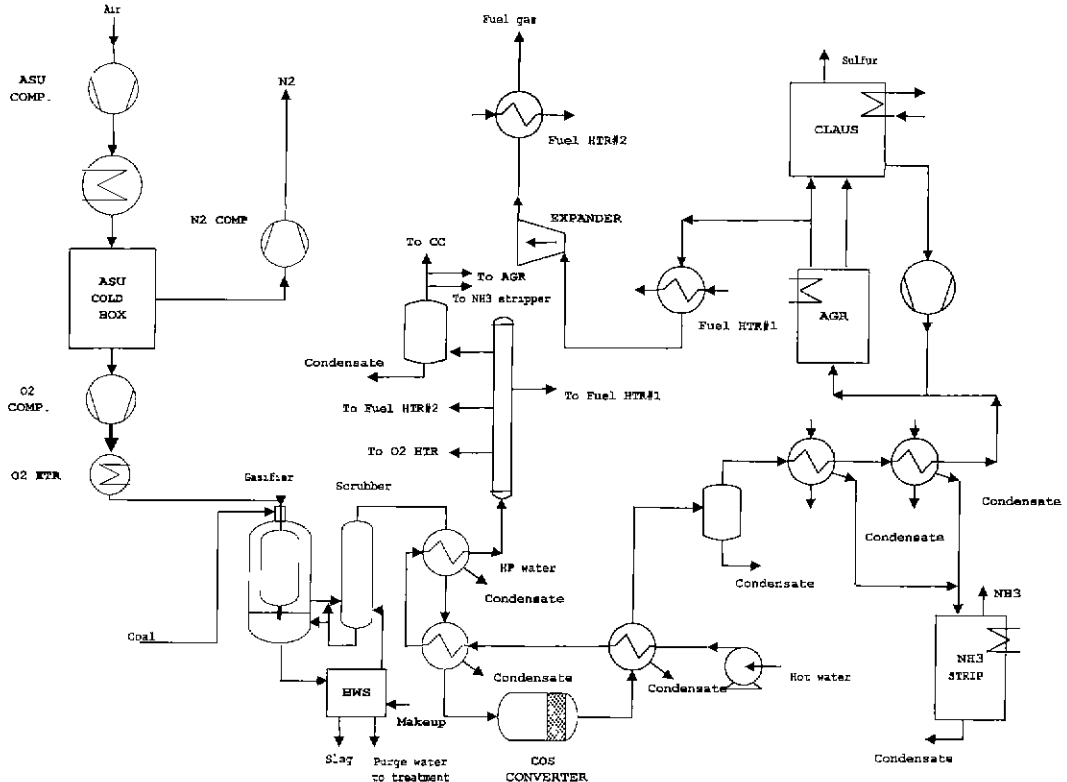


Fig. 1. Schematic diagram of the gasification process.

