

다대식 가열로내의 산소농도 변화 모델

(A mathematical model of describing oxygen density's variation
in multi-band type reheating furnaces)

은종호* · 최윤혁* · 이해영**

(Jongho Eun · Yunhyuk Choi · Haiyoung Lee)

요 약

본 논문에서는 다대식 가열로내의 산소 농도 변화를 표현하는 모델이 제안되었다. 설계된 모델은 크게 '잔류 가스에 대한 모델'과 '산소에 대한 모델'의 두가지로 구성되었다. 각각의 모델은 산소농도의 변동에 관여하는 네가지 요인들을 화학적, 유체 이론적 관계식과 퍼지 이론을 이용하여 설계되었다. 고려된 네가지 요인들은 버너에서의 연소반응, 연소대간의 유체 이동, 가열로 내부로부터 외부로의 유체 흐름 및 출입구를 통한 외부 공기의 유입 등이다. 모의 실험 결과를 통해 제안된 모델로 계산된 각 연소대내의 산소 농도 변화가 실제 조업시 발생하는 유형과 유사함을 알 수 있었다.

Abstract

In this paper, a mathematical model of describing oxygen density in multi-band type reheating furnaces was presented. Model designed in this paper was composed of majorly two parts. One is a model regarding 'variation of existing gas'. The other is a model of showing 'variation of oxygen content'. Each model is designed by considering four factors related to variation of oxygen density based on chemical reaction, fluid dynamics and fuzzy theory. Four factors to be considered are combustion reaction in burner, fluid transfer between adjacent combustion bands, fluid transfer from furnace's inner space to external space, and input of external air via gates. According to simulation results, it was shown that varying pattern of oxygen density in each combustion band is similar to generally expected operation data in reheating furnace.

1. 서 론

본 논문에서는 철강 제조 공정에 사용되는 가열로의 내부에 잔류하는 가스중의 산소 농도 변화 과정을 표현할 수 있는 수학적 모델을 다룬다. 가열로의 운전에서 가열로 내부의 산소 농도는 제품의 질에 큰 영향을 주는 관리 인자다. 만약 산소 농도가 기준치보다 높게 운전된다면 이때 제품에는 스케일이 많

이 발생하므로 스케일의 제거 작업에 시간과 에너지가 더 필요하며, 투입된 여분의 공기에 비례하여 연료가 과다 투입됨으로서 에너지 손실이 추가로 발생하게 된다. 따라서 가열로내부의 산소 농도 변화에 영향을 주는 요인들을 찾아 각 요인들이 어떤 형태로 어느 정도의 영향을 미치는 지를 미리 분석해 보면 가열로의 안정된 운전에 큰 도움이 된다. 이를 위해서는 가열로의 조업에 관련된 물리량들의 데이터가 주어졌을 때 운전중의 산소 농도 변화를 예측할 수 있는 수학적 모델이 필요하다 [1]-[5]

가열로의 특성과 관련된 기존의 모델들은 소재를

*정회원 · 영남대 전기공학과 석사과정

**정회원 · 영남대 전자정보공학부 부교수 · 공학
접수일자 2000. 9. 30

가열로에 장입하거나 추출하는 과정을 제외하고 모델링 하였다.[5] 그러나 실제 조업에서 가열로 내부의 산소 농도 변화에 큰 영향을 미치는 요인이 소재의 장입과 추출시 출입구를 통해 유입되는 외부 공기다 왜냐하면 가열로 내부는 대개 산소 농도가 4% 이내로 조절되고 있는데, 장입이나 추출시 유입되는 외부 공기는 산소 농도가 약 21%이기 때문이다. 따라서 이 영향을 제외하면 산소 농도의 변동 모델은 큰 의미를 갖지 못한다.

본 논문에서는 산소 농도의 변동 모델을 크게 '잔류 가스에 대한 모델'과 '산소에 대한 모델'로 나누어 설계하였고, 각 모델의 출력비를 구함으로써 산소 농도를 계산하였다. 또한 가열로 내부의 산소 농도 변동에 관여하는 요인을 네가지로 분류하였는데, 첫째는 버너에서의 연소반응에 의해 발생하는 연소가스, 둘째는 가열로 내부에서 발생하는 각 연소대간의 흐름, 셋째는 가열로 내부에서 외부로 유출되는 흐름 및 넷째는 가열로 내부로 외부 공기가 유입되는 흐름이다. 첫째에서 셋째까지의 변동 요인은 화학 반응식, 질량 보존의 법칙[7][8] 및 유체 역학[6]을 이용하여 표현하였고, 넷째 요인은 화학적 또는 역학적 관계로 표현하기 곤란하기 때문에 실험 데이터를 이용한 퍼지 모델[9]로 표현하였다. 퍼지 모델은 조건부 변수로 외부 공기의 온도, 결로부 변수로는 산소 농도를 갖는 형태로 제안되었고, 일곱 개의 규칙으로 구성되었다.

제안된 모델의 타당성을 확인하여 보기 위해 모의 실험을 하였다 모의실험은 장입, 추출 및 장입과 추출이 동시에 발생하는 경우에 가열로내 각 연소대의 산소 농도 변화를 알아 보는 것인데, 추출만 있는 경우는 산소농도의 변동 크기가 균열대가 가장 크고 가열대 및 예열대 쪽으로 갈수록 작아지며, 장입과 추출이 동시에 발생하는 경우는 예열대의 산소농도가 가장 크게 변동하고 균열대와 가열대는 추출만 발생하는 경우와 동일하였다. 즉 모의 실험 결과에 의하면 제안된 모델이 실제 가열로의 조업 특성을 잘 표현하고 있음을 알 수 있었다

2. 철강제조공정에서의 가열로

2.1 가열로의 기능과 구조

철강제조공정에서 가열로란 상온의 슬라브(Slab)나 빌렛(Billet)같은 소재를 원하는 목표 온도가 되도록

가열시키는 설비다. 그림 1에 가장 널리 사용되는 가열로의 구조를 간단히 보인다.

