고전고급제어(Conventional Advanced Control)를 이용한 TV 브라운관 유리 용해로의 온도제어에 관한 연구

A Study on the Temperature Control of a TV-Glass Melting Furnace Using the Conventional Advanced Control

문 운 철, 김 흥 식
(Un-Chul Moon and Heung-Shik Kim)

Abstract : A conventional advanced control algorithm is proposed in this paper for improved temperature regulation of a TV-glass melting furnace. The TV-Glass melting furnace is a typical MIMO(Multi-Input Multi-Output) system which is subject to various thermal disturbances. Because of its complexity, a detailed mathematical model of the furnace is hard to establish. To design a temperature control system of the furnace, major input-output variables are selected first, and simple FOPDT(First Order Plus Dead Time) models are established based on the physical meaning and experimental process data. Based on the FOPDT models, a multi-loop control system composed of cascade and single loops are designed for effective control of the MIMO system. Practical implementation on the 150 ton/day furnace using the DCS(Distributed Control System) showed that the proposed control technique performs better than the manual control.

Keywords : glass furnace, temperature control, single loop control, first order plus dead time.

I. 서론

현대 제어 이론의 눈부신 발전에도 불구하고, PID (Proportional Integral Derivative), Cascade, Override, Selective, Feedforward, Decoupler 등을 포함하는 고전고급제어(Conventional advanced control) 기술은 공정 산업계에서 가장 널리 사용되고 있는 제어 방식이다 [1]-[3]. 이러한 고급고전제어 기술은 정밀한 수식 모델을 바탕으로 하지 않고 단순한 입출력 모델을 사용하므로 설계와 조정이 용이하고 조업자들이 쉽게 이해할 수 있는 등의 장점을 가지고 있다. 이와 같은 장점들로 인하여 고급고전제어는 표면적으로는 여러 다양한 플랜트에 쉽게 적용될 수 있는 것으로 인식되어 왔다. 그러나 이러한 고급고전제어 기술을 실제의 다양한 플랜트에 적용하기 위해서는 공정에 대한 정확한 이해를 바탕으로 하는 세심한 공정 분석기술이 요구된다. 특히, 상호 간섭(Interaction)이 심한 다변수 공정에 고급고전제어기술을 적용하기 위해서는 많은 시행착오와 그에 따른 위험을 감수해야 한다.

본 논문에서는 고전고급제어 기술을 이용하여 TV 브라운관용 유리용해로 공정의 온도제어에 적용한 사례를 제시한다. 원재료를 안정적으로 용해하여 유리로 만드는 유리 용해 공정에서는 제품의 불량률을 줄이기 위한 안정적인 온도 제어가 필수적이다. 적절하지 못한 용해로의 온도 제어는 용해된 유리물(Molten glass) 내부에 기포 혹은 불순물을 포함하여 완제품 불량의 원인이 될 뿐만 아니라 용해로의 안정 운전에도 큰 영향을 미치게 된다.

유리 용해로의 자동제어를 위한 시도로서, Haber 등은 유리용해로의 유리물 레벨제어를 위한 모델링과 제어방법을 제시하였다[4]. 그들은 실험적인 데이터를 바탕으로 하여 세 개의 입력과 세 개의 출력을 갖는 선형모델을 설정한 후 이를 바탕으로 한 자기동조 제어(Self-Tuning Regulator) 기법을 적용하였다. Aoki 등은 유리용해로의 온도제어를 위한 퍼지제어 기법을 제시하였다[5]. 그들은 유리용해로의 시간지연(Dead Time) 특성을 극복하기 위하여, 플랜트의 출력을 예측한 후, 이를 바탕으로 하여 퍼지제어기의 출력을 보완하는 방법을 제시하였다. Hadjili 등은 비선형 특성을 포함하는 유리용해로의 모델링을 위하여 Takagi-Sugeno 타입의 퍼지 시스템을 바탕으로 한 퍼지 모델링 방법을 제시하였다[6].

자동제어의 관점에서, 유리 용해로는 하나의 공간에 가열과 냉각이 동시에 이루어지기 때문에 심한 상호 간섭이 존재한다. 또한, 가열과 냉각 공간에는 각기 다른 특성을 갖는 온도 센서(Sensor)들이 다수 설치되어 있으며, 열 공급을 위한 가열 포트와 냉각을 위한 냉각포트가 여러 개 존재하는 다변수 공정이다. 이러한 용해로의 내부 현상은 아직 완전하게 이해되지 못하여, 이의 내부 동역학을 정밀하게 묘사할 수 있는 수식모델은 존재하지 않는 실정이다. 따라서 용해로의 온도제어는 아직도 숙련된 용해로 운전자의 몫으로 남아있다.

접수일자 : 2000. 2. 12., 수정완료 : 2000. 4. 21.
문운철 : 우석대학교 전기공학과
김흥식 : 한국 하니웰 ACS팀

본 논문에서는 이러한 유리 용해로의 온도제어를 하여, 먼저 공정의 특성에 맞도록 중요 입출력 변수를 선정한 후, 여러 번의 공정 실험을 실시하였고, 이를 통하여 얻어진 데이터를 바탕으로 입출력 변수들간의 초보적인 일차 시간지연(FOPDT, First Order Plus Dead Time) 모델을 수립하였다. 수립된 입출력 모델을 바탕으로 주요 입출력을 PI(Proportional - Integral) 형태의 cascade 및 단일 궤환 루프(Single feedback loop)들의 조합으로 제어하도록 하였다. 또한, 좌우에서 교대로 가열하는 용해로의 특성에 적합하도록, 좌우 온도 편차를 극복할 수 있는 알고리듬을 제시하였다. 제시된 알고리듬은 기존에 설치되어있는 DCS (Distributed Control System)를 이용하여 구현되었고, 일 150톤 생산 규모의 용해로에 실 적용된 결과를 통하여 제시된 알고리듬의 효율성을 나타내었다.

II. 유리 용해로

1. 유리용해로의 개요

TV 브라운관 제조공정은 모래와 파유리(Cullet)를 용융시켜 일정한 크기의 유리물 덩어리(Gob)로 만드는 용해공정, 유리물 덩어리를 압축 성형하여 브라운관 형태를 만드는 성형공정, 그리고 표면을 가공하여 완제품을 만드는 연마공정으로 나뉜다. 공정형태로 보면 용해공정은 원재료 공급과 유리물의 생산이 연속적으로 일어나는 연속공정(Continuous process)으로, 그리고 성형 및 연마공정은 각 제품단위로 작업이 이루어지는 단속공정(Discrete process)으로 볼 수 있다. 유리 용해로는 원 재료를 용융하여 유리 물 형태로 만든 후, 이를 성형 공정에서 성형할 수 있도록 하는 역할을 하기 때문에 최종적인 제품의 품질 및 불량률에 직접적인 영향을 미치게 된다. 이 때, 유리 용해로의 온도 제어는 용융에 사용되는 열에너지를 조절하여 원재료를 유리물(Molten glass)로 용융시킨 후, 이를 적절히 냉각하여 유리물의 온도를 일정하게 유지하는 역할을 하게 된다.

