

도금공정에서의 세척수 제어기법에 관한 연구

(A Study on the Rinsing Control Method in the Gilding Process)

김 기 준*
(Kim, Ki Joon)

요 약 금속의 표면이나 비금속표면에 다른 금속을 사용하여 피막을 만드는 도금 공정은 산과 알칼리를 사용함에 따라 세척 작업으로서 수소 이온 농도(H⁺)와 수산이온농도(OH⁻)를 제어하게 된다. 따라서, 본 연구에서는 세척수 투입에 따른 수소 이온 농도(H⁺)와 수산이온농도(OH⁻)를 제어하기 위한 여러 가지 제어 기법을 적용하여 최적의 제어기를 설계하고자 하였으며, 이 결과는 세척수를 효율적으로 투입하여 귀중한 수자원을 절약하고, 산과 알칼리의 일정제어로 인하여 제품의 균등한 생산이 가능할 뿐만 아니라 생산 단가를 낮추어 경쟁력에 기여할 것으로 사료된다. 특히, 개발하고자하는 기법은 수학적 모델을 구하기 어려운 공정에서도 적용이 가능하도록 설계하고자 하였으며, 제어 대상의 변화에도 다른 제어 방법 보다 쉽게 알고리즘을 변화시킬 수 있다는 장점이 있도록 하였다.

핵심주제어 : 도금공정, 세척작업, 산과 알칼리, 제어기, 알고리즘

Abstract Gilding process make thin membrane with other metals to surface of metal and metalloid. It control the hydrogen ion and oxalic acid density with rinsing work since the process used to acid and alkali. Therefore, in this study, several control method applied the gilding process. It desired to the optimal controller and their results can be save on water resource by useful feed of rinsing. And there is quite a possibility of uniform production due to fixed control of acid and alkali. Also it can be contributed the competition power because of lower production unit cost. Especially, this control method to be developed can be applied to any process without mathematical model. And it can be changed their algorithm more easily, if control object is changed.

Key Words : Gilding Process, Rinsing work, Acid and Alkali, Controller, Algorithm

1. 서 론

도금 공정은 금속의 표면이나 비금속표면에 다른 금속을 사용하여 피막을 만드는 공정으로서, 처리방법으로서는 전기도금, 화학도금, 용융도금, 진공도금, 침투도금, 이온도금 등이 있다. 최근 들어 이 공정은 컴퓨터분야를 필두로 통신기기 및 계측

기 등의 산업용 전자기기 등에 광범위하게 사용되고 있는 PCB를 제조하기 위한 기본 기술 분야로 성장하였다^[1]. 그러나 도금과정이 진행됨에 따른 공업용수의 사용량이 단순히 PCB의 세척만을 위한 세척수 투입으로 인하여 도금 전 과정의 처리비용에 비하여 과도하게 사용됨에 따라 도금에 소모되는 실제 비용보다는 오히려 공업 용수의 사용량과 같은 부가 비용으로 산업현장에 많은 부담이 되고 있다(공업용수 및 폐기 처리 비용은 선진국의

* 인천전문대학 제어계측과

2배 이상임). 따라서 제조 산업의 경제적 비용 부담은 기하급수적으로 증가하고 결국 생산 단가의 상승으로 이어진다.

이에 본 연구에서는 도금 공정에서 사용되는 세척 작업시 산,알카리에 따른 수소 이온 농도(H+)와 수산이온농도(OH+)를 제어 하기위한 방법으로 각종 제어기법을 이용하여 최적의 제어기를 설계하고자 하였으며, 이 결과는 세척수를 효율적으로 투입하여 귀중한 수자원을 절약함은 물론 생산 단가를 낮추어 경쟁력에 기여할 것으로 사료된다.

2. 도금 공정

도금공정은 크게 나누어 전처리공정, 도금공정, 그리고 후처리공정의 3 단계로 구성되며 이들 각각의 공정사이에는 다음 공정에의 영향을 최소화 하기 위한 세척작업의 수세공정이 첨가된다. 도금 작업의 중심공정인 도금공정은 제품의 사양에 따라 한 개 이상의 단위 도금공정이 순차적으로 실시되는 것이 일반적이다.