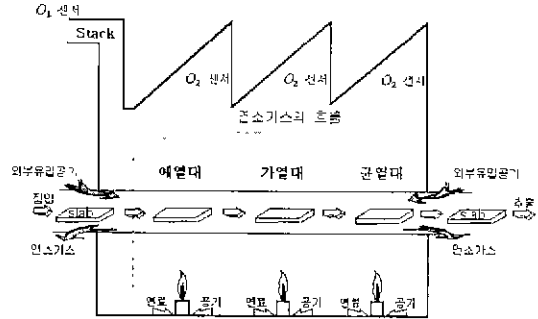


그림 1. 보편적인 다대식 가열로의 구조
Fig. 1. A structure of popular multi-band type reheating furnace

가열로 내부는 기능적으로 예열대(Preheating zone), 가열대(Heating zone) 및 균열대(Soaking zone)등과 같이 몇 개의 연소대(Combustion band)로 나누어져 있다. 소재는 가열로에 장입된 후 연소가스의 복사열에 의해 가열되면서 워킹 빔(Walking beam)이라는 기계적 메카니즘에 의해 출구로 이동된다. 연소가스를 발생시키는 버너는 가열로의 하부에 설치되며, 연료는 철강사의 사정에 따라 결정된다. 대개 가열로에 잔존하는 연소가스 내에 포함된 산소의 농도를 제어하기 위해 각 연소대의 상부에 산소 농도 센서가 설치된다.

2.2 가열로의 특징

가열로는 그림 1에서 볼수 있듯이 각 연소대가 구조적으로 분리되어 있지 않음으로 인해, 대개 압력이 높은 연소대에서 낮은 연소대쪽으로 연소가스의 이동이 발생하는 간섭현상이 있다. 또한 소재를 가열로에 장입하거나 추출할 때 가열로의 출입구를 개폐해야 하기 때문에 이때 가열로의 내부와 외부사이에 연소가스 및 공기의 유동이 발생하게 되는 특징이 있다. 이런 특성들은 가열로내의 연소가스에 포함된 산소 농도 변화 과정을 표현하는데 곤란한 요인으로 작용한다.

3. 가열로 내부의 연소반응 및 산소 농도 변화 모델

가열로 내부의 각 연소대에 잔류하는 가스내에 포함된 산소의 농도 변화 모델을 구하기 위해서는 연

저 잔류 가스의 변동에 관여하는 요인을 파악해야 하는데 이는 크게 네가지로 나눌수 있다.

첫째는 버너에서의 연소반응에 의해 발생하는 연소가스이며, 이는 해당 연소대에 잔류하는 가스의 양을 증가시키는 변동을 일으킨다. 둘째는 가열로 내부에서 발생하는 각 연소대간의 가스 이동이며, 이는 가스가 유입되는 연소대에는 잔류가스를 증가시키는 방향으로 작용하고 가스가 유출되는 연소대에는 그 반대로 작용한다. 셋째는 가열로 내부에서 외부로 가스가 유출되는 흐름인데, 예열대에서 스택으로 방출되는 흐름과 소재의 장입 및 추출시 출입구들을 통해 유출되는 흐름이 있다 이 흐름들은 모두 외부와 직접 내면하는 연소대내의 잔류가스를 감소시키는 방향으로 작용한다 넷째는 가열로 내부로 외부 공기가 유입되는 흐름인데, 이는 소재의 장입 및 추출시 출입구를 통해 외부 공기가 출입구와 대면하는 연소대내로 유입되는 흐름이다. 이 흐름들은 출입구에 위치한 연소대의 가스를 증가시키는 방향으로 작용하며, 특히 그 연소대의 산소농도를 크게 증가시킨다.

가열로 내부에 잔류하는 가스에 포함된 산소의 농도 변화 모델을 만들기 위해서는 이 네가지 종류의 흐름에 대해 각각의 모델이 필요하다. 또한 산소 농도란 잔류 가스중에 포함된 산소량을 의미하므로 각각의 모델은 '잔류 가스에 대한 모델'과 '산소에 대한 모델'로 나누어 표현해야 산소 농도에 대한 모델이 만들어 질 수 있다.

첫째의 흐름은 화학반응식과 질량 보존 법칙[7][8]을 이용하여 표현할 수 있으며, 둘째와 셋째의 흐름은 유체의 흐름에 관련된 이론[6]을 활용하여 묘사할 수 있다. 그러나 넷째의 경우는 아직까지 이론적인 명확한 식으로 만들어진 결과가 없다.

3.1 화학 반응식과 질량 보존법칙을 이용한 모델링 부분

첫째 요인이 발생시키는 변화는 연소에 관련된 화학반응식과 질량 보존 법칙을 이용하여 몰유속 [mol/s] 단위로 표현할 수 있다. 즉 첫째 요인에 관련된 반응중 잔류 가스에 대해서는 다음과 같이 나타낼 수 있다. 버너에 투입되는 공기와 연료의 부피유속 [Nm³/s]을 각각 Q_{air} 및 Q_{fuel} 이라고 하고, 연소에 의해 발생하는 연소 가스의 부피유속을 Q

라고 약속하면 식 (1)이 성립한다.

$$Q = Q_{air} + \alpha Q_{fuel} \tag{1}$$

여기서 α 는 완전연소라는 가정하에서 연소 반응에 의해 발생하는 연소가스중 수증기량을 뺀 건연소가스가 화공양론비에 따라 생성된다고 간주하고 구한 반응계수[7]이며, 식 (2)와 같이 표현된다.

$$\alpha = \left\{ 1 - 0.5co - 1.5h_2 - \sum \left(\frac{n}{4} + 1 \right) c_m h_n \right\} \tag{2}$$

또한 $co, h_2, c_m h_n$ 들은 연료에 포함된 각 성분의 체적비(Volume percent)를 의미한다. 예를 들어 일관제철소에서 가열로의 연료로 주로 사용하는 COG(Coke Oven Gas)와 BFG(Blast Furnace Gas)를 1:1로 섞은 혼합 가스 1 [Nm³](혼합가스의 성분비 $h_2 : 29\%, co : 14\% ch_4 : 14\% c_2h_4 : 0.75\% c_3h_6 : 0.75\%$)에 대한 α 는 식 (3)과 같다

$$\begin{aligned} \alpha &= 1 - 0.5 \times 0.14 - 1.5 \times 0.29 \\ &\quad - 2 \times 0.14 - 3 \times 0.0075 \\ &\quad - 1.5 \times 0.0075 \\ &= 0.18125 \end{aligned} \tag{3}$$

기체의 체적은 온도와 압력에 따라 변화하므로 모델은 부피유속보다는 몰유속 [mol/s]으로 표현하는 것이 옳은 방법이다. 따라서 Q, Q_{air} 및 Q_{fuel}에 대응하는 몰유속을 각각 M, M_{air} 및 M_{fuel}라 약속하고, 식 (1)을 몰유속 단위로 표현하면 식 (4)와 같다.

$$M = M_{air} + \alpha M_{fuel} \tag{4}$$

단 M_{air} = ρQ_{air} 및 M_{fuel} = ρQ_{fuel}이며, 여기서 ρ [mol/Nm³]는 표준상태에서 기체의 체적과 몰수 사이의 변환 상수이며 ρ = 1000/22.4이다.