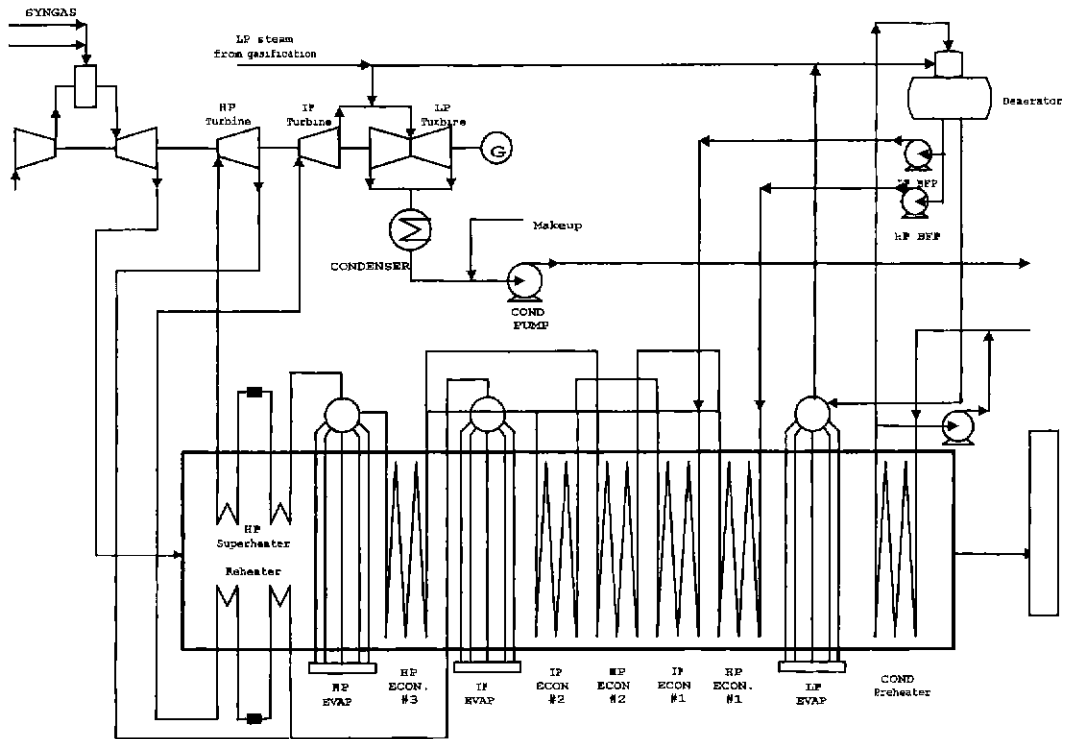


Fig. 2. Schematic diagram of the combined cycle process.

투입된다. 복합발전설비에서 가스터빈은 GE MS7001FA 터빈을 적용하였으며, 재열 증기터빈, 발전기가 단축으로 구성되는 것으로 하였다.

각 공정별 구성 기기는 다음과 같다.

가스화 및 가스정제시스템의 석탄전처리시스템은 석탄의 미분, 슬러리제조, 가압, 슬러리에열 및 급탄설비로 구성되어 있다. 석탄 가스화계통에서는 가스화 반응기와 하부에 수냉조를 구비한 가스화기와 수냉조 배출가스 중의 분진 등을 제거하기 위한 습식세정탑이 설치되었다.

가스냉각 및 정제계통에는 생성가스의 현열을 회수하기 위하여 다수의 열교환기들이 위치하고 있으며, 이들로부터 고온·고압의 급수를 생산한다. 이러한 열교환기들 중간에 생성가스의 HCN/COS를 제거하기 위하여 가수분해 공정이 적용되었고, 저온생성가스냉각공정과 산성가스제거(AGR: acid gas removal)공정이 후단에 배치되었다. 또한 가스화시스템에서 배출되는 암모니아가 함유된 산성수를 처리하기 위한 암모니아 제거설비(ammonia stripper)와 산성가스제거공정에서 제거된 유황을 회수하기 위한 유황회수공정(CLAUS)이 적용되었고, 유황회수공정의 잔류가스는 산성가스제거공정의 앞단으로 회수되어진다.

본 연구에 적용된 공기분리공정(ASU)는 외기공기를

유입하여 산소를 분리한다. ASU는 중압형으로 하며, 보충용 공기는 원심형 공기압축기를 이용하여 공급된다. ASU에서 분리된 산소는 가스화기로 공급되며, 질소는 적정압력으로 압축된 후에 가스터빈으로 유입된다. 이러한 ASU는 공기압축 및 냉각설비, 공기 전처리설비, 다중흐름 열교환기 및 팽창설비, 증류설비 및 생산 및 저장설비 등으로 구성되었다.

가스터빈 복합사이클은 가스터빈, 증기터빈, 배열회수보일러(HRSG: heat recovery steam generator), 복수기(condenser)와 복수 및 급수계통으로 구성되었다.

본 연구에서 제시한 공정과 여타 공정들의 차이점은 가스화기 배출가스의 냉각과정과, 공기 및 증기연계과정이다. 가스화기는 하부에 가스화 슬래그의 급냉을 위한 시스템을 구비하고 있기 때문에, 가스화기 배출가스의 온도는 주어진 압력에서 증기의 포화온도이다. 따라서, 생성가스의 현열을 상승시키기 위하여 본 연구에서는 가스화기의 운전압력을 70 bar로 설정하였다. 약 250°C의 생성가스는 중저온의 현열을 다량 함유하고 있으므로, 이를 회수하는 방법에 따라 공정의 구성과 효율이 달라지게 된다. 대부분의 IGCC 시스템이 생성가스의 현열을 이용하여 증기를 생산하는 방식과 달리, 본 연구에서는 일련의 열교환망을 통하여 고온·고압의 급수를 생산하

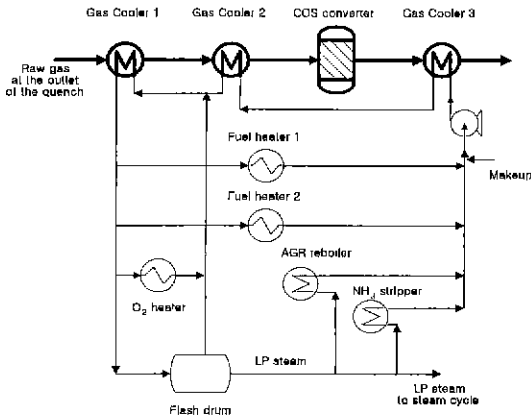


Fig. 3. Integration between gas coolers and dirty condensate main line.