이러한 공정에서 발생하는 폐액 혹은 폐수는 수산화 침전법으로 일컬어지는 화학적방법에 의해 처리되는 것이 일반적이고 함유된 성분의 종류 및 농도에 따라 산알카리 폐수, 시안 폐수, 크롬 폐수 및 기타(특수) 폐수로 계통별로 구분하는 것이 원칙이고 가장 경제적인 방법이다.

기존의 도금공정에 따르는 환경문제의 대응개념은 이상과 같이 발생후처리(EOP; End Of Pipe)를 기본으로 하고 있으나 화학적 약품처리기술의 근간이 되는 수산화물침전법은 폐수중의 함유성분별로 정확히 분리되어야 하는 점과 처리후에 발생하는 슬러지의 취급문제 등과 향후 규제값 강화시 그 적용성은 한계에 도달해 있다^[1]. 본 연구에서는 도금 공정에서 pH를 유지하기 위하여 끊임없이 세척수를 투입하고 있는 점을 감안하여 그림 1과 같이 세척수의 효율적 투입을 설계하였으며, 세척수 투입에 따른 낭비를 줄임은 물론 정확한 pH값이 제어되므로써 제품의 균일한 질을 유지하도록 하였다. 이것은 세척작업시 발생하는 폐수의 양을 줄일 수 있기 때문에 상대적으로 처리 비용을 절감할 수 있다.

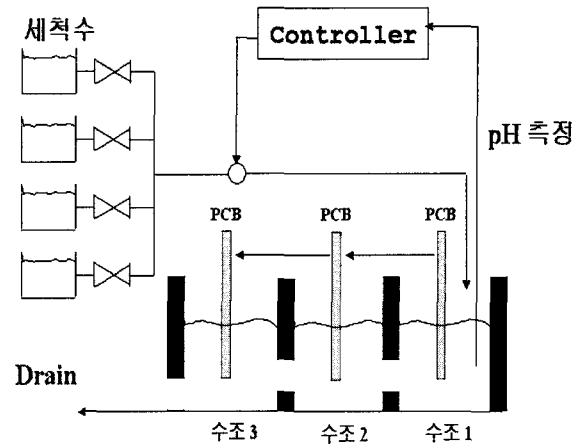


그림 1. 도금 공정의 수처리

3. 제어기 설계

3.1 공정의 모델링^[2]

반응기에 주입되는 강산과 약산, 그리고 두가지 성분의 약염기들은 그 농도가 일정치 않으므로 외란으로 간주되며, 강염기는 일정한 농도(Cr)로서 그 흐름 속도(l/min)를 조작 변수로 시스템을 적정시킨다. 모델식은 반응기가 완전 혼합되고 산-염기의 평형이 빠르다는 가정 하에 구해지며, 이온수지식은

$$(H^+) + (N^+) + C_{b1}^+ + C_{b2}^+ = A^- + OH^- + C_{a1}^- \quad (1)$$

$$U = HA + A^- \quad (2)$$

$$C_{a1} = C_{a1} + C_{a1}^- \quad (3)$$

$$C_{\beta 1} = C_{b1} + C_{b1}^+ \quad (4)$$

$$C_{\beta 2} = C_{b2} + C_{b2}^+ \quad (5)$$

이고, 여기서 N⁺은 강염기의 양이온 농도, C_{a1}⁻은 농도가 C_{a1}인 약산의 음이온 농도, C_b⁺는 농도가 C_β인 약염기의 양이온 농도, U는 강산의 농도이며, 평형 방정식은 다음과 같다.

$$K_w=(H^+)(OH^-), K_w = 1.0 \times 10^{-14} \quad (6)$$

$$K_a = (H^+) (A^-) / (HA) \quad (7)$$

$$K_{a1} = (H^+) (C_{a1}^-)/(C_{a1}) \quad (8)$$

$$K_{b1}=(OH^-)(C_{b1}^+)/(C_{b1}) \quad (9)$$

$$K_{b2} = (OH^-)(C_{b2}^+)/(C_{b2}) \quad (10)$$

이 식으로 부터 강산의 평형 상수 K_a 가 다른 평형 상수 값에 비해 매우 큰값일 경우 수소 이온 농도 (H^+)에 대한 방정식을 다음과 같이 얻을 수 있다.

