

활성슬러지 공정을 위한 모델링과 지능제어의 적용

천성표 · 김봉철 · 김성신 · 김창원* · 김상현* · 우혜진**

부산대학교 전기공학과
*부산대학교 환경공학과
**부산대학교 환경기술산업개발연구센터

(2000년 5월 9일 접수, 2000년 8월 25일 채택)

Modeling and Intelligent Control for Activated Sludge Process

Seong-pyo Cheon · Bongchul Kim · Sungshin Kim · Chang-Won Kim* ·
Sanghyun Kim* · Hae-Jin Woo**

Department of Electrical Engineering, Pusan National University

**Department of Environmental Engineering, Pusan National University*

***Institute for Environmental Technology and Industry, Pusan National University*

ABSTRACT

The main motivation of this research is to develop an intelligent control strategy for Activated Sludge Process(ASP). ASP is a complex and nonlinear dynamic system because of the characteristic of wastewater, the change in influent flow rate, weather conditions, and *etc.* The mathematical model of ASP also includes uncertainties which are ignored or not considered by process engineer or controller designer. The ASP is generally controlled by a PID controller that consists of fixed proportional, integral, and derivative gain values. The PID gains are adjusted by the expert who has much experience in the ASP. The ASP model based on Matlab[®]5.3/Simulink[®]3.0 is developed in this paper. The performance of the model is tested by IWA(International Water Association) and COST(European Cooperation in the field of Scientific and Technical Research) data that include steady-state results during 14 days. The advantage of the developed model is that the user can easily modify or change the controller by the help of the graphical user interface. The ASP model as a typical nonlinear system can be used to simulate and test the proposed controller for an educational purpose. Various control methods are applied to the ASP model and the control results are compared to apply the proposed intelligent control strategy to a real ASP. Three control methods are designed and tested: conventional PID con-

troller, fuzzy logic control approach to modify setpoints, and fuzzy-PID control method. The proposed setpoints changer based on the fuzzy logic shows a better performance and robustness under disturbances. The objective function can be defined and included in the proposed control strategy to improve the effluent water quality and to reduce the operating cost in a real ASP.

Key Words : Activated Sludge Process, Fuzzy Logic Control, Fuzzy PID Gain Tuner, Fuzzy Setpoint Changer

요약문

활성슬러지 공정에 기반을 둔 연속식반응기는 시스템이 가진 고유한 비선형성뿐만 아니라 계절, 기후 등의 환경변화에 따른 유입수의 유량 및 특성 등의 외부적인 조건의 변화를 고려하여 제어하여야 한다. 수학적 모델링 과정에서 고려하지 못했거나 무시되었던 부분을 포함한 시스템에 관련된 특징과 한정된 공간에서 기본적인 제어방법에 의한 현재의 운전방법을 고려하여 불 때 활성슬러지 공정은 개선할 수 있는 여지가 많다. 또한 숙련된 운전자의 지식을 구현할 수 있는 지능제어기법을 적용하여 전체적인 공정의 효율 향상을 도모할 수 있다. 제어방법의 적용에 앞서 제어대상공정인 활성슬러지 공정을 분석하여 이를 Matlab[®]5.3/Simulink[®]3.0을 이용하여 연속식반응기 모델을 구현하였다. IWA(International Water Association)와 COST(European Cooperation in the field of Scientific and Technical Research)에서 제시한 정상상태의 유입수 특성을 이용하여 모델의 정확성을 검증하였다. 본 논문에서는 이미 현장에서 사용중인 제어기법의 구현 및 성능 평가뿐만 아니라 다양한 고급제어기법들을 적용하여 새롭게 제안한 제어기법들이 실제 폐수처리장에 적용가능한지 여부를 검증하였다. 제어방법으로는 현장에서 일반적으로 사용되고 있는 비례-적분-미분제어기(Proportional-Integral-Derivative Controller: PID controller)와 PID제어기가 가진 장점과 퍼지 논리 제어기법이 가진 장점을 결합함과 동시에 제어기의 성능 향상 및 경제성을 높일 수 있는 퍼지 PID이득 조절기(fuzzy PID gain tuner)와 퍼지 셋포인트 변환기(fuzzy setpoint changer)를 적용하여 봄으로써 외란에 대해 강인한 제어기 설계의 가능성을 검증하였다.