도록 구성하였다. 이러한 열교환망으로부터 얻어지는 급수는 가스화설비의 각 부분에 사용되며, 여분의 급수는 감압증발장치를 통하여 중·저압 증기로 전환되어 가스화플랜트와 증기터빈 발전시스템으로 투입된다. 이러한 시스템은 복합발전플랜트로부터 급수를 유입하지 않고도 자체 급수를 이용하여 공정구성이 가능해지므로, 공정구성을 보다 단순화시킬 수 있고, 여타공정과 독립적으로 운전이 가능하기 때문에 운전이 보다 수월해진다. 이러한 가스냉각시스템의 공정구성도를 Fig. 3에 나타내었다.

이러한 열교환망을 통하여, 가스화플랜트에서 필요로 하는 모든 열량을 자체적으로 제공할 수 있으며, 열교환망의 감압증발기에서 생성된 증기의 일부는 증기사이클에서 동력을 발생하는데 사용되어질 수 있다. 이러한 구성의 가장 큰 장점은 가스화플랜트와 복합사이클간의 공정연계가 거의 없어진다는 점이다. 이로부터 공정구성도에는 나타나지 않지만, 가스화플랜트와 복합사이클간의 여러 배관들이 사라지기 때문에, 시스템의 제어가 보다 쉬워질 수 있으며, 투자비 또한 감소할 것이다. 또한, 가스화플랜트에 이상이 발생하는 경우에, 복합사이클을 독립적으로 운전할 수 있어서, 부하조절에 보다 효과적일 것이다. 하지만, 이 공정은 가스팽창기가 산성가스분리설비 후단에 위치하므로, 이전의 모든 설비들이 60 bar 이상의 고압에서 운전되어야 하며, COS 가수분해 반응기를 전후로 한 열교환망에 문제가 발생하는 경우에 황산화물 배출량이 보다 증가할 위험이 있다. 따라서, COS 가수분해 반응기 전단에 증기가열기들을 설치하여, 과포화상태를 유지하는 것이 바람직할 것이다.

3. 공정분석 모델 개발 및 성능분석

본 연구의 시뮬레이션 모델은 ASPEN PLUS를 이용하

여 개발하였다. 모델 개발의 순서는 단위공정 모델들을 작성한 후에 설계조건에서의 민감도분석 등을 통하여 모델의 적용성을 검증하고, 이들을 조합하여 설계조건에서의 성능해석이 가능한 모델을 개발하였다^[5]. 본 연구에서 적용한 단위공정모델들과 시스템 통합과정은 다음과 같다.

가스화기의 설계조건을 선정하기 위하여, 가스화기에 대한 에너지 및 엑서지분석 수행이 가능한 모델을 개발하였다. 엑서지계산을 위한 기준환경은 25°C, 1기압을 사용하였고 다음의 식들에 의하여 폴리엑서지와 화학엑서지를 계산하였다. 화학엑서지계산을 위한 기준환경은 Ahrendts의 모델을 사용하였다^[6].

$$e^{PH}=(h-h_0)-T_0(s-s_0) \tag{1}$$

- h=specific enthalpy
- s=specific entropy
- T₀=environmental temperature

$$e^{ch}=-\Delta g(T_0, P_0) + \left[\sum_k x_k e_k^{ch}(T_0, P_0) \Big|_{products} - \sum_j x_j e_j^{ch}(T_0, P_0) \Big|_{reactants} \right] \tag{2}$$

- e^{ch}=chemical exergy on molar basis
- g=molar Gibbs function
- x=mole fraction
- P₀=environmental pressure

석탄, 화, 에멀전, 오일 또는 쓰레기 등의 화학엑서지값은 다음의 식을 통하여 계산하였다.

$$e_{MAF}^{ch}(T_0, P_0)=(HHV)_{MAF} - T_0 \left[S_{MAF} + \sum_k x_k s_k \Big|_{reactants} - \sum_j x_j s_j \Big|_{products} \right] + \left[\sum_k x_k e_k^{ch} \Big|_{products} - \sum_j x_j e_j^{ch} \Big|_{reactants} \right] \tag{3}$$

$$s_{MAF}=c \left[37.1653 - 31.477e^{\left(\frac{-0.564682}{h+c} \right)} + 20.1145 \frac{o}{c+n} + 54.3111 \frac{n}{c+n} + 44.6712 \frac{s}{c+n} \right] \tag{4}$$

- HHV=higher heating value (MJ/kg)
- s=absolute entropy (kJ/kg · K)
- c, h, o, n, s=mass fraction carbon, hydrogen, oxygen, nitrogen and sulfur 1

혼합물의 화학엑서지는 다음의 식에 의하여 계산하였다.

$$e^{ch}(T, P)=\sum_k x_k e_k^{ch} - RT_0 \sum_k x_k \ln(\gamma_k) \tag{5}$$

γ_k =activity coefficient of component k

엑서지효율은 다음의 기준에 의하여 각 기기들에 대하여 결정되었다.

$$\zeta = \frac{\text{exergy value of desired result}}{\text{exergy value of inputs utilized to produce that result}} \quad (6)$$

식 (6)에서, 분자는 시스템에서 배출되는 엑서지가 아닌 생성물의 엑서지를 나타내며, 분모는 이러한 생성물을 생산하기 위하여 시스템에서 소모되는 엑서지를 의미한다. 시스템 내의 모든 기기에 대하여 위의 식을 통한 엑서지효율을 각각 정의하여 사용하였다.