$$(H^+) + (N^+) - \frac{K_w}{(H^+)} + \frac{K_{b1}(H^+)}{K_w + (H^+)K_{b1}} C_{\beta 1} + \frac{k_{b2}(H^+)}{K_w + (H^+)K_{b2}} C_{\beta 2} - \frac{K_{a1}}{(H^+) + K_{a1}} C_{a1} = 0 \quad (11)$$

또한, 평형 상태의 동특성 식은

$$V \frac{dC_{a\beta}}{dt} = QC_{a\beta P} - (Q + m)C_{a\beta} \quad (12)$$

$$V \frac{dN^+}{dt} = QC_r - (Q + m)N^+ \quad (13)$$

여기에서, $C_{a\beta}$ 는 $[C_{a1}, C_{\beta 1}, C_{\beta 2}]^T$ 이고, $C_{a\beta P}$ 는 반응기에 흘러 들어가는 $C_{a\beta}$ 의 농도, C_r 는 반응기로 흘러 보내는 강염기의 농도, m 은 반응기로 흘러 보내는 강염기의 흐름 속도, Q 는 반응기로 주입되는 원료의 흐름 속도, V 는 반응기의 용적이며, 수소 이온 농도와 pH의 관계는

$$pH = -\log_{10}(H^+) \quad (14)$$

이다.

3.2 비선형 추정 제어

선형시스템의 적응 제어 방법으로서 연구가 되고 있는 선형 추정 제어(LIC: Linear Inferential Control) 기법은 매개 변수를 On-line으로 동조할

수 있으며, 제어 입력에 의한 포화 상태 (Saturation)를 방지할 수 있고, Cascade 제어 형태로 설계할 수 있다는 장점이 있다^[6]. 이와 같은 장점들을 그대로 수반하고 비선형시스템을 제어할 수 있는 제어 알고리즘으로 발전시킨 것이 비선형 추정 제어(NLIC: Nonlinear Inferential Control)이다. 비선형 추정 제어는 공정에 대한 정보들의 사용이 용이하고 단일 매개 변수로써 쉽게 동조가 가능하고, 자기 동조에 의한 제어 알고리즘과 같이 제어기의 성능을 떨어뜨리는 현상이 거의 없다는 것이다. 따라서 1차 출력 변수의 측정이 곤란하거나 시간 지연이 발생하고 적정 곡선의 변화가 급격한 다성분계 pH 공정은 비선형 추종 제어 알고리즘을 이용하여 제어하는 것이 바람직하다^[2].

비선형 추정 제어의 구조는 그림 2와 같이 공정의 응답치와 조작 변수를 이용하여 변화하는 외란 값(U)를 예측하는 외란 예측기, 예측된 외란값과 제어기에 의하여 주어진 조작 변수(M)값을 사용하여 공정의 응답값을 계산하는 비선형 모델, 오차의 누적치에 의해 바람직한 모델 출력을 추적하는 Trajectory Generator (TG) 등으로 크게 나눌 수 있으며, TG 필터의 동조는 On-line으로 구해진다.

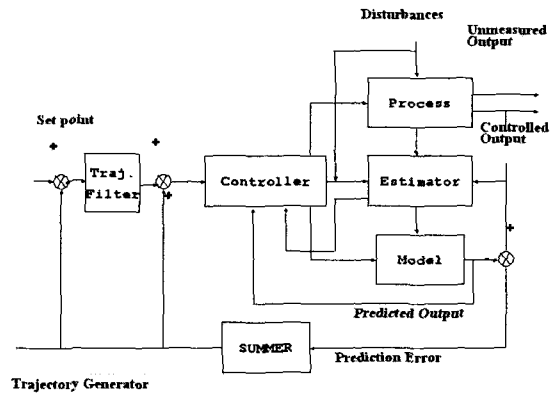


그림 2. 비선형 추종제어

3.3 퍼지 제어

미국의 캘리포니아 대학의 L.A. Zadeh 교수에 의해 시작된 퍼지 이론은 최초에는 비판적인 견해도 많았으나 최근에는 제어 분야에 실용화 됨으로써 제어 응용을 중심으로 정착 단계에 있다. 퍼지

응용화 사례는 현장 지식을 IF-Then ... 의 형식으로 표현되는 비교적 소수의 Fuzzy production rule의 집합으로 기술하여 기억시켜 놓고 운용시에는 그것을 센서 등에서의 관측 정보와 대조하여서 조작량을 결정하는 퍼지 추론(Fuzzy Inference) 방법을 사용하고 있다^[3].

