

# 제철플랜트용 석탄건조설비에서 운전조건 변경이 건조성능에 미치는 영향

전해석, 문승재\*, 유호선\*\*†

포스코건설, \*한양대학교 기계공학부, \*\*숭실대학교 기계공학과

## Effect of Operating Conditions on Drying Efficiency for Coal Drying Facilities in a Steel Making Plant

Hae-Seak Jeon, Seung-Jae Moon\*, Hoseon Yoo\*\*†

Posco E&C Co., Ltd., Pohang 790-704, Korea

\*School of Mechanical Engineering, Hanyang University, Seoul 133-791, Korea

\*\*Department of Mechanical Engineering, Soongsil University, Seoul 156-743, Korea

(Received July 7, 2009; accepted September 24, 2009)

**ABSTRACT** : Increase of consumption in limited coal reserves leads prices surging. As a result, iron works which produce products with coal are in difficulties. Accordingly, it is required a lot of research of using non-caking coal that is relatively low cost and has abundant reserves. Direct drying and indirect drying are two major methods of drying the coal. Recently, to minimize the needed calories and to save energy, using fluidbed or fluidizing method is a recent main trend of minimizing the size of the facility and maximizing energy efficiency. However there is also disadvantage such as increasing facility investment because of installing additional facilities in the latter part. In this study, we will have theoretical researches on the indirect drying method with heat exchange system which have been traditionally used. As a result it is expected to increase the efficiency of the facility operation.

**Key words** : 건조설비 (drying facility), 석탄 (coal), 제철플랜트 (steel making plant)

### 기호설명

$T$	: 온도	[ $^{\circ}\text{C}$ ]
$V$	: 체적유량	[ $\text{Nm}^3/\text{h}$ ]
$m$	: 질량유량	[ $\text{ton}/\text{h}$ ]
$Q$	: 열량	[ $\text{kcal}/\text{h}$ ]
$W$	: 함수율	[ $\%$ ]
$O_2$	: 산소농도	[ $\%$ ]

atm	: 대기
s	: 스틱
dp	: 이슬점

### 1. 서론

석탄의 매장량이 제한된 상황에서 사용량의 증가는 가격의 급등을 초래하여 이를 사용하여 제품을 생산하는 제철소의 입장에서는 많은 애로사항이 발생하고 있다. 그에 따라 상대적으로 저가이고 매장량이 풍부한 일반탄을 이용한 방법에 대한 연구의 필요성이 증가하고 있다.

제철소에서는 품질은 좋으나 가격이 비싼 점결탄을 대신하여 일반탄의 사용량을 증가시키기 위해 건조설비에 의해 건조된 석탄을 사용하고 있다. 전체 석탄사용량을 100%기준으로 하였을 경우, 건조전

### 하첨자

ah : 가열공기

† Corresponding author

Tel.: +82-2-820-0661; Fax +82-2-820-0668

E-mail address: hsyoo@ssu.ac.kr

에는 일반탄의 사용량은 전체의 10% 정도이나, 건조후에는 일반탄의 사용량을 20%로 늘릴 수 있어 원가를 줄일 수 있다. 또한, 에너지 사용량은 건조전의 석탄을 사용할 경우를 100%로 하였을 경우에 건조후의 석탄을 사용하면 92%로 낮아져 8% 정도 절감할 수 있다.<sup>(1)</sup> 이러한 여러 가지의 이유로 석탄건조설비의 필요성은 당연히 되었고, 그에 따른 석탄 건조설비의 열정산관련 이론과 각 경우별 운전방법의 이해에 관한 연구가 필요하게 되었다.

제철소에서 사용되는 석탄 건조설비는 각 공장별로 최적화 방안을 검토하여 왔으나, 이론적인 내용의 접근에 따라 설비의 특성이 고려되지 않고, 단지 운전 경험에 의해서만 적용되어 왔다. 본 연구에서는 각 계통별로 석탄건조설비를 이론적으로 접근하여 건조설비에서 운전조건의 변경이 건조성능에 미치는 영향을 찾고자 한다.