Fig. 4~Fig. 7에 엑서지모델을 이용한 민감도분석을 통하여 투입되는 산소 및 슬러리 농도와 이들의 예열온도를 결정하였다⁶⁾. 이러한 민감도분석 결과에서 급격히 변화하는 부분이 운전조건을 설정하기 위한 조건들을 제시하는 부분이 되는데, Fig. 4의 경우에 변화가 발생하는 부분은 양론에 의거한 투입량보다 많은 산소가 투입되는 경우이며, Fig. 5와 6에서의 급격한 변화는 투입되는 슬러리 중에 함유된 수분이 증발하는 시점으로서, 이

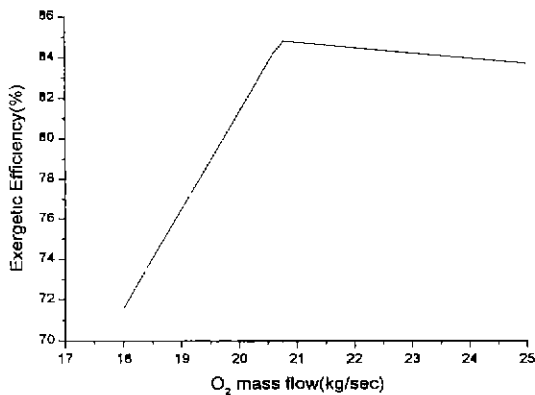


Fig. 4. Effects of oxygen flow rates.

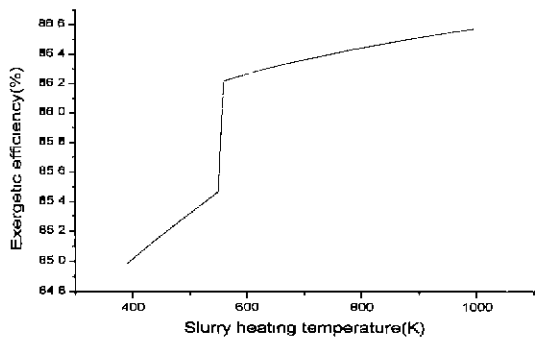


Fig. 5. Effects of slurry heating temperature.

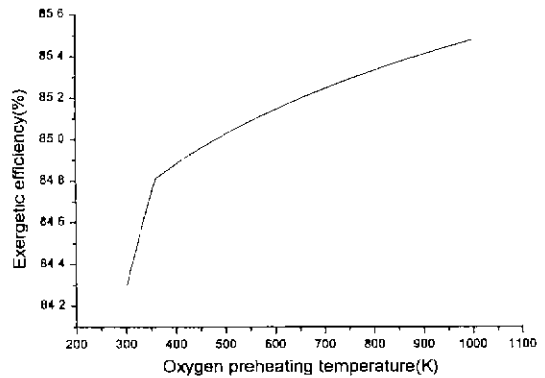


Fig. 6. Effects of oxygen heating temperature.

를 이용한 가스화기가 Destec의 최신형 가스화시스템이다. Fig. 7의 경우에 반응에 관여하지 못하는 수분의 양이 발생하는 시점에서 급격히 효율이 떨어지는 것으로 나타났으며, 이 보다 적은 양이 투입되어야 함을 알 수 있다. 엑서지기준 민감도분석 결과 산소/석탄 비율은 0.77, 산소에열온도는 360 K 이상, 수분/석탄 비율은 0.34 이하로 나타났으며, 슬러리 예열온도는 550 K 이상으로 유지하여야 함을 알 수 있었다. 하지만, 슬러리 예열온도를 550 K 이상으로 유지하는 경우에, 가스화기 전단에 슬러리 증발시스템을 설치하여야 하므로, 이 옵션은 실제 조건에서 제외하였다. 가스화공정의 모델은 가스화기, 가스급냉, 습식세정탑에 의한 분진제거, 슬래그제거모델로 구분되어진다⁷⁾⁸⁾⁹⁾. 가스화기는 깁스(Gibbs) 자유에너지최소화법에 의하여 단열조건에서 생성물질과 가스화기의 조건을 계산할 수 있게 구성하였으며, 투입되는 석탄열량의 약 3%를 열손실로 간주하였다. 가스화기모델은 초기조건으로서 1480°C, 70 bar를 적용하였다. 이러한 압력조건은 본 연구에서 대상으로 한 가스화기가 하부에 수조를 구비하고 있기 때문에, 수조로부터 배출되