그림 1과 2는 전형적인 유리 용해로의 구조로서 각각 상단면도 및 종단면도이다. 유리 용해로는 크게 두 개의 독립된 공간, 즉, 멜터 (Melter)와 청징조(Refiner)로 구성되어 있고, 멜터의 좌우에는 축열실(Regenerator)이 설치되어 있는 구조이다. 3차원적으로, 멜터와 축열실은 직육면체의 구조이고 청징조는 원기둥 형태의 구조이다. 전형적인 멜터의 크기는 높이, 너비, 길이가 각각 5, 10, 40 m 정도이다. 좌우의 축열실은 각각 6개의 포트(Port)를 포함하고 있으며, 각 포트는 용융에 필요한 연소 불꽃과 연소공기, 혹은 용융된 유리물을 적절한 온도로 식히기 위한 냉각공기를 제공한다. 그림 1에서 유리 용해로는 완전한 좌우대칭형 구조물임을 알 수 있다.

유리의 원료는 일정수분을 포함한 가루상태로 피스톤 또는 스크류 타입으로 공급되며, 그림 1, 2에서 멜터의 왼쪽에 나타내었다. 공급된 원료는 좌우의 포트들에서 벙커-씨(BC, Bunker-C) 오일을 멜터 내부에서 연소시켜, 복사 에너지의 형태로 가열함으로써 유리로 화학변화를 일으키게 된다. 멜터에서 용해된 유리 물은 스로트(Throat) 라고 불리우는 통로를 통하여 청징조로 흘러 들어가게 된다. 청징조에서는 용해된 유리물이 자연중력에 의해서 불순물이 제거되고, 일정한 점도를 유지하게된다 그 후, 유리물은 포헤스(Forehearth)라 불리는 도관을 통하여 다음 공정인 성형공정으로 공급되게 된다.

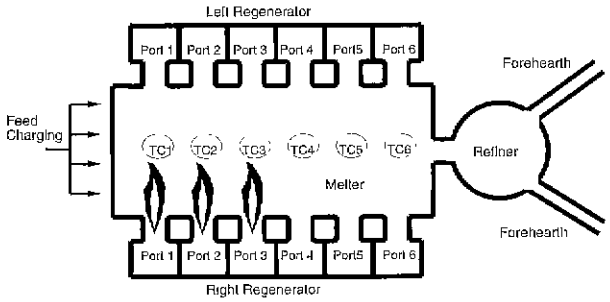

그림 1. 유리 용해로 상단면도.

Fig. 1. Birdseye section structure of a glass melting furnace.

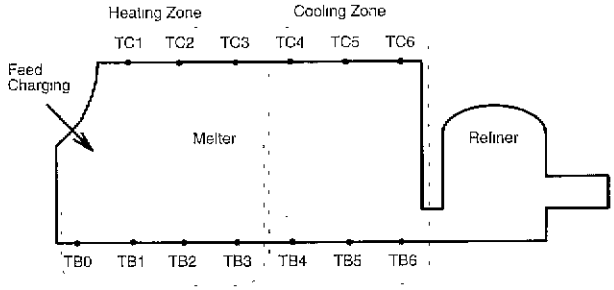

그림 2. 유리용해로의 종단면도.

Fig. 2. Longisection structure of glass melting furnace.

그림 1에서, 좌우 축열실의 포트 1, 2, 3에는 각각 연료인 BC오일을 연소시키는 버너(Burner)와 연소공기(Combustion Air)의 공급과 배출을 위한 통로들이 있다. 연소에 필요한 산소공급을 위한 연소공기는 연소되는 BC오일의 양에 따라 미리 정해진 비율대로 조절된다. 연소 불꽃과 연소 공기의 방향은 20분 주기로 바뀌게 된다. 즉, 한쪽 축열실의 포트 1, 2, 3에서 각각 연소 공기와 불꽃을 공급하는 동안, 다른 쪽에서는 연소 가스를 방출하는 역할을 하게 되고, 20분 후에는 그 역할을 바꾸게 되는데 이를 리버싱(Reversing)이라 한다. 높은 온도의 연소 가스는 반대편의 축열실를 통해 배출되는 동안 지그재그 형태로 쌓여있는 벽돌들을 통과하게 되고 이 과정에서 열 에너지를 축열실 내부에 저장하게 된다. 따라서, 리버싱을 통하여 방출되는 연소 가스의 열에너지는 축열실에 의해서 재활용되게

된다.

또한, 그림 1의 포트 4, 5, 6은 용융된 유리물을 적절한 온도로 식히기 위한 냉각 공기(CA, Cooling Air)를 공급한다. 냉각공기의 유량은 공급 공기 압력의 제어시스템과 함께 댐퍼를 조절하도록 구성되어 있다. 포트 1, 2, 3가 미리 예열된 연소공기를 이용하여 연소열을 공급하는 반면에 포트 4, 5, 6은 예열되지 않은 자연상태의 대기를 리버싱하지않고 좌우에서 연속적으로 공급하게 된다. 이러한 이유로 그림 2에서와 같이 멜터의 포트 1, 2, 3 부분은 가열지역(Heating Zone), 포트 4, 5, 6 부분은 냉각 지역(Cooling Zone)이라고 불리운다.

용해로 내부의 열적인 상태를 측정하기 위하여, 여러 개의 온도 센서들이 멜터의 바닥과 천정에 설치되어 있다. 천정 온도 센서(Crown thermocouple)는 멜터 내부의 최상부에 설치되어 멜터 내부의 공기 온도와 방사 에너지를 측정하는 역할을 하고, 바닥 온도 센서(Bottom thermocouple)는 멜터의 바닥에 설치되어 용융된 유리 물의 온도를 측정하게 된다. 그림 1과 2는 이러한 온도 센서들의 위치를 나타낸다. 그림들에서 천정 온도 센서와 바닥 온도 센서는 각각 TC (Temperature Crown)와 TB(Temperature Bottom)로 나타내져 있다.

용해 공정의 품질측정은 성형 및 연마단계에서 육안검사로 유리에 포함된 미소거품(blister), 표면돌출(raised), 비용융 석물(stone), 매듭(knot) 및 이물질(cord) 등이 포함된 불량품을 계수하여 이루어진다..