## 2. 석탄건조시스템

### 2.1 개요

석탄건조설비<sup>(2)</sup>는 원료석탄의 수분을 저감시켜 코크스의 장입밀도 증대를 통한 코크스품질 향상과 건류시간 단축을 통한 코크스 생산성 증대를 위해 도입된다. 약 10%의 함수율을 가진 원료석탄은 석탄 건조설비(이하 건조설비)에서 고온, 고압 스팀의 응

축열을 통해 건조가 이루어지며 과건조시 분탄 발생량이 급격히 증가하는 것을 방지하기 위해 건조 후 석탄의 함수율을 약 5% 수준으로 관리한다. 건조설비내부는 분탄이 대기로 방출되는 것을 방지하기 위하여 음압이 형성되도록 구성되어 있으며, 분탄의 폭발 방지를 위해 내부 산소농도는 12% 내외로 유지할 수 있도록 한다.

Fig. 1은 건조설비의 주요 설비 및 프로세스 흐름을 나타낸다. 주요설비는 건조기, 가열공기 팬, 열교환기 및 집진기 등으로 구성되어 있고, 각 설비별 프로세스의 흐름을 보면 약 10%의 함수율을 가진 원료석탄이 벨트컨베이어를 통해 건조설비로 장입되고, 건조설비는 내부에 다수의 열교환용 히팅 튜브가 있으며 히팅 튜브내부로 고온, 고압의 스팀이 석탄 건조의 열원으로 공급된다. 벨트컨베이어에서 이송되어 장입된 원료석탄은 롤러에 의해 회전하고 있는 건조설비내에서 스팀의 응축열과 폐열에 의해 승온된 공기에 의해 건조된다. 수분함량이 약 10%에서 5%로 건조된 석탄은 벨트컨베이어를 통하여 저장 통으로 이송되어 저장되고 최종적으로 코크스 오븐으로 이송된다. 히터에 의해 승온된 공기와 원료석탄에서 증발된 증기로 구성된 배가스는 상당량의 석탄분진을 포함하고 있으며 배가스 덕트 후단의 집진설비에서 집진되어 불출설비에서 건조설비후단의 건조된 석탄과 혼합된다.

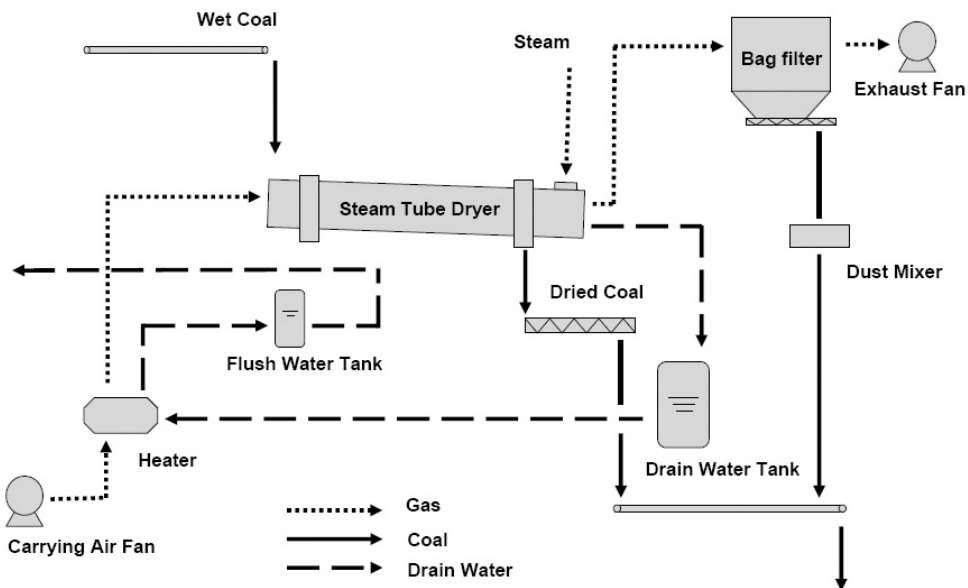


Fig. 1 Process flow sheet of drying facility

### 2.2 석탄건조설비의 운전조건

건조를 위한 석탄의 투입량이 450 ton/h(drybase) 이고, 석탄이 함유하고 있는 수분을 건조전 10%에서 건조후 5%로 낮출 경우에 대해 산출된 각 설비의 운전조건은 Fig. 2와 같다. 스팀의 소요량은 온도 200°C의 67,925 Nm<sup>3</sup>/h이고, 가열공기는 120°C의 38,176 Nm<sup>3</sup>/h가 되고, 배가스의 산소농도는 11.2%, 이슬점은 79.8°C이며, 200°C의 응축수는 열교환기를 통과하며 177°C로 낮아진다.