다음에 잔류 가스중 산소 성분의 변화에 대해서만

모델을 구하면 다음과 같다. 버너에 유입된 연료를 완전 연소시키는데 필요한 공기량, 즉 이론공기량을 A_0 라고 하면, A_0 는 연료의 성분 구성을 알면 식 (5)로 계산할 수 있다.[7][8]

$$A_o[Nm^3] = \frac{1}{0.2095} \left\{ 0.5h_2 + 0.5co + \sum \left(m + \frac{n}{4} \right) c_m h_n - o_2 \right\} \quad (5)$$

여기서 h_2 , co , $c_m h_n$, o_2 는 연료에 포함된 각 성분의 체적비를 의미하며, 0.2095는 공기중에서 산소가 차지하는 체적비이다. 예를 들어 COG와 BFG를 1:1로 섞은 혼합 가스 1 [Nm^3]에 대한 이론공기량은

$$A_o[Nm^3] = \frac{1}{0.2095} (0.5 \times 0.29 + 0.5 \times 0.14 + 2 \times 0.14 + 3 \times 0.0075 + 3.5 \times 0.0075) = 2.5954 \quad (6)$$

이다. 그리고 성분 구성을 모르는 경우는 연료의 고발열량과 저발열량을 이용한 경험식을 이용하여 구한다.[7]

그러나 이론 공기량만으로는 완전연소가 이루어지지 않으므로 버너에 투입되는 공기량은 이론공기량보다 많아야 하고, 실제 유입된 공기량과 이론공기량의 비를 공기과잉률이라 하며, 이를 $\mu (>1)$ 로 표기하면 $Q_{air} = \mu A_0 Q_{fuel}$ 의 관계로 계산된 만큼의 공기가 유입되므로 이 여분의 공기가 로내부의 잔류 가스중 산소 성분에 미치는 영향을 몰유속 단위로 M^0 라 표기하면 M^0 는 식 (7)로 표현된다.

$$M^0 = 0.2095(\mu - 1)\rho A_0 Q_{fuel} \quad (7)$$

3.2 유체역학적 이론을 이용한 모델링 부분

둘째와 셋째 요인들은 압력차에 따른 유체의 흐름에 관한 것으로서 잔류 가스와 산소 성분에 대해 동일한 형태로 표현할 수 있다. 즉 어떤 통로를 통해 유체의 흐름(Gas flow)이 있을 때 압력이 높은 쪽의

압력을 P_H , 낮은 쪽의 압력을 P_L 이리 하면, P_L 상태에서의 유체의 흐름에 대한 부피 유속 [m^3/s]을 $Q_{H \rightarrow L}$ 라 할때

$$Q_{H \rightarrow L} = \frac{C}{\sqrt{2}} P_H \sqrt{1 - \left(\frac{P_L}{P_H} \right)^2} \quad (8)$$

이 성립한다.[6] 여기서 C 는 유체가 흐르는 통로의 기하학적 구조에 관계되는 비례상수다. 첫체에서와 같은 이유로 이 흐름을 몰유속 단위로 표현해야 하며, $Q_{H \rightarrow L}$ 에 대응하는 몰유속을 $M_{H \rightarrow L}$ 라 약속하면

$$M_{H \rightarrow L} = Q_{H \rightarrow L} \times (\text{유체의 밀도}) \quad (9)$$

의 관계가 성립하며, 여기서 유체의 밀도 [mol/m^3]란 유체의 단위체적당 몰수를 의미한다. 이 경우에는 첫째의 경우와는 다르게 유체가 표준상태가 아니므로 ρ 를 사용하지 못하고 직접 유체의 밀도를 계산해야 한다. 식 (9)는 잔류 가스와 산소 성분에 대해서 동일하게 적용된다.

3.3 장입 및 추출시 외부 공기의 유입 과정에 대한 피지 모델

소재를 가열로에 장입하거나 추출할 때 외부 공기가 가열로 내부로 들어오는 현상은 앞의 경우들과는 달리 역학적인 식의 관계로 표현하기 곤란하다. 실제 노내압은 IDF(Induced Draft Fan)나 FDF(Forced Draft Fan)에 의해 조절될 수 있으나, 이것은 연소반응에 관련된 수식모델에 의해 표현되는 것이 아니므로 IDF나 FDF에 의한 노내압의 인위적인 조절을 제외하면, 대개 가열로내의 압력이 대기압보다 높으며, 가열로내 잔류 가스의 온도도 평균 1,000℃ 이상이어서 변동 범위가 30~50℃인 외부 공기보다 훨씬 높다. 그러나 실제 조업에서는 출입구를 열면 출입구에 인접한 연소대의 산소농도는 증가하게 된다. 즉 외부 공기가 유입된다는 것을 알 수 있다.

이때 온도가 T_{air} [℃]인 외부 유입 공기의 부피 유속을 $Q_{air, input}$ 라 한후 이를 0℃ 및 1기압인

$$O_2 = \frac{\text{연소대 잔류가스중 산소성분의 몰수} + 0.2095(M_{air \rightarrow input} \times \text{유입시간})}{\text{연소대 잔류가스의 몰수} + M_{air \rightarrow input} \times \text{유입시간}} \quad (11)$$

$$M_{air \rightarrow input} = \frac{\text{연소대 잔류가스중 산소 성분의 몰수} - \text{연소대 잔류가스의 몰수} \times O_2}{(O_2 - 0.2095) \times \text{유입시간}} \quad (12)$$

표준상태로 변환하고, $Q_{air \rightarrow input}$ 에 대응하는 몰유속을 $M_{air \rightarrow input}$ 라 약속하면 가열로 내부의 산소농도 변화에 미치는 영향은 몰유속 단위로 식 (10)과 같이 표현될 수 있다.

$$M_{air \rightarrow input} = \rho \left(\frac{273}{273 + T_{air}} Q_{air \rightarrow input} \right) \quad (10)$$

그러나 $Q_{air \rightarrow input}$ 즉, $M_{air \rightarrow input}$ 는 측정이 불가능한 물리량이므로 $M_{air \rightarrow input}$ 를 추론할 수 있는 방법이 필요하다.