퍼지 제어를 80년대 이후 많이 시도되고 있는 전산기를 이용한 Model Based Control과 공정 제어 측면에서 비교해 볼 때, Model Based Control은 정확한 공정 모델을 사용하는 경우에만 효과적인 제어 응답을 얻을 수 있으나 퍼지 로직 제어는 공정의 수학적 모델에 근거하지 않고 정성적 상호 관계에 의하므로 공정 제어에 필요한 정성적 모델을 쉽게 유도하여 인간이 사용하는 언어에 의해 제어함으로써 적용 대상이 광범위하다는 것이다^[3].

4. 컴퓨터 Simulation

4.1 비선형 추정 제어

비선형 추정 제어가 주어진 공정에의 적용이 가능한가에 대한 판별과 공정 모델의 일관성이 파악된 후 예측기의 설계는 식 (11)을 이산 시간 형태로 바꾼 다음 외란값(U_k)을 구함으로써 얻어지며, 약산과 약염기의 농도는 다음과 같은 모델식에 의하여 이산 시간 형태로 구해진다.

$$(C_{a\beta})_{K+1} = A_K(C_{a\beta})_K + (1 - A_K)C_{a\beta P} + W_K \quad (15)$$

$$A_K = \exp\left(- (Q_K + m_K) \frac{T}{V}\right) \quad (16)$$

여기서, W_K 는 모델 오차에 의한 외란이며 T는 샘플링 시간이다.

제어기는 식 (12)와 (13)을 이산 시간 형태로 바꾸어 다음과 같이 설계되었다.

$$V[(C_{a\beta})_{K+1} - (C_{a\beta})_K] = TC_{a\beta}Q_K - T(Q_K + m_K)(C_{a\beta})_{K+1} \quad (17)$$

$$V[(N^+)_{K+1} - (N^+)_K] = TC_rQ_K - T(Q_K + m_K)(N^+)_{K+1} \quad (18)$$

TG에 의하여 구해진 바람직한 pH값으로 부터 $(N^+)_{K+1}^d$ 을 구한 후 식 (18)에서

$(N^+)_{K+1} = (N^+)_{K+1}^d$ 로 놓고 m_K 에 대해서 풀면 제어 입력이 다음과 같이 구해진다.

$$m_K = \frac{Q_{K(N)}^+ - V[(N^+)_{K+1}^d - (N^+)_{K+1}]/T}{[C_r - (N^+)_{K+1}^d]} \quad (19)$$

또한, TG의 응답 필터(F)는 다음과 같은 형태로 구해지고,

$$F = \frac{T^n}{(-\sigma Z^{-1} + \sigma + T)^n} \quad (20)$$

기준 pH인 pH^d 를 정상 상태에서의 출력(V)에 따라 다음과 같이 구할 수 있다.

$$pH^d = F^D V + (1 - F^D)E \quad (21)$$

여기에서 $F^D = FZ^{-D}$ 이고, D는 제어 입력의 시간 지연이다.

식 (21)에서의 E는 외란이나 모델링 오차로써 공정 출력 (pH^P)_K와 모델 출력 (pH^M)_K의 차이를 나타내는 관계식에 의해 구해지며,

$$E_K = E_{K-1} + pH^P_k - pH^M_k \quad (22)$$

연속적으로 다음과 같은 목적 함수를 최소화 시킴으로써 제어기에 입력된다.

$$\begin{aligned} & \text{Minimize } \sum_{i=1}^n (pH_{i,K+n,D}^m - pH_{i,K+n,D}^d)^2 \\ & m_{k,\dots,m_{k+n}} \quad i=1 \end{aligned} \quad (23)$$

한편, 필터의 지수 n은 TG와 제어기의 연결이 연속 시간화 될 수 있도록 선택되어야 하는데 모델식이 1차 미분 방정식이므로 본 연구에서는 1로 고정 할 수 있다. 또한, TG 상수 σ 의 동조는 무한

대에서 제어기의 출력이 정상 상태이고 만족할 만한 응답을 얻을 때 까지 줄여가면서 구한다.