주제어 : 활성슬러지, 퍼지 논리 제어, 퍼지 PID이득 조절기, 퍼지 셋포인트 변환기

1. 서론

폐수처리에 있어서 생물학적 영양염 제거를 위한 연속식반응기의 운전관리는 다양한 변수들의 원인, 결과의 결합에 의하여 결정되기 때문에 그 특성을 분석하기가 쉽지 않다. 연속식반응기는 각각의 반응조에 혐기, 무산소, 그리고 호기의 반응환경을 제공함으로써 탄소(유기물), 질소, 인을 제거한다. 연속식반응기는 조절해야 할 많은 변수들이 포함되어 있으며 반응기 공정의 설계를 위해서는 변화하는 유입

수의 양과 수질에 적용할 수 있는 체계적인 운전방법이 결정되어야 한다. 현재는 최초 플랜트 설계 과정에서 결정된 운전 방법과 시행착오를 통한 실질적인 운전자의 경험과 지식에 의하여 주관적으로 많은 부분이 결정되고 있다.

대규모 공정제어는 처음 운전을 시작할 때와 끝낼 때 뿐만 아니라 비정상상태이거나 운전조건을 변화시키는 순간 복잡한 동력학적 특성을 수반한다. 일반적으로 이러한 경우에서도 특별한 정상상태 또는 유사 정상상태로 간주하고 페루프 제어한다. 그러나

공정이 고장이나 외란에 의해 비정상상태에 들어갔을 때 플랜트 운전자는 다시 정상상태로 환원시키기 위하여 중요한 역할을 한다. 플랜트의 운전에 있어서 시작과 끝은 운전자가 있는 상황이므로 비정상상태의 다른 상황으로 생각할 수 있다. 이러한 상황이 발생했을 경우 동력학적 관제의 복잡성 때문에 플랜트의 페루프 또는 개루프 제어가 불가능하므로 운전자는 그의 지식을 이용하여 안정적인 제어를 위해 노력한다. 최근에는 제어기 성능을 향상시키는 과정에서 운전자의 경험에 근거한 지식을 중요하게 생각하게 되었다.¹⁾ 운전자의 경험에 의한 운전방법을 분석하고 적용하기 위한 연구가 있었으며,²⁾ 퍼지 신경 회로망(fuzzy neural network)을 이용하여 선박의 방향제어를 시도하였다.^{3~5)} 이러한 접근은 운전자 모델에 기초한 다항식 퍼지 신경회로망(polynomial fuzzy neural network(PFNN))^{6,7)} 구조를 발전시키는데 기여하였다.

본 논문에서는 효율적인 에너지 관리를 포함한 최적의 운전조건을 도출하기 위한 방법을 제시하고자 한다. 제어의 적용에 앞서 활성슬러지 모델 No.1 (Activated Sludge Model No.1)⁸⁾에 의한 기본적인 연속식반응기 시스템의 모델을 구현하였으며, 모델의 성능 평가를 통하여 모델의 타당성을 검증하였다. 유입수의 유량 및 특성의 변화에 따라 각기 다른 조건의 반응기에서 수질 및 특성 변화를 분석한 후, 현장에서 사용하는 전형적인 제어기법인 PID제어기법을 이용하여 모의실험한 결과를 검토하여 제어기의 성능 향상과 효율적인 에너지 관리의 관점에서 기존의 운전방법을 향상시킬 수 있는 제어 방법을 제안할 것이다. 이를 위해 PID제어기와 퍼지 논리^{10,11)}와의 결합에 의한 지능제어 방법을 구성하고 적용하여 성능을 비교 분석하고자 한다. 연속식반응기의 유출수의 수질을 향상시키며 동시에 효율적인 에너지 사용을 위해 기본적으로 제어되어야 할 것은 폭기량이다. 산소의 공급유무에 따라 각 반응기의 반응조건이 결정되며 연속식반응기를 이용하는 하·폐수처리장의 유지비의 상당부분이 반응기를 폭기시키는 데 사용되고 있으므로 전체적인 에너지 효율 역시 산소의 공급과 밀접한 관련이 있다. 따라서 산소의 공급, 반응시간의 조절이 필수적이라 할 수 있다. 저농도 또는 일정한 농도의 탄소, 질소, 인 등이 포함

된 유출수의 수질 향상을 위하여 각각의 반응공정에 있어서 공기의 양과 반응 시간의 조건을 결정하는 것을 목표로 하고 있다. 즉, 목적함수는 공기의 양과 반응 시간으로 구성되어 있으며, 출력은 유출수의 농도이다. 연속식반응기는 각각의 공정이 연속적 반응으로 구성되어 있으므로 각각의 반응공정을 고려하여 원인-결과 분석에 의한 연속공정의 최적화방법을 제시하며, 숙련된 운전자의 지식을 첨가할 수 있는 포괄적인 운전제어방법을 도출하려 한다.