2. 유리용해로의 수동 운전

온도제어에 관련된 공정 출력 변수는 천정 및 바닥의 온도이다. 정상적인 운전상태에서의 멜터내 온도분포는 천정과 바닥 모두 원료 공급단에서부터 점차로 증가하여 포트 2 부근에서 정점을 이루고 청징조 앞까지 감소하는 형태의 온도 셋업(Setup)를 유지하도록 한다. 이러한 이유로 TC2와 TB2는 Hotspot 온도라고 불리우며, 그 온도는 대략 1500°C와1300°C 정도이다. 이와 같은 온도 프로파일(Profile) 은 TC1~TC6 및 TB0~TB6의 모든 온도 센서에 대하여 그 상한과 하한의 형태로 주어진다. 온도 프로파일은 경험적인 공정자료를 근거로 용해로 운전자에게 주어지고, 용해로 운전자는 이와 같은 모든 TC와 TB에 대한 온도 프로파일을 유지하기 위한 가열 및 냉각조업을 하게 된다.

멜터 내의 온도를 주어진 온도 프로파일로 유지하기 위하여 DCS(Distributed Control System)에 설치되어 있는 BC 오일의 연소 제어시스템과 냉각공기 유량 제어 시스템으로 가열과 냉각을 조절한다. 즉, 포트 1, 2, 3에 공급되는 오일 양을 조절하고, 포트 4, 5, 6에서 공급되는 냉각 공기의 양을 DCS를 통하여 조절한다. 용해로 운전자들은 경험적으로 포트 1, 2, 3의 BC오일량을 독립적으로 조절하지 않고, 세 포트의 오일량을 같은 방향으로 증가 또는 감소시킨다. 결국 BC의 총사용량만을 조절하고, 이는 미리 정해진 비율대로 각 포트에 분배되어, 전체 가열지역의 온도 프로파일을 유지한다. 또한, 포트 4와 포트 5의 냉각 공기, CA는 고정된 양을 투입하고 포트 6의 CA량 만을 조절한다. 이와 같이 하는 이유는 가열지역과 냉각지역이 공존하는 용해로 내부에 완충지역을 설정하여, 열적 상호간섭을 완화시키기 위해서이다.

가열지역의 경우, 연소되는 BC량에 따라 천정온도가 먼저 반응을 하게 되고, 그에 따른 복사에너지의 영향으로 바닥온도가 반응을 하게 된다. 냉각지역의 경우 CA량에 따라 천정온도가 먼저 반응을 하게 되고, 바닥온도는 냉각지역의 천장온도와 가열지역의 바닥 온도에 복합적으로 반응하게 된다. 또한 장기적으로는 냉각공기의 양이 가열지역의 천정과 바닥온도에 영향을 미치게 되어, 결과적으로 가열량과 냉각량의 균형에 의한 다중 정상상태(Multi-Steady State)를 갖도록 만든다. 따라서 두개의 입력변수에 사용량의 한계를 지정하는 경험적인 제약조건(Constraint condition)이 따르게 된다. 이와 같은 제약조건 또한 경험적인 공정자료를 근거로 용해로 운전자에게 주어지게 된다.

온도제어 이외에도, 멜터내 압력과 유리물 레벨(Level) 또한 각각 독립적인 루프를 통하여 제어된다. 멜터내 압력은 축열실을 통하여 나온 배기가스를 모아 전기집진기로 배출하는 양으로 조절하며, 유리물 레벨은 청징조에 설치된 레벨센서에 의해 원료공급량을 조절한다.

멜터에 유입되는 제획적인 외란은 크게 원료와 관련된 것, 유리물 생산 이후의 공정에 관련된 것, 그리고 운전 방식에 관련된 것 등으로 나뉠 수 있다. 이 중 원료와 관련된 것은 모래와 파유리의 비율변화, 색조(Color) 조정을 위한 첨가물의 변화 등이고, 후단 공정에 관련된 것은 제품의 생산 속도에 따른 변화, 제품의 품목 변경 및 청징조 운전조건 변경 등이며, 운전방식과 관련된 것은 연료/공기의 연소비율 변화 등이다. 이와 같은 외란이 발생하면 때때로 용해로는 비정상적인 상태로 빠져든다. 이의 주요 요인은 멜터의 전방부와 후방부에 존재하는 유리물 내부에 존재하는 3차원적인 유리물의 흐름, 즉, 롤(Roll)의 변화에 기인한다. 즉, 공정 변경에 따라 크기와 움직임이 불안정해진 롤은 작은 영향에도 쉽게 반응하여 롤간에 상호작용을 일으킴으로써 지속적인 공정 불안정을 야기한다.

정상상태의 공정운전 측면에서 고려하는 외란으로 가장 중요한 것은 원료투입부분에 관한 것으로 원료의 좌우 비대칭공급과 부유물라인(Scum line)의 진행길이 및 모양변화 등이 있다. 이들 외란은 가열지역의 공급열량 대 온도 관계를 불규칙하게 만들며, 냉각지역의 온도에도 영향을 준다. 원료의 좌우 비대칭공급은 바닥온도의 좌우 온도편차를 만들어 롤의 변화를 야기한다. 또한 부유물라인의 길이 및 모양변화는 BC오일의 연소에 의해 발생한 열이 유리물로 전달되는 과정을

변경하여 공급열량에 대한 온도의 반응시간을 변화시킨다.

이와 같은 부유물 라인, 유리물 내부의 흐름, 리버싱, 복잡한 연소 시스템, 그리고 수많은 공정 변수들의 존재 등의 이유로 현재까지 용해로를 묘사할 만한 수학적 모델은 존재하지 않는 실정이다. 따라서 용해로의 온도제어는 아직까지 숙련된 용해로 운전자의 수동조업에 의존하고 있다.

III. 용해로 공정 분석

1. 입출력변수 선정

주로 연역적인 수식모델을 바탕으로 한 상태 방정식을 이용하여 제어기를 설계하는 현대 제어 이론과는 달리, 고전고급제어 방식에서는 주요 입력과 출력들의 단일 루프들의 조합을 통하여 제어하게 된다. 따라서, 밀접한 상관을 갖는 입출력들을 선정하는 문제가 중요하게 된다. 특히 다수의 온도 센서들이 장착되어있는 용해로와 같은 시스템의 경우, 궤환(Feedback)에 사용할 주요 입출력을 최소한으로 선정하는 것이 바람직하다.

용해로의 멜터는 그림 2에서와 같이 가열지역과 냉각지역으로 나누어진다. 각 가열지역과 냉각지역은 또한 각각 천정온도센서와 바닥온도센서로 나누어지기 때문에 용해로의 온도 센서들은 그 위치의 상하좌우에 따라 아래의 표 1과 같은 4개의 그룹으로 나누어지며, 각 그룹별로 유사한 특징을 나타낸다.