### 3. 건조설비의 열정산

열정산의 방법을 설명하고, 열정산을 위해 가스의 열량계산, 석탄의 열량계산, 증발잠열의 계산 및 히터의 열교환량을 통해 운전조건을 확인하였다.

#### 3.1 열정산 방법

원료석탄(wet coal)의 건조는 포화증기의 응축열을 이용하며 건조설비에서 열교환을 마치고 100% 포화액체로 상변화가 일어난다. 포화증기의 응축열은 대기압에서 2258.0 kJ/kg이지만 압력이 증가함에 따라서 응축열은 다소 감소한다. 건조설비의 건조 열원인 15 bar계기압의 스팀인 경우엔 약 463.32 kcal/kg(1947.3 kJ/kg) 응축열을 가지며

건조설비로 공급된다. 스팀의 소요량은 아래와 같은 열평형식을 통해 계산 할 수 있다.

$$\sum Q_{in} = \sum Q_{out} \quad (1)$$

식 (1)에서  $Q_{out}$ 은 원료석탄의 건조에 필요한 증발잠열량, 원료석탄을 승온에 필요한 열량, 배가스 열량, 열교환후 응축수(drain water)의 열량 및 건조후 석탄의 함수열량으로 구성되며  $Q_{in}$ 은 스팀의 응축열, 가열공기의 현열, 장입석탄의 현열 및 장입석탄의 함수열량으로 구성된다.

#### 3.2 열정산

열량계산에 사용되는 식은 다음과 같고, 여기서  $Q$ 는 열량,  $C_p$ 는 정압비열,  $\Delta T$ 는 온도차를 나타낸다.

$$Q = m \times C_p \times \Delta T \quad (2)$$

가스의 열량, 석탄의 열량, 증발잠열 및 히터의 열교환량에 대한 열정산 결과는 다음과 같다.

##### 3.2.1 가스의 열량계산

건조설비 시스템은 가열공기로 사용되는 공기와 공기 및 증기로 구성된 배가스로 두종류의 가스로 구분할 수 있다.