2. 연속식반응기의 모델

실제적인 제어기법의 제안 및 적용에 우선하여 제어하고자 하는 플랜트의 특성을 분석하고 전반적인 하·폐수처리 시스템을 이해하는 과정은 필수적이다. 이를 위해서 Ulf Jeppsson의 Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes와 IWA 그리고 COST에서 제시한 Benchmark^{13~15)}를 기반으로 하여 ASM No.1을 적용한 연속식반응기 시스템을 모델링하는데 중점을 두었다.

IWA와 COST에서 제시한 Benchmark는 ASM No.1을 적용한 5개의 반응조와 이중지수 침전속도 함수¹⁶⁾를 이용한 2차 침전조로 구성되어 있는 것은 동일하다. IWA에서는 이러한 구성들을 다시 Carbon Removal Configuration, Nitrification Configuration, 그리고 Denitrification Configuration으로 구체화시키고 있는 반면 COST의 경우 Denitrification Configuration만을 이용하고 있다. 본 연구에서는 IWA와 COST에서 공통적으로 사용하고 있는 Denitrification Configuration을 Matlab® 5.3/Simulink®3.0^{17,18)}로 구현하였으며 이를 이용하여 여러 제어기법들을 적용하고 평가해 볼 수 있는 기본적인 모델로 선정하였다.

2.1. 활성슬러지 모델 No.1(Activated Sludge Model No.1)

1986년에 발표된 ASM No.1은 heterotrophs 및 autotrophs의 성장과 사멸 및 가수분해 등 8개의 공정과 4종류의 탄소성 물질 및 질소성 물질 등 시

Table 1. Activated sludge model No.1

Component →	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Process Rate, ρ_i (ML ³ T ⁻¹)
j	Process ↓	Si	Ss	Xi	Xs	X _{B,H}	X _{B,A}	X _P	So	S _{NO}	S _{NH}	S _{ND}	X _{ND}	SALK	
1	Aerobic growth of heterotrophs		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$
2	Anoxic growth of autotrophs		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{1-Y_H}{14 \times 2.86 Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_P X_{B,H}$
3	Aerobic growth of autotrophs						1		$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_H}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7 Y_A}$	$\mu_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{B,A}$
4	Decay of heterotrophs				$1 - f_P$	-1		f_P					$i_{XB} - f_P X_P$		$b_H X_{B,H}$
5	Decay of autotrophs				$1 - f_P$		-1	f_P					$i_{XB} - f_P X_P$		$b_A X_{B,A}$
6	Ammonification of soluble organic nitrogen										1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_A S_{NO} X_{B,H}$
7	Hydrolysis of entrapped organics		1		-1										$k_h \frac{X_{Sj} X_{B,H}}{K_X + (X_{Sj} X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$
8	Hydrolysis of entrapped organic nitrogen											1	-1		$\rho_i (X_{NO} / X_S)$
Observed conversion rate (ML ³ T ⁻¹)		$r_i = \sum_j \nu_{ij} \rho_j$													

시스템의 입력변수로서 13개의 성분을 포함한 Matrix 형태로 Table 1에 나타내었다. 유기물질 제거의 동력학식은 성장제한 기질에 대한 Monod식 형태로 나타내었다.

2.2. Benchmarks

반응조는 위의 ASM No.1을 바탕으로 구성하였고 2차 침전조의 경우는 이중지수 침전속도함수를 이용하여 10개의 층으로 나누었으며 침전조 내부에서의 생물학적인 반응은 없는 것으로 간주하였다. ASM No.1에서 사용된 Stoichiometric parameters, Kinetic parameters 그리고 이중지수 침전속도함수의 파라메타 값을 각각 Table 2, Table 3, Table 4에 나타내었다. 2차 침전조의 모델링에 사용된 이중지수 침전속도함수는 아래의 식과 같다.

$$J_s = \nu_s(X)X$$

$$\nu_s(X) = \max \{ 0, \min [\nu'_0, \nu_0 (e^{-\tau_s(X-X_{min})} - e^{-\tau_s(X-X_{max})})] \}$$

$$X_{min} = f_{ns} X_f$$

여기서, Solid flux due to gravity sedimentation

Table 2. Stoichiometric parameters

Y _A	g cell COD formed (g N oxidized) ⁻¹	0.24
Y _H	g cell COD formed (g COD oxidized) ⁻¹	0.67
f _P	dimensionless	0.08
i _{XB}	g N (g COD) ⁻¹ in biomass	0.08
i _{XP}	g N (g COD) ⁻¹ in endogenous mass	0.06