표 1. 용해로 온도 센서의 분류.
Table 1. The classification of temperature sensors.

	가열지역	냉각지역
천정온도	TC1, TC2, TC3	TC4, TC5, TC6
바닥온도	TB0, TB1, TB2, TB3	TB4, TB5, TB6

각 그룹내의 센서들은 유사한 반응을 나타내기 때문에, 각 그룹의 대표적인 온도 센서를 선정하였다. 먼저, 가열지역에서는 TC1, TC2, TC3의 대표값으로서 hotspot인TC2를 선정하고, TB0, TB1, TB2, TB3의 대표값으로서 hotspot인 TB2를 선정하였다. 냉각지역에서는 청징조로 들어가기 직전의 온도인 TC6와 TB6를 각각의 그룹을 대표할 수 있는 온도로 선정하였다. 이와 같은 선정과정을 통하여, 용해로의 온도제어 문제는 다음과 같은 4*4의 입출력시스템으로 축약된다.

출력 : TC2, TC6, TB2

입력 : 포트1 BC, 포트2 BC, 포트3 BC, 포트 6 CA

이때, 포트 4, 5의 냉각공기는 앞장에서 기술한 바와 같이 항상 일정한 양을 공급하기 때문에 입력변수에서 제외하였다. 그리고, 용해로의 출력 중, TB6는 용해로의 온도 제어 궤환에 사용하지 않도록 하였다. 그 이유는 TB6는 청징조로 흘러 들어가는 직전의 유리물 온도를 나타내는데, BC와 CA가 TB6에 영향을 미치기 이전에 유리물이 청징조로 흘러 들어가기 때문이다. 따라서, TB2와 TC6를 안정적으로 제어함으로써 TB6를 제어할 수 있는 것으로 결정하여, TB6는 궤환변수로 사용하지 않는 것으로 하였다. 또한, 수동운전의 개념을 받아들여, BC의 총량을 조절하고 이를 각 포트에 정해진 비율대로 분배하도록 하면,

출력 : TC2, TC6, TB2

입력 : BC총량, 포트 6 CA

와 같은 2 입력 - 3 출력의 다변수 시스템으로 축약할 수 있다. 이때, BC총량은 항상 (1)과 같이 일정한 비율로 분할되어 공급된다.

$$\begin{cases} BC_1(k) = r_1 \cdot BC(k), \\ BC_2(k) = r_2 \cdot BC(k), \\ BC_3(k) = r_3 \cdot BC(k), \end{cases} \tag{1}$$

여기서, k는 이산 시간 제어 스텝, BC, $BC1$, $BC2$, $BC3$는 각각 총연료공급량, 포트 1, 2, 3의 연료공급량, 그리고 r_1, r_2, r_3는 각각 포트 1, 2, 3의 연료 분배 비율상수이다. 이때, $r_1 + r_2 + r_3 = 1$ 이다.

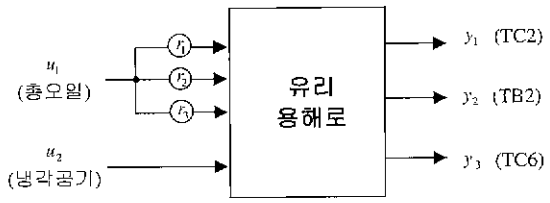

그림 3. 온도제어를 위한 용해로 입출력.
Fig. 3. Furnace input-output for temperature control.

그림 3은 제어기 설계를 위한 용해로의 입출력을 나타내었다. 그림에서 y_1, y_2, y_3는 각각 TC2, TB2, TC6를 나타내며, u_1, u_2는 각각 총오일량 BC와 냉각공기량 CA, 그리고 r_1, r_2, r_3는 포트 1, 2, 3의 연료 분배 비율이다. 결국, 용해로의 온도제어 문제는 BC와 CA을 조절하여 TC2, TB2, TC6를 일정하게 유지시키는 것으로 귀결된다

2. 온도센서 특성 분석 및 입출력 모델링

선정된 주요 온도에 대하여 그 반응 특성을 분석 및 입출력 모델링을 위하여 공정 데이터 분석 및 실제 용해로를 대상으로 공정 테스트를 실시하였다.

먼저 BC총량에 따른 TC2의 변화는 용해로 자체의 리버싱 특성을 통하여 반응 특성을 알 수 있다. 그림 4는 BC에 따른 TC2의 반응을 나타낸 것이다. 그림 4에서 가로축은 시간이고 그 단위는 분[min]이다. 따라서 총 200분간의 공정 데이터이다. 세로축은 TC2에 대해서는 온도[°C]이고 BC에 대해서는 단위시간당 오일량[l/hour]이다. 실제 데이터는 그 단위의 차가 크기 때문

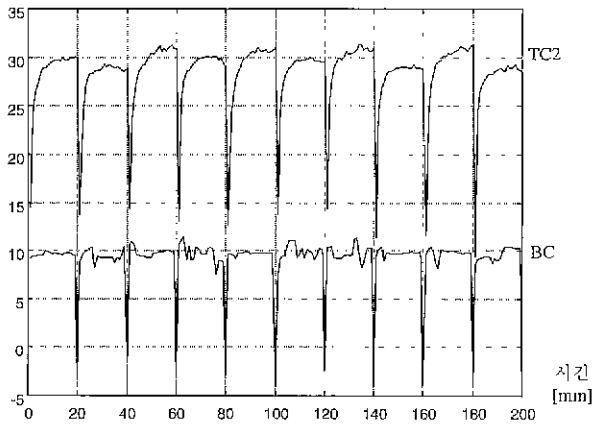

그림 4. 총오일에 따른 TC2의 반응.
Fig. 4. The response of TC2 from BC.

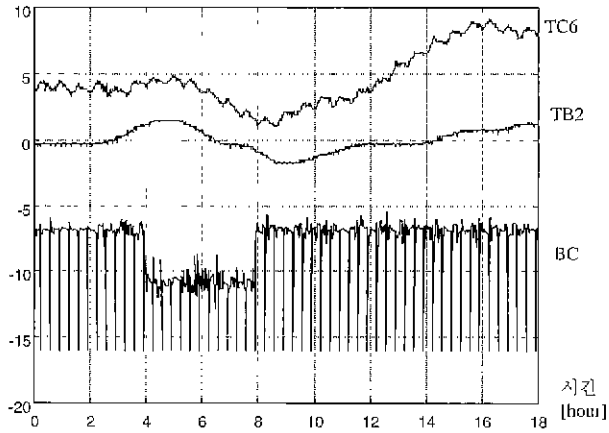

그림 5. 총오일의 공정 테스트 데이터.
Fig. 5. The process test data with BC.