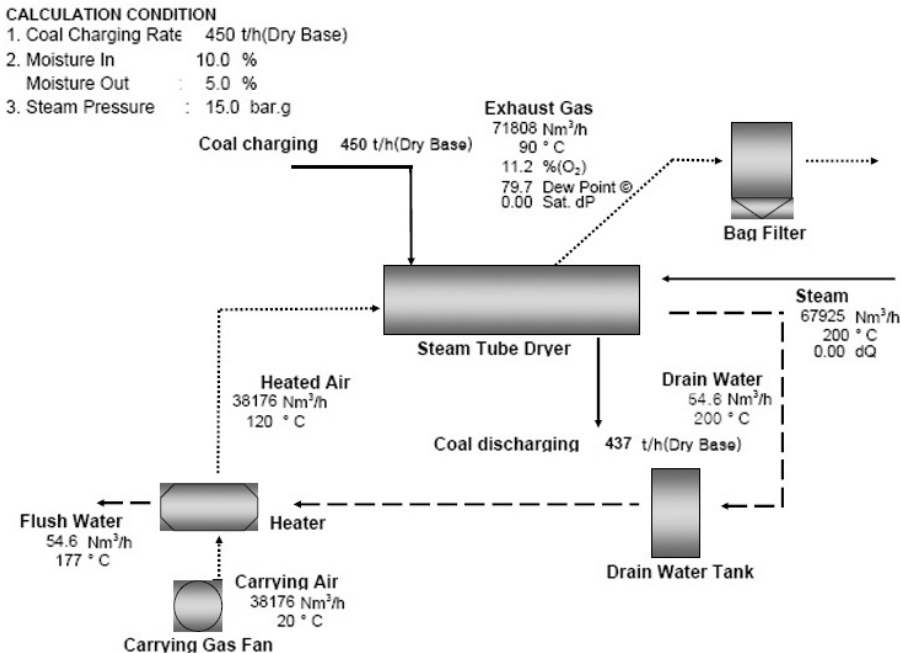


Fig. 2 Material balance for normal operation condition

1) 가열공기의 열량

가열공기의 열량은 가열공기가 가지고 있는 열량과 응축수로부터 회수한 열량의 합으로 계산될 수 있다. 가열공기의 유량 적용시 스팀사용량에 일정한 비율을 적용하여 38,176 Nm<sup>3</sup>/h, 가열공기의 비열 0.2919 kcal/(Nm<sup>3</sup> · K), 온도차 20℃ (대기온도 20℃, 기준온도 0℃)에 의해 계산되었고, 응축수로부터 회수한 열량은 스팀량 67,925 Nm<sup>3</sup>/h, 응축수 온도차 23℃를 적용하면 가열공기의 열량은 1,281,678 kcal/h가 된다.

2) 배가스 열량

배가스의 열량은 가열공기의 유량과 석탄중의 수분이 증기로 변한 유량의 합인 유량 71,808 Nm<sup>3</sup>/h, 배가스의 비열 0.3145 kcal/(Nm<sup>3</sup> · K), 온도차 90℃ (배가스온도 90℃, 기준온도 0℃)를 적용하면 2,038,814 kcal/h가 된다.

3.2.2 석탄의 열량계산

석탄의 열량은 석탄의 증가된 열량과 석탄중 수분의 증가된 열량의 합으로 구해지는데 장입시의 열량과 배출시의 열량의 차에서 계산된다. 석탄은 건조설비 장입시 15℃로 장입되며 건조 후 약 80℃로 상승되어 일정량의 현열을 가지고 배출된다. 열량은 식 (2)에 의해 계산된다.

1) 장입시 열량

석탄 장입시 열량은 석탄의 장입량 450 ton/h, 석탄비열 0.25 kcal/(kg · K), 온도차 15℃ (석탄온도 15℃, 기준온도 0℃)이므로 1,687,500 kcal/h가 된다.

2) 배출시 열량

석탄 배출시 열량은 석탄의 배출량 436.5 ton/h (장입량의 3% 비산손실), 석탄비열 0.25 kcal/(kg · K), 온도차 80℃ (석탄온도 80℃, 기준온도 0℃)이므로 8,730,000 kcal/h이 된다.

3) 석탄의 증가된 열량

석탄이 장입후 건조기를 지나 배출될 때 석탄의 증가된 열량은 장입시 열량과 배출시의 열량의 차인 7,042,500 kcal/h이 된다.

4) 장입시 수분열량

석탄의 장입시 수분량은 장입되는 석탄 450

ton/h(drybase)의 10%로 50 ton/h이고, 물의 비열 1 kcal/(kg · K), 온도차 15℃ (석탄온도 15℃, 기준온도 0℃)이므로 장입시 석탄이 가지고 있는 수분의 열량은 750,000 kcal/h로 계산된다.

5) 배출시 수분열량

석탄의 배출시 수분량은 배출되는 석탄 436.5 ton/h(drybase)의 5%이므로 23 ton/h, 물의 비열 1 kcal/(kg · K), 온도차 80℃ (석탄온도 80℃, 기준온도 0℃)이므로 배출시 석탄이 가지고 있는 수분의 열량은 1,840,000 Kcal/h이 된다.

6) 석탄의 수분에 증가된 열량

석탄이 건조기에서 배출될 때 석탄의 수분에 증가된 열량은 장입시 수분열량과 배출시 수분열량의 차인 1,090,000 kcal/h가 된다.

3.2.3 증발잠열의 계산

원료석탄의 증발잠열을 계산하는데는 다음을 사용하고,  $m$ 은 건조된 수분량,  $H_{fg}$ 는 응축열을 나타낸다.

$$Q = m \times H_{fg} \quad (3)$$

증발잠열은 식 (3)을 이용하여 계산하면, 원료석탄은 약 10%의 수분을 가지고 장입되어 건조설비에서 건조후 5% 수분을 가지게 되므로 건조된 수분량은 27 ton/h가 된다. 또한 스팀의 응축열은 539 kcal/kg 이므로 증발잠열은 14,553,000 kcal/h이 된다.