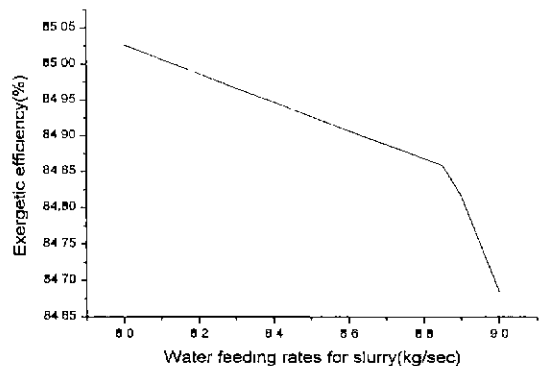


Fig. 7. Effects of water feeding rates.

는 가스의 온도는 주어진 압력에서의 포화온도가 된다. 이 경우에, 가스터빈 유입압력을 기준으로 설정된 가스화기의 압력인 약 15~18 bar에서 배출온도는 200°C 전후가 되기 때문에, 가스가 함유한 대부분의 현열을 사용하지 못하게 된다. 따라서, 가능한 한 고압에서 운전하는 것이 열성능 측면에서 유리하다. 이러한 고압조건에서는 가스의 배출온도가 약 250°C인 관계로, 이러한 중·저온 열원으로부터 에너지를 최대한 회수하는 것이 주요한 관건이라 할 수 있다¹¹⁾.

가스화기를 빠져나오는 1500°C 정도의 생성가스는 하부의 수조에서 포화온도까지 냉각되어 배출된다. 포화모델은 ASPEN PLUS의 FLASH 모델을 이용하였고, 슬래그의 분리를 위하여 SEP모델을 이용하였다. 가스화기에서 배출된 가스는 RADFRAC(column 모델)을 이용하였고, Design-Specification을 이용하여 수분의 함량을 제어하였다. 석탄가스로부터 현열을 회수하는 열교환기들은 HEATX(열교환기모델)을 이용하여, 핀치온도와 압력손실들을 입력으로 하여 생성되는 고온수의 양을 제어하였다. 생성된 고온수는 가스화공정의 열원으로 사용하고, 나머지는 감압 포화시켜 생성증기를 저압터빈에 투입된다. 열교환망의 모든 응축수들은 회수되어 열교환기들로 다시 투입된다. 열교환망의 중간에 위치한 HCN/COS 가수분해 공정은 RSTOIC(반응기모델)을 이용하여 생성가스 중에 함유된 COS의 약 95%가 H₂S로 전환되며, 배출되는 약 180°C의 가스는 후단의 열교환기들을 통하여 40°C까지 냉각된 후에 산성가스제거공정의 흡수탑(SEP 모델)으로 투입된다.

저온가스냉각공정 등으로부터의 응축수는 다량의 암모니아를 함유하고 있기 때문에, 암모니아 제거공정을 통하여 물과 산성가스로 분리된다. HCN/COS 가수분해공정에서는 다음과 같은 반응이 일어난다. $\text{COS} + \text{H}_2\text{O} \Rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$ 암모니아 제거공정의 재비기(reboiler)에 투입되는 증압증기의 유량은 설비로 투입되는 가스유량의 1.4%로 결정하였다. 암모니아 제거설비로부터 배출되는 산성가스는 15%의 암모니아와 10%의 황화수소 및 물로 구성되어 있으며, 이들은 유황회수공정으로 투입된다. 또한 암모니아 제거공정으로 투입되는 가스유량의 약 1%에 해당하는 급수(70°C)가 투입된다.

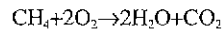
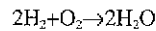
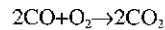
산성가스제거공정은 아민을 이용한 흡수공정을 선정하였고, 유황회수공정을 통하여 순수한 황이 생산되고, 잔류가스는 가압되어 산성가스분리공정으로 재 투입된다. 산성가스제거공정에서 H₂S의 약 99.8%가 제거된다. 산성가스제거공정중의 재생탑에서 필요로 하는 증압증기의 유량은 기존의 연구결과들로부터 설비로 투입되는 가스유량의 8%로 결정하였다.

흡수탑에서 배출된 정제가스는 40°C의 낮은 온도이기

때문에, 열교환기를 통하여 100°C 이상까지 가열된 후에, 약 20 bar까지 팽창되어 동력을 생산하고 가스 예열용 열교환기를 통하여 약 200°C까지 가열되어 터빈으로 투입된다.