에 편의상 평균값을 제거하고 적절히 스케일링을한 후, 적당한 상수 값을 더해서 하나의 그림으로 나타낼 수 있도록 하였다. 그림에서 BC는 20분을 주기로 공급이 중단되는 것을 알 수 있다. 이는 앞장에서 설명한 리버싱 과정을 나타낸다. 즉 좌우의 포트에서 20분 주기로 교대로 연소되기 때문에 나타나는 현상이다. BC에 따른 TC2의 변화 또한 20분을 주기로 나타나는 것을 알 수 있다. 또한, TC2의 데이터에서 좌우 가열에 따른 TC2의 온도의 편차가 나타나고 있음을 알 수 있다. 이는 DCS상에서 좌우를 구분하지 않고 같은 양의 오일을 연소시키지만, 실제 좌우 연소상태에 따른 불꽃의 차이로 인하여 발생하는 현상이다.

그림 4에서 알 수 있듯이 TC2는 BC에 대해서 약간의 시간 지연을 가진 선형 1차 시스템의 형태로 반응함을 알 수 있다. 따라서, (2)와 같은 FOPDT (First Order Plus Dead Time) 모델의 형태로 표현될 수 있다[1].

$$G(s)=\frac{Y(s)}{U(s)}=\frac{Ke^{-Ts}}{\tau s+1} \tag{2}$$

여기서, Y: 출력, U: 입력, K: 정상상태이득, T: 지연시간, τ: 시정수.

(2)와 같은 구조로 입출력 모델을 가정한 상태에서, 실제 데이터와 가장 작은 오차를 갖도록 하는 모델 변수값을 구하였다[7][8]. 즉, 주어진 데이터 구간에 대하여, 모델 출력과 실제 공정 출력과의 오차를 나타내는 평가함수를 (3)의 J_M과 같이 정한 다음, 이를 모델의 변수인 K, T, τ에 대하여 최소화함으로서 모델의 변수값을 구하였다[7][8].

여기서, y_M: 모델의 출력, y_P: 공정 출력 데이터.

그림 4와 같은 운전 자료를 바탕으로 하여 TC2의 T, τ를 구하면, 대략 1~2분의 시간지연을 가지며, 시정수는 약 6~8분 정도임을 알 수 있다.

$$\underset{K,T,\tau}{Min}\ J_M=\sum_i\{y_M(K,T,\tau)-y_P\}^2 \tag{3}$$

그림 5는 BC를 간단한 구형파로 움직였을 때의 온도 반응이다. 그림 5에서 가로축은 시간이고, 단위는 시간[hour]이다. 따라서 총 18시간의 공정 자료이다. 세로축은 TB2와 TC6에 대해서는 온도[°C]이고 BC에 대해서는 단위 시간당 오일량[l/hour]이다. 그림 4와 마찬가지로, 실제 자료는 그 단위의 차가 크기 때문에 편의상 평균값을 제거하고 적절히 스케일링을 한 후, 적당한 상수 값을 더해서 하나의 그림으로 나타낼 수 있도록 하였다. 그림에서 BC를 약 4시간 동안 감소시킨 후 다시 원래 값으로 복원하여 구형파 형태로 인가였을 때의 TB2와 TC6의 변화를 알 수 있다. TC2와 같이 정확하게 반응하지는 않지만, TB2와 TC6 모두 약 100분 정도의 시간지연과 약 3시간 정도의 시정수로 반응하는 FOPDT 모델로 표현할 수 있음을 알 수 있다.

그림 6은 냉각공기, CA를 조작하였을 때의 온도 반응이다. 그림 6에서 가로축은 시간[hour]이고, 세로축은 온도[°C] 및 CA의 단위시간당 부피[m^3/hour]이다. 그림 4. 5와 마찬가지로, 실제 자료는 그 단위의 차가 크기 때문에 편의상 평균값을 제거하고 적절히 스케일링을 한 후, 적당한 상수 값을 더해서 하나의 그림으로 나타낼 수 있도록 하였다. 그림에서 정상상태에서 냉각 공기량을 4시간 동안 증가시킨 후, 다시 4시간 동안 정상상태보다 감소시켰을 때의 TC2, TB2, 그리고 TC6의 변화를 알 수 있다. 이 경우 먼저, TC6은 냉각공기의 증가(감소)에 따라 온도가 상승(하강)하는 특성을 보여주기 때문에 개략적인 FOPDT 모델로 묘사할 수 있음을 알 수 있으며, 시간지연은 약 1~2시간, 그리고 시정수는 약 1~2시간임을 알 수 있다. 그러나 이 경우 TC2나 TB2에는 뚜렷한 효과는 나타나지 않고 있음을 알 수 있다.

실제적인 용해로의 입출력 모델 수립의 문제점은 위와 같은 임의의 공정 실험이 현실적으로 용이하지 않으며, 또한 각종 외란의 영향으로 인하여 실험할 경우

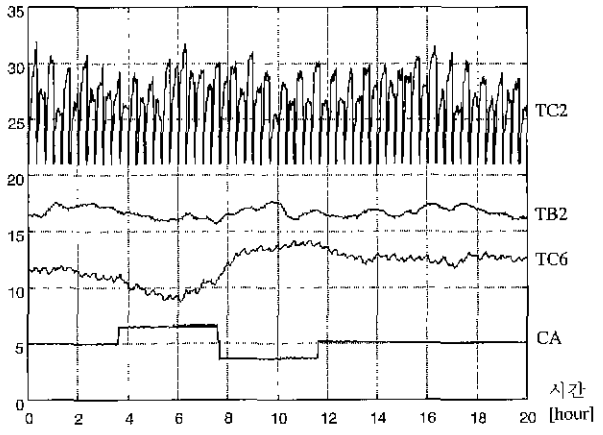

그림 6. 냉각공기의 공정 테스트 데이터.
Fig. 6. The process test data with CA.

마다 같은 반응을 보이지 않는다는 점이다. 따라서, 주어진 실험 데이터에 따라서 입출력 모델의 계수가 상당한 차이를 나타내게 된다. 최종적인 FOPDT 모델의 계수는 용해로 조업자들의 경험과 그림 5, 6과 같은 공정 테스트를 반복 실시한 결과를 종합하여 결정하였다. 그 결과, BC는 TC2, TB2, TC6에 영향을 미치는 것으로 그리고 CA는 TC6에만 영향을 미치는 것으로 구조를 결정하여, 각 입력에 대한 출력의 FOPDT 모델들의 계수들을 구하였다.