4.2 퍼지 제어

퍼지 제어의 대상으로 택한 pH 공정의 평형 상태의 동특성식은 (12), (13)식과 같으며, 수소 이온 농도에 대한 방정식은 (11)식과 같이 얻을 수 있었다. 대부분의 퍼지 제어 알고리즘들은 한개의 계량 변수에 대해 한개나 그 이상의 멤버십 함수값을 사용하고 시스템의 특성에 따라 여러개의 제어규칙을 정하여 조작량의 Look-Up 표를 여러개 만들어 입력 변수의 변화나 출력 오차에 따라 제어하 게끔 설계되어 있다. 그러나 이와 같은 방법들은 조작량을 구하는데 시간이 많이 소모되며 시스템의 특성이 변할 때 마다 제어 알고리즘을 다시 설계해야하는 등의 단점이 있으므로 범용적으로 사용할 수 있는 제어 규칙을 만들고 그에 따른 멤버십 함수를 일정화 시켜서 어느 시스템에서도 사용할 수 있는 퍼지 추론이 필요하다. 본 연구에서는 제어 규칙을 표 1과 같이, 멤버십 함수 값을 표 2와 같이 각각 고정 시키고 단지 전단계의 출력값과 조작량에 따른 Scaling Factor 만을 표 3과 같이 변화시켜 모든 시스템을 제어하고자 하였다.

표 1. 제어 규칙

C \ E	NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
PB	PS	NS	NM	NB	NB	NB	NB
PM	PS	PS	NS	NM	NM	NB	NB
PS	PM	NS	ZO	NS	NS	NM	NB
ZO	PB	PM	PS	ZO	NS	NM	NB
NS	PB	PM	PS	PS	ZO	NS	NM
NM	PB	PB	PM	PM	PS	NS	NS
NB	PB	PB	PB	PB	PM	PS	NS

* 여기서 N:Negative, B:Big, M:Medium, S: Small, ZO:Zero, P:Positive를 의미함.

표 2. 제어 규칙에 의한 멤버십 함수의 값

Error (E)	Error Change (C)												
	-6	-5	-4	-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6
-6	6	6	6	6	6	6	6	5	4	3	2	2	2
-5	6	6	6	6	5	5	5	4	3	3	2	1	0
-4	6	6	6	5	4	4	4	3	2	2	2	1	0
-3	6	6	5	4	3	3	3	2	1	1	0	-2	-3
-2	6	5	4	3	2	2	2	1	0	-1	-2	-3	-4
-1	6	5	4	3	2	2	1	0	-1	-2	-3	-4	-5
0	6	5	4	3	2	1	0	-1	-2	-3	-4	-5	-6
1	5	4	3	2	1	0	-1	-2	-2	-3	-4	-5	-6
2	4	3	2	1	0	-1	-2	-2	-2	-3	-4	-5	-6
3	3	2	0	-1	-1	-2	-3	-3	-3	-4	-5	-6	-6
4	2	0	-2	-2	-2	-3	-4	-4	-4	-5	-6	-6	-6
5	0	-1	-2	-3	-3	-4	-5	-5	-5	-6	-6	-6	-6
6	2	-2	-2	-3	-4	-5	-6	-6	-6	-6	-6	-6	-6

표 3. Scaling Factors

∆E	0~0.01	0.01~0.1	0.1~
0.0~0.01	0.0005	0.001	0.005
0.01~0.1	0.001	0.005	0.015
0.1~0.3	0.005	0.015	0.05

5. 결과 및 검토

시뮬레이션은 먼저 초기치를 선정하여 제어 입력인 염기의 흐름 속도 m_{k-1} 을 식 (17)에서 구하고, 제어 입력으로 부터 $(C_{ab})_k$ 와 U_k 를 구하여 제어기와 모델에 입력시킨다. 입력되는 외란값과 제어 입력에 의해 식(10)의 모델식으로 부터 수소 이온 농도 $(H^+)_k$ 를 계산하여 공정의 출력과 오차를 구하고, 추정된 TG 상수와 오차에 의하여 $(pH^d)_{k+1}$ 을 구하여 제어기로 보내며 제어기는 입력되는 U_k , $(H^+)_k$, $(H^+)^d_{k+1}$ 값으로 부터 다음 단계의 제어 입력 m_k 를 구하는 순서로 진행되었다.