복합사이클의 가스터빈 모델은 공기압축기, 연소기, 팽창기 등의 주요 요소에 대한 모델과, 압축기에서 추출한 공기를 이용하여 팽창기를 냉각시키는 냉각계통을 고려하였으며 냉각공기량 및 냉각공기가 터빈효율에 미치는 영향을 고려하여 결정하였다¹²⁾¹⁴⁾.

연소기 모델은 RSTOIC 반응기 모델을 사용하여 포화질소, 압축공기, 예열된 연료가스 등의 연소반응을 모사하였으며, 연소기에서의 압력손실은 4%를 적용하였다. 연소기모델에 적용된 반응은 다음과 같다.



연소기 압력손실: 0.51 kg/cm²

터빈의 팽창비는 GE MS7001FA의 압축비를 적용하였으며, 등 엔트로피 조건으로 가정하였다. 가스터빈의 블레이드는 고온에서 동작하는 관계로, 터빈 블레이드의 냉각계통이 필수적이며, 이에 필요한 냉각공기는 공기압축기 중간단으로 부터 추출한다. 터빈냉각을 위한 추출공기량의 결정을 위하여 기존자료를 이용하여 결정하였다¹²⁾.

증기터빈모델은 가스터빈과 동일한 팽창기모델을 적용하였다. 폐열회수보일러 모델은 ASPEN PLUS의 가열기(Heater) 모델을 다중으로 연계시켜 구성하였으며, 핀치온도는 고압, 증압 및 저압에서 각각 13°C를 적용하였으며, 증압 및 고압 질탄기와 증발기사이의 접근온도는 11.3°C 및 8.3°C를 적용하였다. 본 모델에서는 위에 언급한 핀치온도를 조절하여 정상상태 및 부분부하시에 증기사이클의 압력별 유량을 조절하도록 구성하였다.

공기분리공정 모델은 증압형 침랭식공정이 적용되었는데, 가스화기에서 요구하는 산소의 유량에 따라 유입공기의 조절이 가능하도록 구성하였다. 공기분리공정의 소모동력은 중간냉각을 수행하는 다단 원심압축기모델(MCOMP)을 이용하여, 주 공기압축기, 질소압축기 및 산소압축기모델로부터 소모동력을 계산하였다.

석탄가스화 복합발전 시스템은 각 단위공정들의 구성방법에 따라 전체 플랜트의 성능이 크게 달라질 수 있는데, 본 연구에서는 이러한 공정연계를 증기계통(steam integration)과 공기계통(arr integration)으로 나누어 고려하였다. 본 연구의 가스화기는 하부에 수조를 포함하고 있어서, 배출가스의 온도가 250°C 정도이다. 따라서, 대부분의 가스화시스템에 포함된 고온가스 냉각시스템이

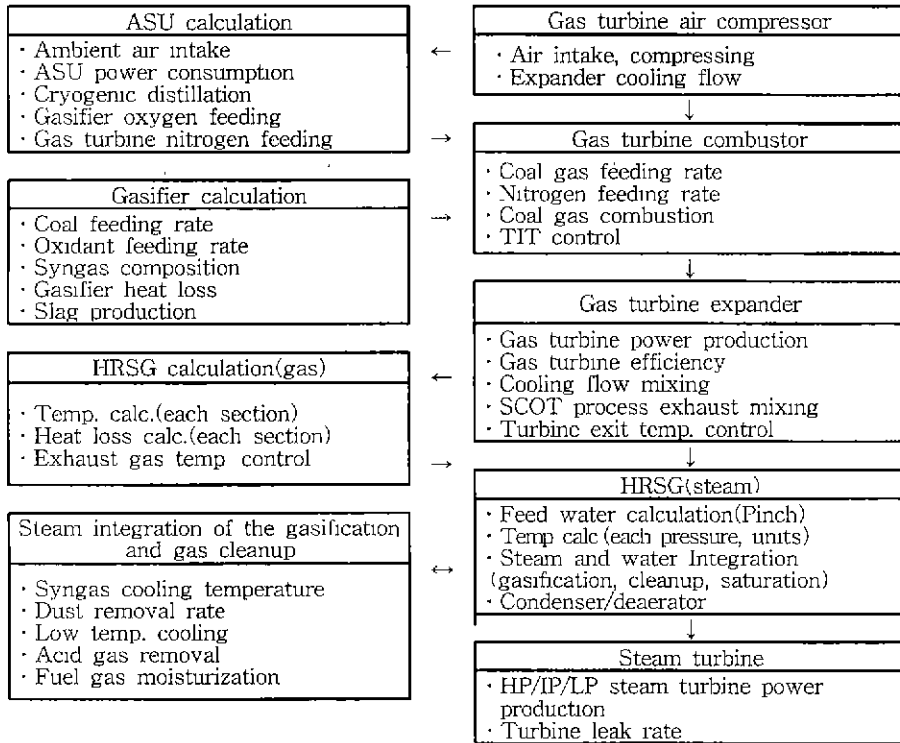


Fig. 8. ASPEN PLUS calculation flowsheets.