3.2.4 히터 열교환량

히터에서 열교환되는 열량은 응축수에서 회수된 열량으로부터 구할 수 있고, 히터에서의 열교환 조건을 보면 히터 전단의 응축수는 포화액체 200℃이고, 히터 후단의 응축수는 포화액체 177℃이다. 응축수에서 회수되는 열량을 계산하여 보면 식 (2)를 이용하여 계산하는데, 응축수량은 스팀의 사용량과 같으므로 54,600 kg/h이고, 물의 비열 1 kcal/(kg · K), 온도차 23℃ (히터의 후단온도 200℃, 전단온도 177℃)이므로 회수되는 열량은 1,255,800 kcal/h이 된다.

4. 운전조건 변경이 건조성능에 미치는 영향

이론적으로 계산한 열정산을 배경으로 각 경우별로 운전조건의 변경이 건조기의 건조성능에 미치는 영

향에 대한 고찰을 하였다. 과열증기 사용시, 가열공기의 온도가 변할 경우, 가열공기의 미사용시에 대해 연구하여 스팀의 사용량변화 및 건조량의 변화에 대한 결과를 알 수 있었고, 대기온도의 변화가 운전조건과 건조성능에 미치는 영향에 대해 고찰하였다.

#### 4.1 과열증기 사용시

건조설비의 열원인 스팀은 포화증기 또는 과열증기로 공급될 수 있다. 당초 기본사양은 포화증기를 사용할 수 있도록 설계하였으나, 포화증기의 공급이 불가능할 경우를 고려하여 과열증기를 사용할 경우를 검토해 보고자 한다. 과열증기의 온도변화에 따른 체적 및 질량유량값의 변화를 확인하고, 실제 공급이 가능한 과열증기의 온도가 250℃일 경우에 건조성능에 미치는 영향을 계산해 보고자 한다. 포화증기를 사용할 경우에 스팀의 압력은 15 bar계기압, 온도는 200℃이고 열정산에 의해 스팀의 사용량은 67,925 Nm<sup>3</sup>/h(7,355 m<sup>3</sup>/h(실제))이다.

Fig. 3은 과열증기 온도의 변화에 따라 스팀의 체적유량 및 질량유량의 변화이다. 온도 변화에 따른 부피의 변화로 인하여 체적유량 및 질량유량의 변화가 많이 발생하였다. 온도가 200℃에서 210℃로 변하는 경우에는 7,355 m<sup>3</sup>/h(실제)에서 7,511m<sup>3</sup>/h(실제)로 부피가 약간 증가하였으나, 온도가 점점 높아짐에 따라 부피도 계속 증가하여 300℃인 경우에는 8,910 m<sup>3</sup>/h(실제)까지 증가하여 체적유량이 약 10.5% 증가하게 된다. 이는 스팀이 통과하는 배관의 크기가 일정하므로 배관내에서의 질량유량은 약 10.5% 감소되는 것을 의미한다.

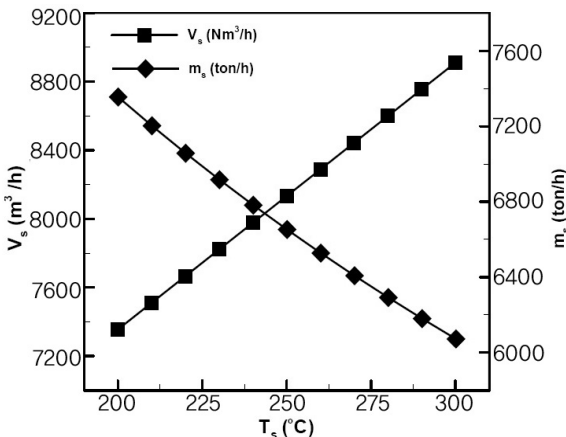


Fig. 3 Volumetric and mass flow rate according to superheated steam temperature

실제로 제철소에서 사용 중인 과열증기의 온도가 250℃인 경우에 대한 석탄건조량과 가스의 유량변화를 알 수 있는데, 스팀의 온도 상승으로 인한 부피가 7,355 Nm<sup>3</sup>/h에서 8,133 Nm<sup>3</sup>/h으로 늘어나 실제 질량유량이 감소하고 가열공기의 유량도 감소하므로 석탄의 수분 건조량은 5%에서 4.6%로 낮아져 건조성능이 정상운전대비 8% 정도 낮아질 것으로 판단된다.