따라서 먼저 $Q_{air \rightarrow input}$ 와 관련을 갖는 다른 물리량중에 외부에서 측정이 가능한 변수를 찾을 필요가 있는데, 본 논문에서는 외부 공기의 온도를 선정하였다. 그 이유는 대기압은 항상 일정하므로 대기압하에서 외부 공기 유입량에 영향을 미치는 가장 큰 요소는 공기의 온도이기 때문이다. 출입구의 구조도 영향을 미치지만 기계적인 구조는 변동하는 양이 아니고, 대개 완전 개폐 형태로 운전되므로 제외하였다. 또한 출입구가 완전 개방될 때 까지의 과도상태는 실제 조업에서 큰 의미가 없으므로 고려하지 않는다.

즉 조업데이터를 이용하여 출입구가 완전 개방되었을 때 '외부 공기의 온도'에 따른 가열로 내부 연소대의 '산소 농도' 관계를 모델링하면, 외부 공기의 온도 정보가 주어질 때 설계된 모델을 이용하여 출입구 개방시 출입구에 인접한 연소대의 산소 농도를 계산할 수 있다.

한편 외부 공기의 유입을 고려한 연소대의 산소 농도를 O_2 라 하면 O_2 는 식 (11)과 같이 표현된다.

즉 외부 공기의 유입에 의해 변화되는 O_2 를 설계된 모델에 의해 예측할 수 있다면, 이때 유입된 $M_{air \rightarrow input}$ 는 식 (11)로부터 식 (12)와 같이 계산을 통해 구할 수 있다.

이제 외부 공기 온도와 연소대 산소 농도와의 관

계를 표현하는 모델을 구하면 되는데, 이 관계는 비선형적이며 화학적 또는 역학적 관계식으로 표현하기도 곤란하다. 따라서 기계적인 구조가 정해진 가열로에 대해 T_{air} 와 O_2 의 관계를 퍼지모델로 표현하는 방법을 제안한다. 설계된 퍼지모델에 포함되는 파라메티들은 조업데이터를 이용하여 구한다.

퍼지모델을 구하기 위해서는 먼저 조건부와 결론부에 사용될 변수가 선정되어야 하는데, 이 경우에 조건부는 T_{air} 및 결론부는 O_2 로 이미 정해져 있다. 계산의 편리성이란 관점에서 퍼지모델의 결론부를 선형식 형태로 설계하면 언어변수의 용어집합(Term set)[9]은 T_{air} 에 대해서만 구하면 된다.

T_{air} 의 용어집합은 외부 공기 온도의 변동 범위를 참고하여 식 (13)과 같이 설계하였다

$$T_{air} \text{의 용어집합} = \{VL, LO, SL, ME, SH, HI, VH\} \quad (13)$$

여기서 VL은 Very low, LO는 Low, SL은 Slightly low, ME는 Medium, SH는 Slightly high, HI는 High 및 VH는 Very high의 약자이다.

외부 공기의 온도는 급변하는 성격을 갖지 않는 물리량으로 T_{air} 의 용어집합내에 있는 각 요소들의 소속도함수[9]가 존재하는 영역은 온도의 변동 범위 전체를 균등분할하는 형태로 설계하였으며, 모양은 계산의 편리를 위해 삼각형 형태로 제안하였다. 그림 2에 설계된 소속도함수들을 보인다.

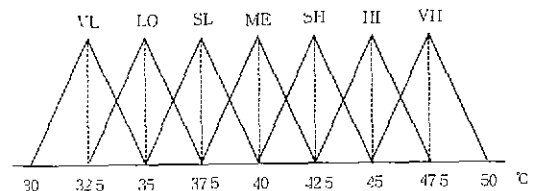


그림 2 T_{air} 의 소속도함수
Fig. 2 Membership function for T_{air}

그리고 T_{avr} 와 O_2 의 관계를 표현하는 퍼지모델은 결론부가 선형식의 형태인 퍼지규칙들의 조합으로 설계되었으며, T_{avr} 의 용어집합내에 있는 각 요소가 모두 포함되도록 일곱 개의 퍼지규칙으로 구성되었다. 설계된 퍼지규칙을 R_i , $i = 1, 2, \dots, 7$, 리하고 i 번째 규칙의 결론인 산소농도를 O_2^i 로 약속하면 R_i 는 다음과 같다.

$$\begin{aligned}
 R_1: & \text{If } T_{avr} = \text{VL Then } O_2^1 = a_0^1 + a_1^1 T_{avr} \\
 R_2: & \text{If } T_{avr} = \text{LO Then } O_2^2 = a_0^2 + a_1^2 T_{avr} \\
 R_3: & \text{If } T_{avr} = \text{SL Then } O_2^3 = a_0^3 + a_1^3 T_{avr} \\
 R_4: & \text{If } T_{avr} = \text{ME Then } O_2^4 = a_0^4 + a_1^4 T_{avr} \\
 R_5: & \text{If } T_{avr} = \text{SH Then } O_2^5 = a_0^5 + a_1^5 T_{avr} \\
 R_6: & \text{If } T_{avr} = \text{HI Then } O_2^6 = a_0^6 + a_1^6 T_{avr} \\
 R_7: & \text{If } T_{avr} = \text{VH Then } O_2^7 = a_0^7 + a_1^7 T_{avr}
 \end{aligned}$$

여기서 a_0^i 및 a_1^i , $i = 1, 2, \dots, 7$, 는 i 번째 규칙의 설계 상수들이며, 운전중 수집된 조업데이터로부터 구해진다. $T(\cdot)$ 및 $y(\cdot)$ 를 각각 같은 시점에서 취득한 온도와 산소농도 데이터라 하면, i 번째 규칙의 설계 상수들을 구하기 위해 온도별로 수집된 산소농도의 m 개 데이터 집합이 순서쌍으로 $(T(j), y(j))$, $j = 1, 2, \dots, m$, 와 같이 주어질 때 설계상수들은 식 (14)와 같은 성능평가함수 J 를 최소화시키는 값으로 선정된다.[10][11]

$$J = [y - Da_i]^T [y - Da_i] \quad (14)$$

여기서

$$\begin{aligned}
 a_i^T &= [a_0^i \ a_1^i], \\
 y^T &= [y(1) \ y(2) \ \dots \ y(m)], \\
 D^T &= \begin{bmatrix} 1 & 1 & \dots & 1 \\ T_1(1) & T_1(2) & \dots & T_1(m) \end{bmatrix}
 \end{aligned}$$

이며, 구하고자 하는 a_i 는 $[D^T D]^{-1} D^T y$ 로 계산된다.