그런데, 바닥온도 TB2는 용해로 내부의 복사온도 TC2에 의하여 가열되는 구조이기 때문에 BC → TC2 → TB2의 순서로 반응이 나타나게 된다. 따라서, 이 과정의 모델링을 위해서는 TC2 → TB2의 전달함수를 구해야 한다. 공정 테스트를 통하여 BC → TC2와 BC → TB2의 전달함수를 추정하였으므로, 이를 이용하여 TC2 → TB2의 전달함수를 구할 수 있다. 먼저 BC → TC2의 전달함수를 G_1이라고 하고, BC → TB2의 전달함수를 G_a라고 하면,

$$G_1(s)=\frac{TC2(s)}{BC(s)}=\frac{K_1e^{-T_1s}}{\tau_1s+1} \tag{4}$$

$$G_a(s)=\frac{TB2(s)}{BC(s)}=\frac{K_ae^{-T_as}}{\tau_as+1} \tag{5}$$

로 표현할 수 있다. 따라서 구하고자 하는 TC2 → TB2의 전달함수를 G_2라고 하면,

$$G_2(s)=\frac{TB2(s)}{TC2(s)}=\left(\frac{TB2(s)}{BC(s)}\right)\left(\frac{TC2(s)}{BC(s)}\right)^{-1}\approx\frac{G_a}{G_1} \tag{6}$$

$$=\left(\frac{K_a}{K_1}\right)\left(\frac{\tau_1s+1}{\tau_as+1}\right)e^{-(T_a-T_1)s} \tag{7}$$

$$=\left(\frac{K_a}{K_1}\right)\left(\frac{\tau_1}{\tau_a}+\frac{1-\left(\tau_1/\tau_a\right)}{\tau_as+1}\right)e^{-(T_a-T_1)s} \tag{8}$$

이때, τ_1에 비하여 τ_a가 현저히 크기 때문에, τ_1/τ_a를 무시하면,

$$G_2(s)=\left(\frac{K_a}{K_1}\right)\frac{e^{-(T_a-T_1)s}}{\tau_as+1} \tag{9}$$

$$\triangleq K_2\frac{e^{-T_2s}}{\tau_2s+1} \tag{10}$$

로 표현할 수 있기 때문에 결국은 FOPDT 모델의 형태로 나타나게 된다. 또한 CA → TC6의 전달함수를 G_3, BC → TC6의 전달함수를 G_4라고 하면,

$$G_3(s)=\frac{TC6(s)}{CA(s)}=\frac{K_3e^{-T_3s}}{\tau_3s+1} \tag{11}$$

$$G_4(s)=\frac{TC6(s)}{BC(s)}=\frac{K_4e^{-T_4s}}{\tau_4s+1} \tag{12}$$

와 같이 나타낼 수 있다.

그림 7은 최종적인 용해로 입출력 모델의 구조를 나타낸다. G_1 ~ G_4 모두 (4), (10), (11), (12)와 같이 FOPDT 모델로 근사화 하였으며, 이들 중, G_1과 G_3는 상대적으로 G_2와 G_4에 비해 신뢰성이 높은 것으로 추정되었다.

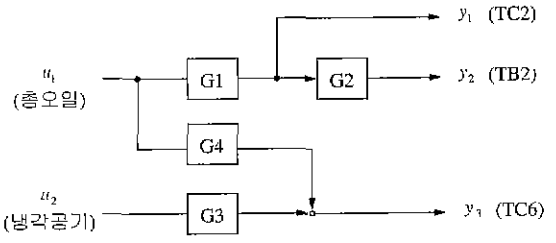

그림 7. 용해로의 전달함수 구조도.
Fig. 7. The structure of furnace transfer funtion.

IV. 제어기 설계

1. 가열지역 온도 제어

가열지역을 하나의 부 시스템 (Sub System)으로 본다면, 이 부 시스템의 입력은 BC, 출력은 TC2와 TB2이다. 이는 그림 7에서와 같이 G_1과 G_2가 Cascade로 연결된 시스템으로 볼 수 있다. 일반적으로 선행하는 전달함수 G_1이 전달함수 G_2보다 그 시정수가 작을 경우, Cascade 제어 구조로써 효과적으로 제어될 수 있음이 알려져 있다[2]. 용해로의 경우 TC2의 시정수가 TB2보다 작기 때문에 Cascade 제어가 잘 적용될 수 있다. 그림 8은 가열지역의 제어 구조를 나타낸다.

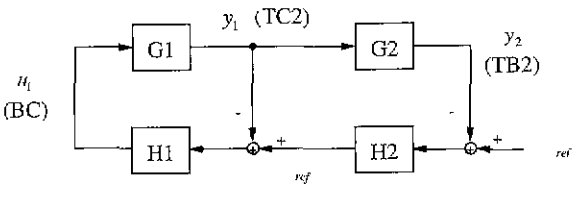

그림 8. 가열지역의 제어.
Fig. 8. The control of heating zone.

먼저 H_1의 경우, BC를 조절하여 TC2의 목표치(Setpoint)를 추종하는 제어기이다. 일반적인 FOPDT 모델의 경우 그 지연시간이 시정수에 비해 상대적으로 작다면, 이는 PI 제어기로서 효과적으로 제어할 수 있음이 알려져 있다 [1]. 따라서 H_1은 G_1의 FOPDT 모델을 바탕으로 하여

$$H_1(s) = K_{p1}(1+\frac{1}{\tau_{i1}s}) \tag{13}$$

과 같은 PI제어기로써 제어한다. 여기서, K_{p1}은 비례이득(Propostional Gain)이고, τ_{i1}은 리셋(reset)시간이다. 비례이득과 리셋시간은 (14)와 같은 시간가중 절대 적분오차 (Time -Weighted Absolute Value of Error)의 최소화를 통하여 구해진다[1] [9].

$$ITAE = \int_0^\infty t|e(t)|dt \tag{14}$$

즉, G_1에 대해서 (14)를 최소화하는 H_1의 변수 K_{p1}와 τ_{i1}는 다음과 같다[1] [9].

$$K_{p1} = \frac{0.859}{K_1}\left(\frac{T_1}{\tau_1}\right)^{-0.977} \tag{15}$$

$$\tau_{i1} = \frac{\tau_1}{0.674}\left(\frac{T_1}{\tau_1}\right)^{0.686} \tag{16}$$