#### 4.2 가열공기의 온도변화시

건조설비의 운전중에 건조기 내부로 공기를 공급하는데 이를 가열공기로 만들기 위하여 히터를 설치하고, 스팀으로부터 만들어진 응축수의 폐열을 열원으로 사용하게 된다. 여기서 사용되는 가열공기의 온도변화에 따른 스팀의 사용량 변화, 배가스의 이슬점과 산소농도의 변화 및 응축수의 폐열을 사용하지 않을 경우에 대한 건조성능의 영향에 대해 검토해 보고자 한다.

응축수로부터의 회수한 열량을 계산하여 보면 응축수량 54.6ton/h, 비열 1 kcal/(kg · K), 온도차 23℃(히터 후단온도 200℃, 전단온도 177℃)이므로 식 (2)에 의해 회수한 열량은 1,255,393 kcal/h이 된다.

Fig. 4는 건조성능이 일정한 조건에서 가열공기의 온도의 변화에 따른 스팀의 사용량 변화와 가열공기의 유량변화를 나타낸다. 응축수 폐열에서 회수한 열량에 의해 가열된 공기의 범위를 90℃에서 150℃까지 검토하였는데, 스팀의 사용량은 가열공기의 온도가 90℃일 경우는 68,807 Nm<sup>3</sup>/h, 150℃일 경우

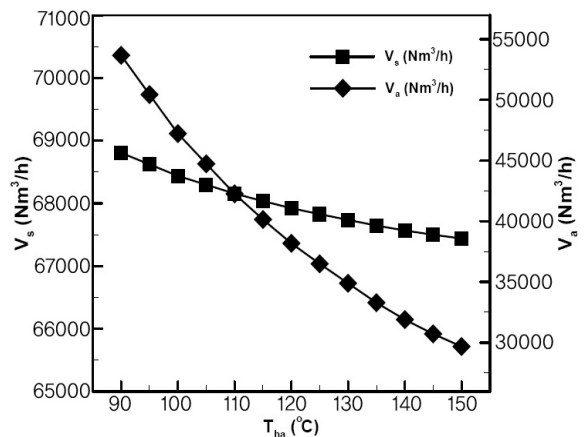


Fig. 4 Air and steam flow rate according to heating air temperature

는 67,440 Nm<sup>3</sup>/h으로 변화였고, 가열공기의 유량은 가열공기의 온도가 90℃일 경우는 29,674 Nm<sup>3</sup>/h, 150℃일 경우는 53,669 Nm<sup>3</sup>/h까지 변할 것으로 판단된다.

Fig. 5는 가열공기의 온도변화에 따른 배가스의 이슬점과 산소농도의 변화를 보여주고 있다. 가열공기의 온도가 변함에 따라 가열공기의 유량이 변하므로 그에 따라 배가스의 수증기 분압이 변하게 되어 이슬점과 산소농도의 변화가 일어난다. 가열공기의 온도가 90℃에서 150℃까지 변할 경우 이슬점은 75.1℃에서 82.9℃까지 변하고, 산소농도는 12.9%에서 9.8%까지 변함을 알 수 있다. 일반적으로 제철소에서 사용하는 집진기의 사양을 고려하여 배가스의 온도는 80℃ 이하 기준이고, 폭발방지를 위한 산소농도의 관리기준은 12% 이하이므로, 정상적인 조업의 조건은 가열공기 온도가 120℃일 경우가 적정한 것으로 판단된다.

폐열을 사용하지 않을 경우에 수분 건조량의 변화를 검토하여 보면, 응축수에서 회수되는 열량인 1,255,393 kcal/h만큼 건조기로 공급되는 열량이 줄어들게 된다. 그러므로 열원인 스팀의 공급량이 증가해야 하나, 배관크기의 한계로 인하여 실제로 스팀의 투입량의 증가가 불가능하므로 석탄의 건조량이 감소하게 되는데 석탄의 수분건조량이 5%에서 4.6%로 낮아지게 되어 건조성능이 정상운전대비 8% 정도 감소하게 된다.