제어 알고리즘의 시험을 위한 각 성분의 입력

농도에 대한 실험 결과는 Jutila와 Visala가 Pilot-plant 규모에서 실험한 자료를 이용하였다^{18, 91}.

주입되는 각 성분의 농도는 표 4와 같다. 초기에 pH가 약 3.3인 용액이 들어있는 반응기(V=3.2 [L]) 속으로 각 성분의 농도가 표 4인 원료가 0 부터 1.2 [L/min]의 유속으로 주입되는 상황에서 이 용액을 농도가 0.11 [mole/L]인 가성 소다로써 pH를 7로 중화시키는 과정을 시뮬레이션하였다. TG 상수는 1.0으로 추정되었고 제어 입력은 0부터 1사이로 제한하였으며, 샘플링 시간은 0.1분으로 하였다. 각각의 모델 매개 변수와 입력 상수를 요약하면 표 5와 같다.

표 4. 각 성분의 농도

Component	Concentrations (mol/L)			
	I	II	III	IV
HCl	0.0025	0.0065	0.0015	0.0055
4-nitrophenol	0.002	0.0002	0.01	0.01
Pyridine	0.00035	0.00035	0.0005	0.0005
ammonia	0.002	0.002	0.0005	0.0005

주입되는 원료의 흐름 속도를 1.0 [L/min]으로 고정시켰으며, 계속하여 주입되는 원료의 농도는 표 4의 III(50분까지)-IV(250분까지)-III(450분까지)-I(750분까지)-II(1050분까지)-I(1400분까지)-III(1400분이상)으로 변할때의 비선형 추정제어의 응답특성(출력 pH)을 그림 3에 도시하였다. 여기서 본 연구에 사용된 알고리즘에 의한 pH 값의 출력은 750분과 1050분 부근에서 한차례 목표값을 크게 벗어났지만 빠른 적응을 보이고 있으며, TG 상수 값의 변화가 결과값에 주는 영향은 별로 크지 않았고, 대체적으로 제어 특성이 우수한 것을 알 수 있다. 이때 750분에서 1050분사이에서 목표값을 크게 벗어나는 것은 표 4의 각 성분의 농도에서와 같이 HCl의 농도가 거의 3배에 가까운 증가를 보임에 따라 목표값에서 크게 벗어나는 경우를 가정하였기 때문이다. 그림 4는 pH 출력에 따른 제어 입력으로 1050분에서 1200분 사이에서 심한 진동이 있었지만 빠른 시간안에 정상 상태로 추종되는 것을 알 수 있었으며, 나머지 시간에서는 대체로 진동 발생이 많지 않았다. 이것은 공정에 대한 정

보들의 사용이 용이하고 단일 매개 변수로써 쉽게 동조가 가능하기 때문에 자기 동조에 의한 제어 알고리즘과 같이 제어기의 성능을 떨어뜨리는 현상이 나타나지 않는 것으로 사료된다.

표 5. 모델 매개 변수와 입력 상수

Parameters	Values	Parameters	Values
K_{a1}	7.24×10^{-8}	m	$0 \leq m_k \leq 0.5$
K_{b1}	1.50×10^{-9}	V	3.2 L
K_{b2}	1.78×10^{-5}	D	4 unit
C_r	0.11 mole/L	σ	0.2~1.0
Q	0~1.2 L/min	v	7, 8, 10 unit

그림 5와 6은 일반적인 PI 제어기의 응답특성과 제어입력으로서 주입 농도가 변할 때 목표값이 7인 시스템을 가정한 결과이며, PI 제어기의 Integration Time은 3초, Proportional Gain은 0.046이었다.

응답 특성은 처음 목표값에 도달하기까지 오랜 시간이 소요되었으며, 500분 전후와 750분 전후, 그리고 1100분 전후에서는 PI 제어기로는 제어하기가 어려웠다. 특히, 그림 6의 제어 입력은 계속하여 큰 진동을 일으키고 있는 것을 알 수 있다. 이에 반하여 그림 7과 8의 퍼지 제어기는 pH 값의 출력이 750분과 1050분 부근에서 한차례 목표값을 크게 벗어났지만 매우 빠른 적응을 보이고 있으며, 대체적으로 비선형 추정제어의 결과와 유사한 특성을 보이고 있다.