또한 퍼지모델의 각 규칙을 합성[12] 하여 계산되는 최종 산소농도의 값을 \widehat{O}_2 로 약속한다

3.4 가열로내 잔류가스외 산소의 변화 모델

앞에서 가열로내의 각 연소대내에 잔류하는 가스 와 산소 성분의 변화에 관여하는 요소들과 그에 따른 변동 특성을 표현하는 방법을 제안하였다. 이제 각 요인들을 조합하여 가열로내 각 연소대내에 잔류하는 가스 와 잔류가스중 산소 성분의 변화 모델을 구한다 먼저 모델에 사용할 변수들을 정의하는데, 변수들은 크게 세 가지 부류로 나누어진다. 모델을 차분방정식으로 표현하기 위해 T_s 를 샘플링 주기로 정하고, 모든 변수들은 k 번째 시점을 기준으로 약속한다.

첫째는 각 연소대별로 공통으로 쓰이는 변수들로 비너에 유입되는 연료의 부피유속 (Nm^3/s), 비너에 유입되는 공기의 부피유속 (Nm^3/s), 연소대내 잔류 가스의 몰수 (mol) 및 연소대내 잔류가스중 산소 성분의 몰수 (mol), 연소대별 압력 (atm), 설정온도 ($^{\circ}C$), 로의 체적 (m^3), 연료의 반응계수, 공기과잉율등인데, 표 1에 각 연소대별로 해당 물리량에 대한 기호를 정의해 두었다.

둘째는 연소대간 또는 가열로 외부로 이동하는 양에 관계된 변수들로 균열대에서 가열대로 이동하는 가스의 부피유속을 $Q_{3 \rightarrow 2}(k)$, 가열대에서 예열대로 이동하는 가스의 부피유속을 $Q_{2 \rightarrow 1}(k)$, 예열대에서 스택으로 이동하는 가스의 부피유속을 $Q_{1 \rightarrow s}(k)$, 장입시 예열대에서 입구를 통해 유출되는 가스의 부피유속을 $Q_{1 \rightarrow c}(k)$ 및 추출시 균열대에서 출구를 통해 유출되는 가스의 부피유속을 $Q_{3 \rightarrow d}(k)$ 라고 약속한다.

압력차이에 의한 가스의 흐름에 관여하는 비례상수를 균열대와 가열대 사이는 C_3 , 가열대와 예열대 사이는 C_2 , 예열대와 스택 사이는 C_1 , 예열대와 소재 투입구 사이는 C_c 및 균열대와 소재 추출구 사이는 C_d 로 정의하면 $Q_{3 \rightarrow 2}(k)$, $Q_{2 \rightarrow 1}(k)$, $Q_{1 \rightarrow s}(k)$, $Q_{1 \rightarrow c}(k)$ 및 $Q_{3 \rightarrow d}(k)$ 는 식 (15) ~ 식 (19)와 같다.

다대식 가열로내의 산소농도 변화 모델

표 1. 각 연소대별 변수 기호의 정의
Table. 1. Definition of variables in each band

변 수 명 칭	각 연소대별 변수 기호		
	예열대	가열대	균열대
버너에 유입되는 연료의 부피유속 [Nm^3/s]	$Q_{1, fuel}(k)$	$Q_{2, fuel}(k)$	$Q_{3, fuel}(k)$
버너에 유입되는 공기의 부피유속 [Nm^3/s]	$Q_{1, air}(k)$	$Q_{2, air}(k)$	$Q_{3, air}(k)$
연소대내 잔류 가스의 몰수 [mol]	$x_{1, mole}(k)$	$x_{2, mole}(k)$	$x_{3, mole}(k)$
연소대내 잔류 가스중 산소의 몰수 [mol]	$x_{1, mole}^o(k)$	$x_{2, mole}^o(k)$	$x_{3, mole}^o(k)$
연소대별 로의 압력 [atm]	$P_1(k)$	$P_2(k)$	$P_3(k)$
연소대별 설정온도 [$^{\circ}C$]	$T_{1, set}$	$T_{2, set}$	$T_{3, set}$
연소대별 로의 체적 [m^3]	V_1	V_2	V_3
연소대별 연료의 반응계수 [\cdot]	α_1	α_2	α_3
연소대별 공기과잉율 [\cdot]	μ_1	μ_2	μ_3

$$Q_{3 \rightarrow 2}(k) = \frac{C_3}{\sqrt{2}} P_3(k) \sqrt{1 - \left(\frac{P_2(k)}{P_3(k)} \right)^2} \quad (15)$$

$$Q_{2 \rightarrow 1}(k) = \frac{C_2}{\sqrt{2}} P_2(k) \sqrt{1 - \left(\frac{P_1(k)}{P_2(k)} \right)^2} \quad (16)$$

$$Q_{1 \rightarrow s}(k) = \frac{C_1}{\sqrt{2}} P_1(k) \sqrt{1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_1(k)} \right)^2} \quad (17)$$

$$Q_{1 \rightarrow c}(k) = \frac{C_c}{\sqrt{2}} P_1(k) \sqrt{1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_1(k)} \right)^2} \quad (18)$$

$$Q_{3 \rightarrow d}(k) = \frac{C_d}{\sqrt{2}} P_3(k) \sqrt{1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_3(k)} \right)^2} \quad (19)$$

여기서, P_{atm} 은 대기압이다. 그리고 각 연소대의 로온은 로온 제어에 의해 목표값으로 조절되므로 각 연소대의 압력은 식 (20)으로 계산될 수 있다.

$$P_i(k) = x_{i, mole}(k) \frac{RT_{i, set}}{V_i}, \quad i = 1, 2, 3 \quad (20)$$

여기서, R 은 기체상수이다.

셋째는 장입 또는 추출시 외부에서 가열로내로 유입되는 공기에 관련된 변수들로, 한 샘플링 기간 동안에 장입시 입구를 통해 예열대로 유입되는 공기

의 몰수를 $x_{c \rightarrow 1, air}(k)$ 및 추출시 출구를 통해 균열대로 유입되는 공기의 몰수를 $x_{d \rightarrow 3, air}(k)$ 라고 정의한다. 그러면 $x_{c \rightarrow 1, air}(k)$ 및 $x_{d \rightarrow 3, air}(k)$ 는 식 (12)에 의해

$$x_{c \rightarrow 1, air}(k) = \frac{x_{1, mole}^o(k) - x_{1, mole}(k) \times \widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} \quad (21)$$

$$x_{d \rightarrow 3, air}(k) = \frac{x_{3, mole}^o(k) - x_{3, mole}(k) \times \widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} \quad (22)$$

로 구해진다. 이제 연소대내의 잔류가스와 잔류가스 중 산소에 대한 각각 동적 모델을 물질수지식 (Material balance)[8]을 이용하여 구한다.