필요 없어지므로, 증기 및 급수계통이 아주 단순해진다. 본 공정에서 가스화플랜트와 복합사이클간의 공정연계는 가스냉각공정에서 생성된 잔여 고압수를 감압증발시켜 복합사이클의 저압터빈으로 유입하는 흐름과, 생성가스의 추가냉각열을 이용하여 복합사이클의 급수를 예열하는 흐름의 두 곳만이 존재할 뿐이다.

이러한 공정은 대부분의 가스화공정의 고온가스 냉각 공정으로부터 얻어지는 고압증기를 생산하지 못하기 때문에, 시스템의 효율이 다소 떨어진다. 하지만, 공정의 단순화에 의한 기기비용의 감소와 운전 및 제어가 보다 용이하기 때문에, 널리 적용되어지고 있다.

가스화플랜트의 가스냉각부분에서 생산되는 고온고압수는 AGR 후단의 두 개의 연료가스 예열, 가스화기로 투입되는 산소의 예열, AGR 및 암모니아 제거공정의 열원으로 사용된다. 사용되고 남은 잔류급수는 약 10 bar 까지 감압증발되어 저압증기터빈으로 공급된다.

한편 공기의 연계는, 독립적인 공기분리공정에서 생산된 질소를 질소산화물 저감을 위한 회석제로 전량 가스 터빈 연소기로 투입하고, 산소를 가스화기로 투입하는 흐름만이 존재한다. 이는 대부분의 연구에서 제시하는 가스 터빈으로부터 압축공기를 추출하여 공기분리공정의 연

료로 투입하는 등의 공정연계가 없기 때문에, 제어 및 경제성 측면에서 보다 유리하다.

결국, 본 연구에서 제시한 시스템은 가스터빈과 공기 분리설비간의 공기연계가 없고, 생성가스의 포화과정과, 급수 및 증기의 공정연계를 최소화하는 시스템이다.

Aspen Plus를 이용하여 개발된 모델의 계산절차는 Fig. 8와 같다. 본 연구의 대상탄은 Table 1에 제시한 Datong 탄을 선정하였으며, 모델의 결과는 Table 2에 나타내었다.

Table 1. Coal analysis.

Proximate Analysis, wt%	
Moisture	2.90
Ash	9.30
Fixed Carbon	59.20
Volatile Matter	28.60
Ultimate Analysis, wt%	
Carbon	73.50
Hydrogen	4.10
Oxygen	11.70
Nitrogen	0.90
Sulphur	1.10
Ash	8.70
Higher Heating Value, kJ/kg	
	26,301

Table 2. Energy analysis results.

Coal input (as received), kg/sec	25.89
Oxygen feed rate, kg/sec	20.78
Water feed rate, kg/sec	8.15
Gasifier heat input, MW	680.81
Gasifier temperature, K	1702
Gasifier pressure, bar	69.5
Synas composition, mole frac.	
H ₂	0.294
CO	0.445
CO ₂	0.114
H ₂ O	0.124
CH ₄	0.004
H ₂ S/COS	0.003
Stack exhaust temperature, K	
Stack exhaust flow rate, kg/sec	369.5
Slag exhaust flow, kg/sec	508.84
Sulfur production, kg/sec	2.03
Sulfur production, kg/sec	
Gas turbine power, MW	0.23
Expander power, MW	207.41
Steam turbine power, MW	7.30
ASU consumption, MW	105.19
Other consumption, MW	50.04
Net power output, MW	5.4
Net plant thermal efficiency, HHV, %	264.47
	38.85

4. 결과 및 결론

본 연구에서 구성한 IGCC 시스템은 순출력이 약 265 MW이며, 효율은 고위발열량 기준으로 약 39%인 것으로 나타났다. 이러한 결과는 일반적인 IGCC 시스템의 효율이 40% 이상인 것을 감안하면 다소 떨어지는 것이다. 유사한 연구들에 비추어볼 때 이러한 출력 및 효율 감소는 증기터빈의 출력감소와 공기분리공정에서의 소모동력 증가 등이 주요한 원인으로 나타났다. 증기터빈의 출력감소는 본 연구에서 선정된 가스화기 유형이 하부에 수조를 구비한 형태이므로, 가스화기 생성가스가 250°C 전후로 급격히 냉각되면서, 현열을 전혀 회수하지 못하기 때문이다. 하지만, 이러한 가스화기 유형은 석탄투입시스템이 단순해지고, 가스화기 운전특성이 건식 가스화기에 비하여 유리하며, 설비의 운전특성과 경제성 측면에서 우수한 것으로 평가받고 있다. 이로 인하여 열성능손실에 비하여 경제적인 측면과 신뢰성 또한 우수하여 최근의 IGCC시스템에 다수 적용되고 있다.