실제 H_1의 적용시에는 TC2의 좌우 편차를 고려해야 한다. 즉, 그림 4와 6에서와 같이 TC2는 좌우 가열포트에 따라 온도의 편차가 나타나기 때문에 이를 직접 궤환에 사용하기는 곤란하다. 본 논문에서는 이를 위하여 H_1은 한쪽의 TC2 온도만을 고려하여 제어하도록 하였다. 실제 DCS에서 처리하는 H_1의 제어주기는 10초인데, 이를 고려하면 한 주기인 40분 동안의 제어는 (17)과 같은 형태로 표현할 수 있다.

$$u_1(k) = \begin{cases} PI\ Controller & for\ k = 1, 2, \Lambda\ , 120, \\ \frac{1}{120}\sum_{i=1}^{120} u_1(i) & for\ k = 121, 122, \Lambda\ , 240. \end{cases} \tag{17}$$

즉, 반주기(Half Cycle)인 20분 동안은 H_1의 PI 제어기에 의해서 오일량 u_1이 제어되고, 나머지 반주기동안은 그 전 반주기동안 연소된 오일의 평균값이 연소되도록 하였다. 또한 실제 적용시에는 용해로 상황을 고려하여 조업자들이 제어할 포트를 온라인으로 선정할 수 있도록 DCS 상에서 구현하였다.

한편, TC2의 목표값을 지정하기 위한 H_2는 H_1의 설계와 마찬가지로 PI 제어기의 형태로 구현하였다. 즉, H_2는,

$$H_2(s) = K_{p2}(1+\frac{1}{\tau_{i2}s}) \tag{18}$$

과 같은 PI제어기로서 선정하였고, K_{p2}와 τ_{i2}는 K_{p1}와 τ_{i1}를 선정할 때와 마찬가지로 G_2의 FOPDT 모델을 바탕으로 하여 (14)를 최소화 할 수 있도록 하여 초기값을 선정하였다. 실제 적용 시에는 H_2의 변수 K_{p2}와 τ_{i2}를 적절히 조절하여 사용하였다.

2. 냉각지역 온도 제어

냉각지역을 하나의 부시스템으로 본다면 이는 2입력 1출력 시스템이 된다. 즉, BC와 CA에 TC6가 각각 반응하게 된다. 먼저 G_3 제어를 위한 H_3는 가열지역의 경우와 마찬가지로 모델을 바탕으로 한 PI제어기를 사용하였다.

$$H_3(s) = K_{p3}(1+\frac{1}{\tau_{i3}s}) \tag{19}$$

이때, K_{p3}와 τ_{i3} 또한 G_3의 FOPDT 모델을 바탕으로 하여 (14)를 최소화 할 수 있도록 하여 결정하였다.

H_1의 경우에는 가열지역과 냉각지역의 간섭을 상쇄하는 역할을 하게된다. 일반적으로 2개의 출력이 2개의 입력에 대해서 상호 연동되어 반응할 경우에, 각 입력의 출력에 대한 영향을 상쇄시키도록 입력을 미리 조절하여 간섭현상을 억제하는 decoupling 방법이 알려져 있다[10] [11] [12]. 그러나 이러한 decoupling 방법은 상당한 수준의 시스템 모델을 필요로 하며, 모델이 정확하지 않을 경우에는 오히려 전체적인 제어 성능을 저하시키게 된다. 따라서, 본 용해로의 경우처럼 정확한 수식모델이 성립하지 않는 경우에는 적용하기 어려운 것으로 판단된다.

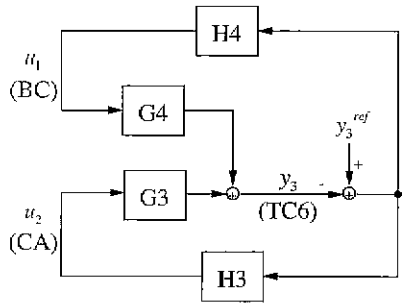

그림 9. 냉각지역의 제어.
Fig. 9 The control of cooling zone.

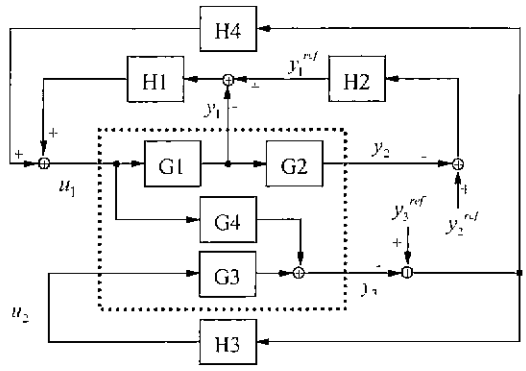

그림 10. 제시된 제어기의 전체구조.
Fig. 10. The overall structure of proposed controller.

본 연구에서는 CA와 더불어, TC6에 영향을 미치는 BC에 대하여도 독립적인 제어 루프를 설계한 후 제어기의 이득을 온 라인으로 조절하여 사용하였다.
먼저, H_4를 PI 제어기로 설정한 다음, K_{p4}와 τ_{i4}는 G_4의 FOPDT 모델을 바탕으로 하여 (14)를 최소화 할 수 있도록 하여 초기값을 결정하였다.

$$H_4(s) = K_{p4}(1+\frac{1}{\tau_{i4}s}) \tag{20}$$

다음, 실제 적용 시에 TC6의 반응을 관찰하여 K_{p4}와 τ_{i4} 를 조절하였다.

그림 9와 10은 각각 냉각지역의 제어구조와 제시된 용해로 온도제어기의 전체구조를 나타낸다.

V. 실적용 결과

제시된 제어기는 일일 생산량이 약 150 톤 규모인 수원의 삼성코닝㈜의 실제 생산라인 용해로에 직접 적용되었다. 제시된 제어기는 현장에 설치되어있는 Foxboro사의 DCS 시스템에서 내부함수로 제공하는 PID 제어 로직을 이용하여 구현되었다.

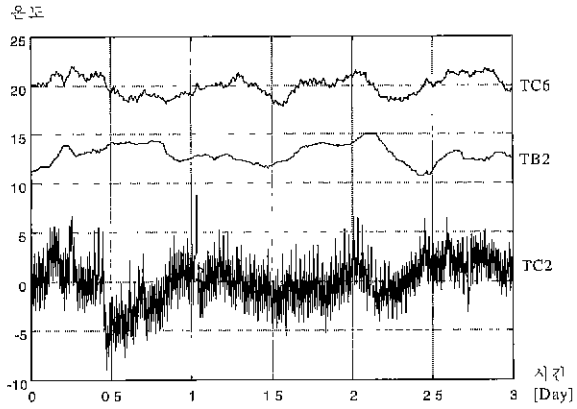

그림 11. 전형적인 수동운동 3일 데이터.
Fig. 11. Typical manual operation for 3 days.