특히, 응답 특성이 우수한 NLIC 제어기와 퍼지 제어기의 경우는 PI 제어기의 경우와 비교하여 수 자원의 절약이 30[%] 이상 절약될 것으로 예상됨에 따라 폐수 처리에 대한 비용감소가 발생할 것으로 예상하고 있다.

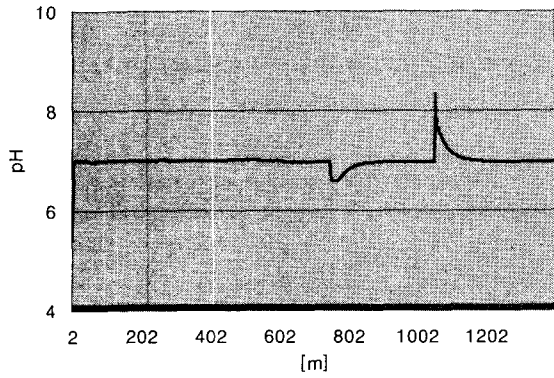


그림 3. 시간(min)변화에 따른 NLIC 제어기의 응답특성

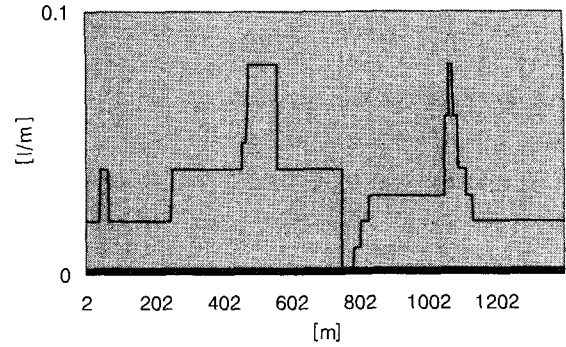


그림 6. 시간(min)변화에 따른 PI 제어기의 제어 입력

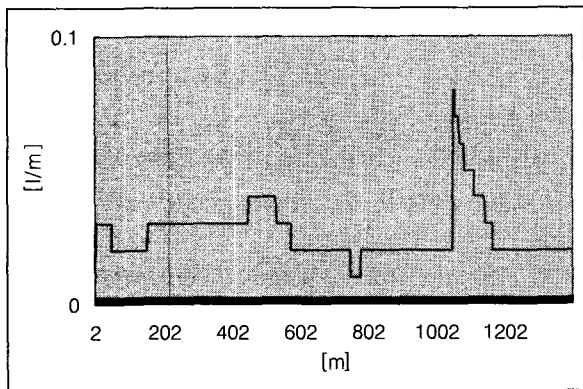


그림 4. 시간(min)변화에 따른 NLIC 제어기의 제어 입력

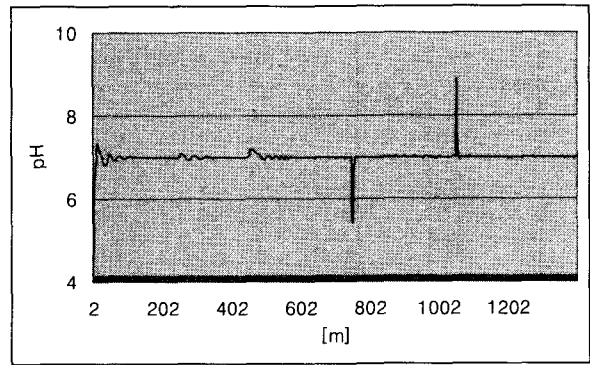


그림 7. 시간(min)변화에 따른 퍼지 제어기의 응답특성

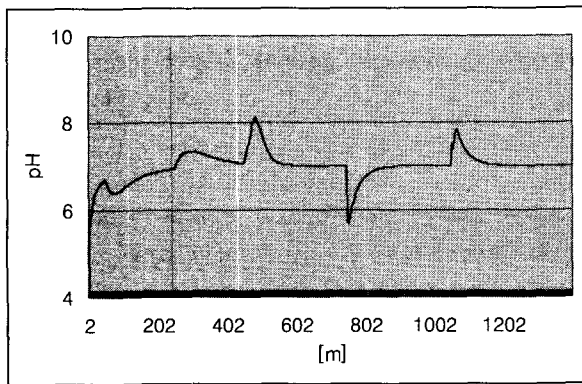


그림 5. 시간(min)변화에 따른 PI 제어기의 응답특성

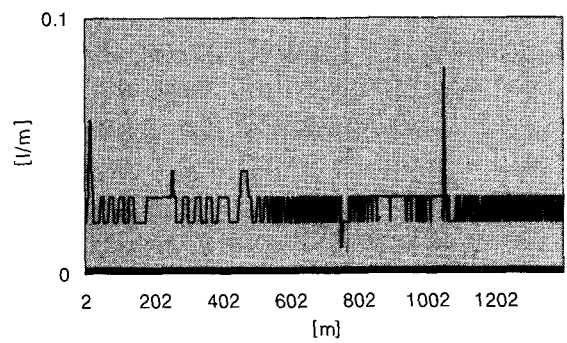


그림 8. 시간(min)변화에 따른 퍼지 제어기의 제어 입력

6. 결론

다성분계 도금 공정에 비선형 추정 제어 방법과 퍼지 추론 제어 방법을 적용하여 시험 모사한 결과 일반적인 PI 제어 방법에 비하여 빠른 시간안에 정상 상태가 되는 것을 알 수 있었으며, 대체로 응답 특성이 안정화 되는 결과를 얻을 수 있었다.

비선형 추정제어를 적용한 결론으로는 공정에 대한 정보들의 사용이 용이하고 단일 매개 변수로써 쉽게 동조가 가능할 뿐만 아니라, 자기 동조에 의한 제어 알고리즘과 같이 제어기의 성능을 떨어뜨리는 현상이 나타나지 않았다. 따라서 1차 출력 변수의 측정이 곤란하거나 시간 지연이 발생하고 적정 곡선의 변화가 급격한 다성분계 도금 공정은 비선형 추종 제어 알고리즘을 이용하여 제어하는 것이 바람직하다.

또한, 퍼지 제어 기법으로 시스템을 제어할 경우 수학적 모델을 구하기 힘든 어떤 공정에서도 적용이 가능하며, 제어 대상의 변화에도 다른 제어 방법 보다 쉽게 알고리즘을 변화시킬 수 있다는 장점이 있기 때문에 도금 공정과 같이 수학적 모델이 용이하지 않은 시스템에서 쉽게 적용할 수 있다.

Industrial Processes", Automatica, Vol. 13, 235-242, 1977.