먼저 잔류가스에 대한 동적 모델에 대해서 생각하면, $k+1$ 시점에서 각 연소대내의 잔류가스 몰수는 k 번째 시점의 잔류가스 몰수에 한 샘플링 주기동안의 변동 요인을 가감해주면 된다. 각 연소대의 잔류가스 몰수에 대한 변동 요인의 동적 모델들을 앞에서 구했으므로, $k+1$ 시점에서 각 연소대에 대한 잔류가스의 몰수는 균열대는 식 (23), 가열대는 식 (24) 및 예열대는 식 (25)로 표현된다.

다음에 잔류가스중 산소 성분에 대한 동적 모델은

$$\begin{aligned}
 x_{3,mole}(k+1) &= x_{3,mole}(k) + (Q_{3,air}(k) + \alpha_3 Q_{3,fuel}(k)) \rho T_s - Q_{3-2}(k) \frac{x_{3,mole}(k)}{V_3} T_s \\
 &\quad - Q_{3-d}(k) \frac{x_{3,mole}(k)}{V_3} T_s + \frac{x_{3,mole}^o(k) - x_{3,mole}(k) \times \widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} \\
 &= \left\{ 1 - \frac{\widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} - (Q_{3-2}(k) + Q_{3-d}(k)) \frac{T_s}{V_3} \right\} x_{3,mole}(k) \\
 &\quad + Q_{3,air}(k) \rho T_s + \alpha_3 Q_{3,fuel}(k) \rho T_s + \frac{x_{3,mole}^o(k)}{\widehat{O}_2 - 0.2095}
 \end{aligned} \tag{23}$$

$$\begin{aligned}
 x_{2,mole}(k+1) &= x_{2,mole}(k) + (Q_{2,air}(k) + \alpha_2 Q_{2,fuel}(k)) \rho T_s \\
 &\quad + Q_{3-2}(k) \frac{x_{3,mole}(k)}{V_3} T_s - Q_{2-1}(k) \frac{x_{2,mole}(k)}{V_2} T_s \\
 &= \left(1 - Q_{2-1}(k) \frac{T_s}{V_2} \right) x_{2,mole}(k) + Q_{3-2}(k) \frac{x_{3,mole}(k)}{V_3} T_s \\
 &\quad + Q_{2,air}(k) \rho T_s + \alpha_2 Q_{2,fuel}(k) \rho T_s
 \end{aligned} \tag{24}$$

$$\begin{aligned}
 x_{1,mole}(k+1) &= x_{1,mole}(k) + (Q_{1,air}(k) + \alpha_1 Q_{1,fuel}(k)) \rho T_s + Q_{2-1}(k) \frac{x_{2,mole}(k)}{V_2} T_s \\
 &\quad - Q_{1-s}(k) \frac{x_{1,mole}(k)}{V_1} T_s - Q_{1-c}(k) \frac{x_{1,mole}(k)}{V_1} T_s \\
 &\quad + \frac{x_{1,mole}^o(k) - x_{1,mole}(k) \times \widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} \\
 &= \left\{ 1 - \frac{\widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} - (Q_{1-s}(k) + Q_{1-c}(k)) \frac{T_s}{V_1} \right\} x_{1,mole}(k) \\
 &\quad + Q_{2-1}(k) \frac{x_{2,mole}(k)}{V_2} T_s + Q_{1,air}(k) \rho T_s + \alpha_1 Q_{1,fuel}(k) \rho T_s \\
 &\quad + \frac{x_{1,mole}^o(k)}{\widehat{O}_2 - 0.2095}
 \end{aligned} \tag{25}$$

잔류가스의 물수에 대한 모델을 구한 것과 같은 방법으로 구할 수 있다. 즉 $k+1$ 시점에서 각 연소대에 대한 잔류가스중 산소 성분의 물수는 균일대는 식 (26), 가열대는 식 (27) 및 예열대는 식 (28)로 표현된다

따라서 구하고자 하는 k 번째 시점에서 각 연소대별 잔류가스중 산소 농도를 $\theta_i(k)$, $i = 1, 2, 3$, 라 약속하면 $\theta_i(k)$ 는 다음과 같이 계산된다.

$$\begin{aligned}
 x_{3,mole}^o(k+1) &= x_{3,mole}^o(k) + (0.2095(\mu_3 - 1)A_o Q_{3,fuel}(k) \rho) T_s - Q_{3-2}(k) \frac{x_{3,mole}^o(k)}{V_3} T_s \\
 &\quad - Q_{3-d}(k) \frac{x_{3,mole}^o(k)}{V_3} T_s + 0.2095 \frac{x_{3,mole}^o(k) - x_{3,mole}(k) \times \widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} \\
 &= \left\{ 1 + \frac{0.2095}{\widehat{O}_2 - 0.2095} - (Q_{3-2}(k) + Q_{3-d}(k)) \frac{T_s}{V_3} \right\} x_{3,mole}^o(k) \\
 &\quad + (0.2095(\mu_3 - 1)A_o Q_{3,fuel}(k) \rho) T_s - 0.2095 \frac{\widehat{O}_2 \times x_{3,mole}(k)}{\widehat{O}_2 - 0.2095}
 \end{aligned} \tag{26}$$

$$\begin{aligned}
 x_{2,mole}^o(k+1) &= x_{2,mole}^o(k) + (0.2095(\mu_2 - 1)A_oQ_{2,fuel}(k)\rho)T_s \\
 &\quad + Q_{3-2}(k)\frac{x_{3,mole}^o(k)}{V_3}T_s - Q_{2-1}(k)\frac{x_{2,mole}^o(k)}{V_2}T_s \\
 &= \left(1 - Q_{2-1}(k)\frac{T_s}{V_2}\right)x_{2,mole}^o(k) + Q_{3-2}(k)\frac{x_{3,mole}^o(k)}{V_3}T_s \\
 &\quad + (0.2095(\mu_2 - 1)A_oQ_{2,fuel}(k)\rho)T_s
 \end{aligned} \tag{27}$$