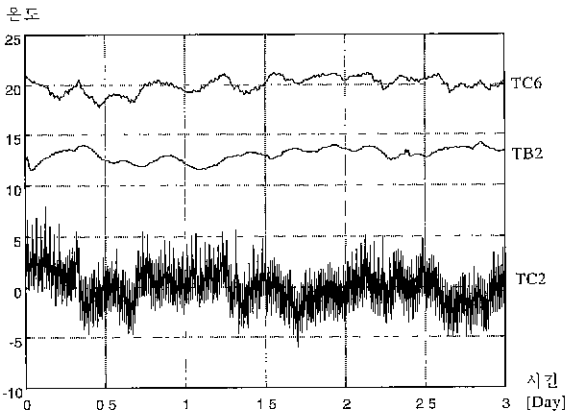

그림 12. 전형적인 자동운전 3일 데이터.
Fig. 12. Typical automatic operation for 3 days.

그림 11은 전형적인 수동운전 데이터로써, 주요 온도인 TC2, TB2 그리고 TC6를 나타내었다. 가로축은 시간으로 단위는 일[day]이다. 따라서 총 3일간의 데이터이다. 세로축은 온도로써, 앞에서와 마찬가지로 각 온도의 단위차가 크기 때문에 평균값을 제거한 후 적당한 상수값을 더해서 하나의 그림으로 나타내었다. 그림 12는 제시된 제어기를 사용한 전형적인 자동운전 데이터로써, 주요 온도인 TC2, TB2 그리고 TC6를 나타내었다. 그림 11과 마찬가지로 총 3일간의 데이터이며, 각 온도의 단위차가 크기 때문에 평균값을 제거한 후 적당한 상수값을 더해서 하나의 그림으로 나타내었다. 그림 11과 12에서 TC2가 TB2나 TC6에 비하여 심하게 연동함을 알 수 있다. 이는 앞장에서 기술한 바와 같이, TC2가 가열지역의 공기 온도이므로 용해로의 좌우 리버싱에 따라 바로 반응하여 나타나는 현상이다. 그림 11과 12에서 자동운전시의 온도 값들이 수동운전에 비하여 상대적으로 안정되게 운전되는 모습을 확인할 수 있다.

표. 2는 그림 11과 12의 3일간의 데이터를 바탕으로 하여 각 온도센서의 분산을 비교한 결과이다. 표2에서 자동 운전시의 TC2. TB2, TC6 온도의 분산값이 수동운전에 비하여 각각, 90%, 63%, 80%로 줄어들어 전체적으로 안정적으로 제어되었음을 알 수 있다.

표 2. 3일간의 수동운전과 자동운전의 분산 비교.
Table. 2. Comparison of variations with manual and automatic operations for 3 days.

	TC2	TB2	TC6
수동운전	3.08	1.00	0.95
자동운전	2.79	0.63	0.76
수동/자동	0.90	0.63	0.80

VI. 결론

본 논문에서는 TV 브라운관 유리용해로의 온도 제어를 위한 고전고급제어(Conventional Advanced Control) 알고리듬을 제시하였다. 먼저, 용해로의 특성에 맞도록 중요한 입출력 변수를 선정하였다. 그 후, 여러 번의 공정 실험을 실시하였고, 이를 통하여 얻어진 데이터를 바탕으로 입출력 변수들간의 초보적인 FOPDT 모델의 조합으로 용해로를 모델링하였다. 수립된 모델을 바탕으로 주요 입출력을 PI (Proportional - Integral) 형태의 cascade 및 단일 궤환 루프(Single feedback loop)들의 조합으로 제어기를 구성하였다. 또한, 좌우에서 교대로 가열하는 용해로의 특성에 적합하도록, 좌우 온도 편차를 극복할 수 있는 알고리듬을 제시하였다. 제시된 알고리듬은 기존 용해로에 설치되어 있는 DCS를 이용하여 구현되었고, 일 150톤 생산 규모의 용해로에 성공적으로 실적용되었다.

참고문헌

[1] C. A. Smith and A. B. Corripio, *Principles and Practice of Automatic Process Control*, John Wiley & Sons, 1985.

[2] William L. Luyden, *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, 1990.

[3] 신준호, 조성일, 백기황, "모델예측제어 관련 기술", 제어·자동화·시스템 공학회지, vol. 5, no. 3, pp. 25-30, 1999.

[4] R. Haber, J. Hetthessy, L. Keviczky, I. Vajk, A. Feher, N. Czeiner, Z. Csaazer, and A. Turi, "Identification and adaptive control of a glass furnace", *Automatica*, vol. 17, pp. 175-185, 1981.

[5] S. Aoki, S. Kawachi, and M. Sugeno, "Application of fuzzy control logic for dead time process in a glass melting furnace", *Fuzzy Sets and Systems* 38, pp. 251-265, 1990.

[6] M. Hadjili, A. Lendasse, V. Wertz, and S. Yurkovich, "Identification of fuzzy models for a glass-furnace process", *Proc. of the 1998 IEEE International Conference on Control Applications*, Trieste, Italy. pp. 963-968, September. 1998.

[7] T. Soderstrom and P. Stoica, *System Identification*, Prentice Hall, 1989.

[8] R. Johansson, *System Modeling and Identification*, Prentice Hall, 1993.

[9] A. M. Lopez, P. W. Murrill, and C. L. Smith, "Controller tuning relationships based on integral performance criteria", *Instrument Technology*, vol. 14. no. 11, pp. 57, Nov., 1967.

[10] F. G. Shinskey, *Process Control Systems*, McGraw-Hill, 1988.

[11] Donald R. Coughanower, *Process Systems Analysis and Control*, McGraw-Hill, 1991.

[12] Dale E. Seborg, Thomas F. Edgar, and Duncan A. Mellichamp, *Process Dynamics and Control*, John Willy & Sons, 1989.

문 운 철

1991년 서울대학교 전기공학과 졸업, 93년 및 96년 동 대학원 석사, 박사 학위 취득, 1996년 3월~2000년 8월까지 삼성SDS 제조 개발팀 근무, 현재 전주 우석대학교 전기공학과 교수로 재직. 관심분야는 퍼지 이론 인공신경 회로망, 전문가 시스템, 자동제어 이론 및 전력계통과 각종 산업현장에의 적용.

김 홍 식

1985년 서강대학교 화학공학과 졸업, 87년 및 91년 동 대학원 석사, 박사학위 취득. 91~94 두산기술원 FA 센터 선임연구원, 95~99 삼성 SDS 제조개발팀 책임, 현재 한국 하니웰 ACS팀 근무. 주요 관심 분야는 공장 자동화, MPC(Model Predictive Control), 공장 정보 시스템 (Plant Information Management System) 및 운전 최적화 등.