[8] Jutila, P. and A. Visala, "Pilot Plant Testing of an Adaptive pH Control Algorithm Based on Physic Chemical Modeling", Mathematics and Computer in Simulation, Vol. 26, 522-533, 1984.

[9] Parrish, J. R. and C.B. Brosilow, "Nonlinear Inferential Control", AIChE J., Vol. 34, 633-644, 1988.



김기준 (Kim, Ki Joon)

1983년 광운대학교 전기공학과
공학사

1988년 광운대학교 전기공학과
공학석사

1992년 광운대학교 전기공학과 공학박사

1986년-1994년 한국원자력연구소 연구원, 선임연구원

1994년-현재 시립인천전문대학 제어계측과 교수

2001년-2002년 IOWA State Univ.(미국) 교환교수

(관심분야 : 컴퓨터제어, 디지털제어, 계측기설계)

참고 문헌

- [1] 김기준 외, "사용후 핵연료 저장 공정 장치 개발", 한국원자력연구소, KAERI/RR-868/ 89.
- [2] 이주성, 강희택, "도금 표면처리", 문운당, 2004.
- [3] 김기준 외, "사용후 핵연료 저장 공정 장치 개발", 한국원자력연구소, KAERI II/RR-4/ 90.
- [4] Delay, S. and K. F. Gill, "Comparison of a Fuzzy Logic Controller with a P+D Control Law", J. of Dynamic Systems, Meas. and Cont., Vol. 111, 128-137, 1989.
- [5] Lim, M. H., "Implementing Fuzzy Rule-based Systems on Silicon Chips", IEEE Expert, Feb., 31-53, 1990.
- [6] Bernard, J. A., "Use of Rule-based System for Process Control", IEEE Control System Magazine, Vol. 8, No. 5, 3-13, 1988.
- [7] King, P. J. and E. H. Mamdani, "The Application of Fuzzy Control Systems to