$$\begin{aligned}
 x_{1,mole}^o(k+1) &= x_{1,mole}^o(k) + (0.2095(\mu_1 - 1)A_oQ_{1,fuel}(k)\rho)T_s + Q_{2-1}(k)\frac{x_{2,mole}^o(k)}{V_2}T_s \\
 &\quad - Q_{1-s}(k)\frac{x_{1,mole}^o(k)}{V_1}T_s - Q_{1-c}(k)\frac{x_{1,mole}^o(k)}{V_1}T_s \\
 &\quad + 0.2095\frac{x_{1,mole}^o(k) - x_{1,mole}(k) \times \widehat{O}_2}{\widehat{O}_2 - 0.2095} \\
 &= \left\{1 + \frac{0.2095}{\widehat{O}_2 - 0.2095} - (Q_{1-s}(k) + Q_{1-c}(k))\frac{T_s}{V_1}\right\}x_{1,mole}^o(k) \\
 &\quad + Q_{2-1}(k)\frac{x_{2,mole}^o(k)}{V_2}T_s + (0.2095(\mu_1 - 1)A_oQ_{1,fuel}(k)\rho)T_s \\
 &\quad - 0.2095\frac{\widehat{O}_2 \times x_{1,mole}(k)}{\widehat{O}_2 - 0.2095}
 \end{aligned} \tag{28}$$

$$\theta_i(k) = \frac{x_{1,mole}^o(k)}{x_{2,mole}^o(k)} \tag{29}$$

연소대의 산소농도를 계산한 결과가 실제 가열로에서 발생하는 산소 농도의 변화와 유사하게 되는 것을 확인하는 것이다.

4. 모의실험

본 논문에서 제안된 가열로내 산소농도의 변화 모델에 대한 타당성을 확인해 보기 위해 모의실험을 하였다. 모의실험에서 알아 보고자 하는 것은 소제의 장입이나 추출이 발생한 경우에, 제안된 모델로 각

즉, 모의 실험이 시작된 후 1000초 경과된 시점에서 장입이 180초간 발생하고, 3000초 경과된 시점에서 추출이 180초간 발생하며, 5000초 경과한 시점에서 장입과 추출이 180초간 동시에 발생하는 상황에서 각 연소대별로 산소 농도의 변화를 알아 보고자 한다. 제안된 수식 모델의 계산시 필요한 변수들의

표 2. 로내의 각 대별 데이터 및 설정값
Table. 2. Data and set values for each band

	단위	예열대 ($i=1$)	가열대 ($i=2$)	균열대 ($i=3$)
공기과잉률 (μ_i)	[·]	1.24	1.24	1.24
로온 설정값 ($T_{i, set}$)	[°C]	1080	1188	1254
로내압력 초기값 ($P_i(0)$)	[atm]	1.10	1.20	1.30
로의 체적 (V_i)	[m ³]	1000	1000	1000
유입 연료량 ($Q_{i, fuel}$)	[Nm ³ /h]	3200	3300	3400
산소농도 초기값 ($\theta_i(0)$)	[%]	4.05	4.05	4.05

값은 표 2에 요약하였다.

여기서 유입 연료량은 버너에 유입되는 연료량 범위의 중간값으로 설정하였으며 유체가 흐르는 통로의 기하학적 구조에 관계되는 상수들은 $C_1 = 32$, $C_2 = 32$, $C_3 = 115$, $C_c = 1$ 및 $C_d = 1$ 로 설정하였다. 모의실험 시작 초기에 각 연소대별 잔류가스 몰수 및 산소성분 몰수는 $x_{1,mole}(0) = 9,907.5 [mol]$, $x_{2,mole}(0) = 10,009 [mol]$, $x_{3,mole}(0) = 10,375 [mol]$ 및 $x_{1,o,mole}(0) = 401.73 [mol]$, $x_{2,o,mole}(0) = 405.85 [mol]$, $x_{3,o,mole}(0) = 420.67 [mol]$ 로 설정하였고, 샘플링 시간 T_s 는 5초로 설계하였다. 외부 공기의 로내 유입에 관여하는 변수인 공기온도는 40°C로 정하였다.

연료는 COG 와 BFG를 1:1로 혼합한 가스를 사용한다고 가정했으며, 이 혼합가스의 체적 기준 연료 조성비는 표 3과 같다.

표 3. 혼합 가스의 체적 기준 조성비(%)
Table. 3. Volume percent of mixed gas

CO_2	CH_4	CO	H_2	C_2H_4	C_2H_6	N_2
11.5	14	14	29	0.75	0.75	30

각 연소대에 유입되는 연료는 동일하다고 가정하며, 계산된 연료 반응 계수 (α)는 0.18125 및 공기과잉율 (A_o)은 2.5354이다. 이상의 모의 실험용 데이터는 조업 데이터에 근거하여 선정되었다.[5] 그리고 잡음의 영향을 고려하기 위해 $Q_{i,fuel}(k)$ 및 $Q_{i,air}(k)$, $i=1,2,3$, ,에는 평균값이 0인 백색잡음을 더했다. 정해진 조건하에서 제안된 모델을 7000초 동안 매 샘플링 주기마다 계산한 결과를 그림 3, 그림 4 및 그림 5에 보인다

모의 실험 결과는 설계된 모델이 기대한 대로 작동하고 있음을 보여 준다. 가열로내 연소대간의 연소 가스 흐름은 균열대에서 예열대 방향으로만 일어난다고 가정하고 모델을 만들었기 때문에, 장입만 발생하는 경우에는 예열대의 산소농도만 증가하고, 가열대와 균열대의 산소농도는 변화하지 않는다. 추출만 발생하는 경우에는 연소대간 연소가스의 유동에 의

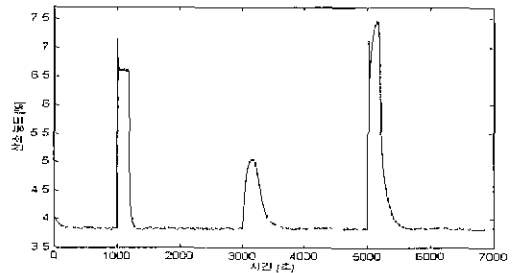


그림 3. 예열대의 산소농도 변화
Fig. 3. Variation pattern of oxygen content in preheating zone