### 4.3 가열공기 미사용시

건조설비의 외부에서 내부로의 공기공급은 팬에

의해서 이루어지는데, 이는 건조설비내의 분위기가스의 흐름을 원활히 하고 석탄과 스팀의 열교환이 원활하게 이루어질 수 있도록 한다. 그러나, 팬의 이상으로 가열공기의 공급이 중단될 경우를 검토해 보고자 한다. 건조설비내로 가열공기가 투입되지 않을 경우의 배가스의 변화를 보면, 배가스는 석탄중의 수분과 건조기에 투입되는 공기로 구성되어 있고, 가열공기의 투입이 안 될 경우에는 수분으로만 구성되어 있어 노점온도가 정상운전 79.7℃와 비교하여 100℃로 증가하게 된다. 이는 후단설비의 관리에 어려움이 예상되므로 운전 중에 팬은 반드시 가동되어야 할 것으로 판단된다.

### 4.4 대기온도 변화시

건조설비로 장입되는 석탄은 기본적인 열량을 함유하고 있으나, 하절기 및 동절기와 같이 대기중의 온도가 변할 경우에 기본적으로 함유된 열량의 차이가 발생하므로 운전하는 조건에 변화가 있을 것으로 판단된다. 그래서, 스팀의 사용량과 가열공기를 일정한 상수로 하고 대기온도의 변화를 0℃에서 35℃까지 5℃ 간격으로 하여 가열공기의 온도, 이슬점, 산소농도 및 석탄의 건조후 수분함량의 변화를 검토하였다.

Fig. 6은 대기온도의 변화에 따른 가열공기 온도, 이슬점, 산소농도 및 수분함량의 변화를 보여주는데, 동절기에 대기중의 온도가 0℃인 경우에는 건조후 수분함량은 6%이고, 가열공기의 온도는 101℃, 산소농도는 12.2%, 이슬점 온도는 77℃로 검토되었고, 결과적으로 동절기에 산소의 농도가 기준보다

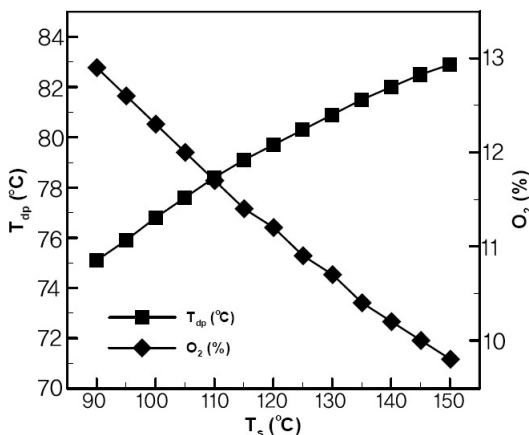


Fig. 5 Dew point and oxygen content according to heating air temperature

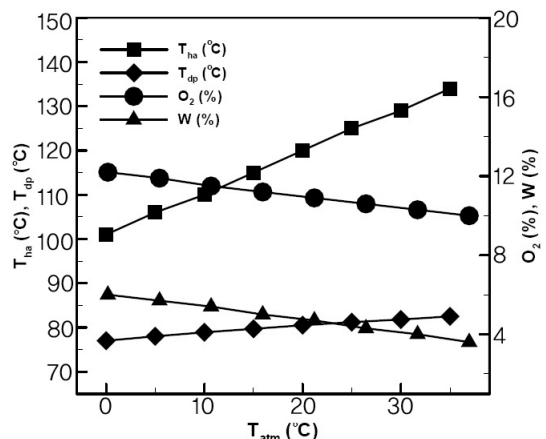


Fig. 6 Heating air temperature, dew point, oxygen content and moisture content according to atmosphere temperature

다소 높아 운전중에 폭발 및 화재방지를 고려해야 할 것으로 판단되고, 건조성능도 정상운전대비 대기 온도의 변화에 따라 최고 20% 정도 감소될 것으로 판단된다.