공기분리공정의 소모동력이 가스터빈과 가스화기의 연계를 수행하는 경우에 비하여 증가하는 이유는 공기분리공정에서 필요로 하는 공기의 전량을 주공기압축기를 통하여 유입하기 때문이다. 이러한 구성이 공기연계를 수행하는 경우에 비하여 효율측면에서 다소 떨어지지만, 공정 구성이 아주 단순해지는 관계로 운전측면에서 편리

하며, 전체시스템의 신뢰성이 크게 개선되어진다. 또한, IGCC 플랜트와 동일한 부지에 공기분리공정을 설치하지 않고, 외부로부터 산소를 공급받고자 하는 경우에도 타당할 것으로 판단된다.

일반적으로 IGCC 시스템의 장점으로서, 우수한 환경특성과 높은 효율을 들 수 있는데, 본 연구에서 제시한 시스템은 효율 측면에서 그다지 우수하지 못한 것으로 나타났다. 그 이유는 공정의 경제성측면과, 운전상의 편의를 고려한 때문이며, 효율을 높이기 위해서는 추가적인 옵션들을 첨가함으로써 원하는 시스템을 구성할 수 있을 것이다. 그러한 예로서, 연료가스가 가스터빈으로 유입되기 이전에 가스의 포화를 통하여 저온열을 보다 회수하는 경우에, 시스템의 효율이 2~3% 정도 개선될 수 있을 것으로 판단된다. 이외에도, 가스터빈과 연계를 고려하는 경우에 추가적인 비용이 소모된다 할지라도 효율은 보다 개선되어질 수 있을 것이다. 이러한 옵션들을 이용한 효율향상 연구와, 경제성분석, 정밀한 민감도 분석 및 최적화연구를 수행하는 경우에 효율과 경제성의 상호관계 속에서 원하는 시스템을 설계할 수 있을 것이다.

참고문헌

1. Krause, A. and Tsatsaronis, G.: "Thermoeconomic analysis and evaluation of design options for refinery-residual based IGCC systems", TU-Berlin (1998).
2. TEPCO: "IGCC low cost system study, Phase IV", Bechtel Power (1997).
3. "IGCC Process Evaluation", Report for KEPRI prepared by Bechtel Power (1996).
4. 전력연구원: "석탄가스화 복합발전 기술개발(I), 부록 II: IGCC 300 MW급 기술성 및 경제성 평가", 전력연구원 보고서 TR 92GJ11.97-26-2 (1997).
5. 김종진, 박명호 외: "Shell 석탄가스화 복합발전 시스템의 성능해석 연구", 한국에너지공학회지, 6(1) (1997).
6. Ahrendts: "Referenece Status". International Journal of Energy, Vol. 5, p. 667 (1980).
7. 박명호, 김 철: "에너지분석을 이용한 가스화기 성능평가", 에너지공학회 학술발표회 (1998).
8. Ong'iro, A.O.: "Techno-Economic modeling of integrated advanced power cycles". PhD Thesis, Technical University of Nova Scotia (1996).
9. 전력연구원: "석탄가스화 복합발전 기술개발(I), 부록 II: IGCC 300 MW급 기술성 및 경제성 평가", 전력연구원 보고서 TR.92GJ11.97-26-2 (1997).
10. 김종진, 박명호, 안달홍, 김남호, 송규소, 김종영: "석탄가스를 사용하는 복합발전 플랜트의 열성능 설계", 에너지공학회지, 5(1) (1996).

11. 전력연구원. "석탄가스화 복합발전 기술개발(I), 부록 IV: IGCC 플랜트 개념설계를 위한 Simulation 기술 개발", 전력연구원 보고서 TR.92GJ11.97-26-4 (1997).
12. Stone, K.R. "ASPEN simulations of fluidized-bed and entrained flow IGCC power plants", U.S. DOE/METC-85/4027 (1985).
13. White, J.S., Chen, H.T. and Buchanan, T.L.: "ASPEN model and economics of a BGC/LURGI slagging gasifier with hot gas desulfurization in a combined-cycle mode", Gilbert/Commonwealth Report No. 2885 (1991).
14. Hirschenhofer, J.H. and White, J.S.: "ASPEN model of a coal fueled molten carbonate fuel cell power plant", Gilbert/Commonwealth Report No. 2861 (1990).