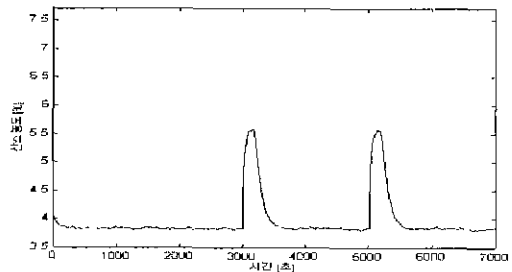


그림 4. 가열대의 산소농도 변화
Fig. 4. Variation pattern of oxygen content in heating zone

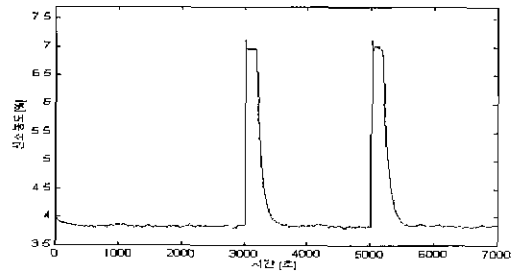


그림 5. 균열대의 산소농도 변화
Fig. 5. Variation pattern of oxygen content in soaking zone

해 모든 연소대의 산소농도가 변동하게 되는데 그 변동의 크기는 균열대가 가장 크며 가열대 및 예열대쪽으로 갈수록 작아진다. 또한 장입과 추출이 동시에 발생하는 경우는 균열대와 가열대는 추출만 발생하는 경우와 동일하며, 예열대는 장입 효과까지 첨가되므로 산소 농도의 변화가 연소대중 가장 크게 발

생함을 볼 수 있다. 즉 장입, 추출 및 장입과 추출이 동시에 발생하는 경우에 각 연소대내의 산소 농도 변화는 실제 조업시 발생하는 상황과 유사한 형태임을 알 수 있다.

5. 결 론

본 논문에서는 철강 제조 공정에 사용되는 가열로의 내부에 잔류하는 가스중의 산소 농도 변화 과정을 표현할 수 있는 수학적 모델을 제안하였다. 산소 농도의 변동 모델은 크게 '잔류 가스에 대한 모델'과 '산소에 대한 모델'의 두가지로 나누어 설계하였고, 각 모델의 출력비를 구함으로서 산소 농도를 계산하였다. 가열로 내부의 산소 농도 변동에 관여하는 요인을 네가지로 분류하였다. 첫째는 버너에서의 연소 반응에 의해 발생하는 연소가스, 둘째는 가열로 내부에서 발생하는 각 연소대간의 흐름, 셋째는 가열로 내부에서 외부로 유출되는 흐름 및 넷째는 가열로 내부로 외부 공기가 유입되는 흐름이다. 첫째에서 셋째까지의 변동 요인은 화학 반응식, 질량 보존의 법칙 및 유체 역학을 이용하여 표현하였고, 넷째 요인은 화학적 또는 역학적 관계로 표현하기 곤란하기 때문에 실험 데이터를 이용한 퍼지 모델로 표현하였다.

기존의 모델들은 소재를 가열로에 장입하거나 추출하는 과정을 제외하고 모델링 하였다. 그러나 실제 조업에서 가열로 내부의 산소 농도 변화에 큰 영향을 미치는 요인이 소재의 장입과 추출시 출입구를 통해 유입되는 외부 공기다. 본 논문에서는 외부 공기의 영향을 표현하는 퍼지 모델을 제안하였고, 퍼지 모델은 조건부 변수로는 외부 공기의 온도, 결론부 변수로는 산소 농도를 갖는 형태로 설계되었고, 일곱개의 규칙으로 구성되었다.

제안된 모델의 타당성을 확인하여 보기 위해 모의 실험을 하였다. 모의실험은 장입, 추출 및 장입과 추출이 동시에 발생하는 경우에 가열로내 각 연소대의 산소 농도 변화를 모델로 계산한 것인데, 그 결과를 보면 각 연소대내의 산소 농도 변화가 실제 가열로의 조업에서 발생하는 것과 유사한 형태가 되어 제안된 모델이 가열로 내부의 잔류 가스 변동을 적절히 표현하고 있음을 알 수 있다.

참 고 문 헌

- [1] H.Amano, N. Okubo and H.Nishikawa, "Development of O_2 Control of Furnaces in the Iron and Steel Industry", Equipment Department, Kimitsu Works, Nippon Steel Co., Japan, IFAC Control Science and Technology, 8th Triennial World Congress, 1981.
- [2] Y.Wakamiya, M.Tsuruda and T.Yamamoto, "Computer Control System for Reheating Furnace", Power and Industrial Systems Center, Mitsubishi Electric Corporation, Japan, Automation in Mining, Mineral and Metal Processing, 5th IFAC Symposium, 1986.
- [3] 고희석, 임복근, 김정수, 전익수, 윤태용, 양내록 "디빈 수 예측제어를 이용한 가열로 온도제어", 제어·지동화·시스템공학회지 제 5권 제 4호, 1999
- [4] 전익수, 박기성, "가열로 연소제어", 제어·지동화·시스템공학회지 제 5권 제 4호, 1999.
- [5] 최승갑, "An Application Study of Excess Air Ratio Control by the measurement of Oxygen Content in Reheating Furnace", RIST 연구보고서, 1988
- [6] Roger GE. Franks, "Modeling and Simulation in Chemical engineering", Wiley, 1972.
- [7] 이재순, "연소공학", 삼성문화사, 1992.
- [8] David M. Himmelblau, "Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering", Prentice-Hall, 1996
- [9] H.J.Zimmermann, "Fuzzy Set Theory and Its Applications", Kluwer-Nijhoff publishing, 1985.
- [10] Lennart Ljung, "System Identification Theory for the User", Prentice-Hall, 1987.
- [11] Karl J. Astrom, Bjorn Wittenmark, "Computer-Controlled System" Prentice-Hall, 1997.
- [12] Mohammad Jamshidi, Nader Vadlee and Timothy J. Ross, "Fuzzy Logic and Control", Prentice Hall, 1993.
- [13] Terunide Nidome, "냉연 Set-up model에의 Fuzzy제어의 응용", 計裝, Vol 30, No.10 pp.76-79, 1987.

◇ 저자소개 ◇

은 종 호 (殷鍾浩)

1972년 10월 6일생. 1999년 영남대학교 전기공학과 졸업. 현재 동 대학원 석사과정

최 윤 학 (崔倫赫)

1973년 12월 22일생 1999년 영남대학교 전기공학과 졸업 현재 동 대학원 석사과정

이 해 명 (李海榮)

1963년 7월 5일생. 1984년 부산대학교 전기기계공학과 졸업. 1986년 한국과학기술원 전기전자과 석사과정 졸업 1990년 동 대학원 박사과정 졸업 1990년~1993년 8월 포항종합제철(주) 기술연구소 연구원. 1993년 9월~현재 영남대학교 전자정보공학부 부교수.