하절기에 대기중의 온도가 35°C인 경우에는 건조 후 수분함량이 3.5%까지 가능하고, 가열공기는 134°C, 산소농도는 10%이고, 이슬점온도는 82.5°C로 검토되어, 동절기와는 반대로 산소농도는 기준인 12%보다 낮았으나, 이슬점이 기준온도인 80°C보다 높은 82.5°C가 되므로 운전중에 후단설비인 집진기의 막힘현상에 대한 부분을 고려해야 할 것으로 판단되었다. 그러나, 건조성능은 정상운전대비 대기온도의 변화에 따라 최고 30% 정도 증가효과가 있을 것으로 판단된다.

## 5. 결론

본 연구에서는 광양 코크스 석탄건조설비 5호기의 열정산에 대한 이론적 고찰과 각 설비별로 운전조건이 변할 경우에 건조성능에 미치는 영향에 관한 연구를 하여, 다음과 같은 결과를 얻을 수 있었다.

첫째, 정상운전 조건에서 석탄 450 ton/h(drybase)를 건조할 경우에 스팀의 사용량은 67,925 Nm<sup>3</sup>/h가 되고, 가열공기는 120°C의 38,176 Nm<sup>3</sup>/h가 될 것으로 판단된다.

둘째, 스팀의 사양 변경으로 과열증기를 사용할 경우에는 과열증기의 온도가 200°C에서 300°C로 증가하면 부피가 7,355 Nm<sup>3</sup>/h에서 8,910 Nm<sup>3</sup>/h으로 늘어나 질량유량이 감소되는 현상을 알 수 있었고, 제철소에서 사용가능한 과열증기 온도인 250°C일 경우에는 포화증기대비 부피가 7,355 Nm<sup>3</sup>/h에서 8,133 Nm<sup>3</sup>/h로 늘어나 질량유량이 10.5%정도 감소되므로, 석탄에서 건조되는 수분량이 5%에서 4.6%로 낮아져 건조성능이 정상운전대비 8%정도 낮아질 것으로 판단된다.

셋째, 동일 건조성능조건에서 건조설비로 투입되는 가열공기의 온도가 90°C에서 150°C로 변화하면 스팀의 사용량이 68,807 Nm<sup>3</sup>/h에서 67,440 Nm<sup>3</sup>/h

까지 약 2% 정도 변화였고, 가열공기의 유량은 29,674 Nm<sup>3</sup>/h에서 53,669 Nm<sup>3</sup>/h까지 변화였다.

넷째, 건조설비 운전에서 사용하는 스팀에서 발생된 응축수의 폐열을 사용하지 못할 경우에는 폐열로부터 회수가 가능했던 에너지(1,255,393 kcal/h) 만큼의 추가가 필요하나, 배관크기의 제약으로 스팀의 추가공급이 불가능 하므로 수분의 건조량이 5%에서 4.6%로 낮아져 건조성능이 정상운전대비 8%정도 감소될 것으로 판단된다.

다섯째, 건조기내에서 투입되는 공기의 공급이 불가능할 경우에는 배가스중기의 분압이 증가하여 노점온도가 80°C에서 100°C로 상승할 것으로 판단되므로 건조설비의 성능과는 관계없이 후단설비인 집진기의 안전을 고려하여 운전시에 팬을 항상 가동해야 할 것으로 판단된다.

여섯째, 동절기 및 하절기와 같이 대기중의 온도가 변할 경우에는 석탄의 수분 건조량은 3.6%에서 6%까지 변하여 건조성능이 정상조건대비 20%에서 30%까지 변화가 있음을 알 수 있었다. 그러나, 이슬점 온도와 산소농도를 기준으로 볼때, 이슬점은 77°C에서 82.5°C까지, 산소농도는 10%에서 12.2%까지 변하는 것을 확인하였고, 대기온도가 15°C에서 20°C인 경우에 이슬점 온도 80°C, 산소농도 11%로 유지되어 정상적으로 안정적인 운전이 가능할 것으로 판단된다.

## 참고문헌

1. Kato, K. J and Nakashima, Y. A, 2006, Development of Dry-cleaned and Agglomerated Precompaction System for Metallurgical Cokemaking, p.42.
2. Park, J. G, 2009, No.5 코크스 프로젝트 설계 기준서, 포스코건설, p.3.
3. Morgan, M. J, 1999, Fundamentals of Engineering Thermodynamics 2nd Edition, John Wiley & Sons Inc., p.806.