Table 3. Kinetic parameters

μ _H	day ⁻¹	4.0
K _S	g COD m ⁻³	10.0
K _{O,H}	g COD m ⁻³	0.2
K _{NO}	g NO ₃ -N m ⁻³	0.5
b _H	day ⁻¹	0.3
η _g	dimensionless	0.8
η _h	dimensionless	0.8
k _h	g slowly biodegradable COD (g cell COD · day) ⁻¹	3.0
K _X	g slowly biodegradable COD (g cell COD) ⁻¹	0.1
μ _A	day ⁻¹	0.5
K _{NH}	g NH ₃ -N m ⁻³	1.0
b _A	day ⁻¹	0.05
K _{O,A}	g O ₂ m ⁻³	0.4
k _a	m ³ · COD(g·day) ⁻¹	0.05

Table 4. The parameter value of double-exponential settling velocity function

	Parameter	Units	Value
Maximum settling velocity	ν_0	m.d ⁻¹	250.0
Maximum Mesilind settling velocity	ν_0	m.d ⁻¹	474
Hindered zone settling parameter	r_h	m ³ .(g SS) ⁻¹	0.000576
Flocculant zone settling parameter	r_p	m ³ .(g SS) ⁻¹	0.00286
Non-settleable fraction	f_m	m ³ .(g SS) ⁻¹	0.00228

Fig. 1. Denitrification configuration using Matlab[®]5.3/Simulink[®]3.0.

J_s , 총 슬러지 농도 X , 최고침전속도 ν_0 , 최고수포침전속도 ν_0 , 방해영역 침전계수 r_h , 응집영역 침전계수 r_p 이다.

2.3. Matlab[®]5.3/Simulink[®]3.0 모델

IWA에서 제시한 플랜트의 기본구성은 세 가지 형태로 구성되어 있으며, 세 가지 형태는 Carbon Removal Configuration, Nitrification Configuration, 그리고 Denitrification Configuration으로 구성되어 있고 이를 GPS-X[™](Hydromantis Inc.), Simba[™](ifak system GmbH), WEST[™](Hemmis n.v.), STOAT[™](WRc), 그리고 Fortran code(Alex *et al.*, 1999; Pons *et al.*, 1999)로 구현해 두고 있다.

본 연구에서는 제어 및 수치해석 분야에서 그 성

능을 인정받고 있으며 널리 사용되고 있는 Matlab[®] 5.3/Simulink[®]3.0을 이용하여 세 가지 기본적인 플랜트 구성 중 Denitrification Configuration을 구현하였다. 전체적인 모델의 구성은 Fig. 1에 나타내었으며 모델의 타당성 및 성능 평가를 위한 모의 실험은 Matlab[®]5.3에서의 ODE45(Fourth-order Runge-Kutta Method)를 이용하여 relative tolerance를 1e-6으로 두고 플랜트에 유입되는 유량과 각 성분별 농도는 IWA에서 성능평가를 위해서 제안한대로 DRY Weather에서 14일간의 평균값을 사용하였다. 무산소조인 첫 번째와 두 번째 반응조에서는 외부로부터의 공기 유입은 없으며 호기조인 세 번째와 네 번째의 반응조의 경우 K_a (oxygen mass transfer coefficient rate)값을 240 day⁻¹으로 두었고, 다섯 번째 반응조의 경우에는 84 day⁻¹로 둔 상태에서 PentiumIII 550MHz의 컴퓨터를 이용하여 100일동안 모의실험한 정상상태 결과를 측정하였다. Table 5의 제일 상단은 COST에서 제시한 Denitrifying System의 정상상태 결과이며 두 번째단이 Matlab[®]5.3/Simulink[®]3.0으로 본 연구에서 구현한 모델의 결과이다. 보다 용이한 비교 평가를 위해서 Table 5의 마지막 단은 각각의 결과의 차를 백분율로 표시한 것이다. 예를 들어, So의 각 반응조별 변화를 보면, COST에서 제시한 결과는 첫 번째 반응조가 0.0042984, 다섯 번째 반응조의 경우는 0.4909435이고 구현한 모델의 경우에는 각각 0.00429853, 0.49094176이다. COST의 결과에서 구현모델에서의 결과의 차를 백분율로 나타낸 것이 -0.002%가 된다. 이러한 오차는 미분방정식의 해를 구하는 과정에서 어떠한 수치해석 방법을 사용했는가에 따라 나타날 수 있으며, 일반적으로 오차가 소수이하 두 자리 이내이면 타당하다고 할 수 있으므로 전체적인 모델의 정확성은 상당히 높다고 볼 수 있다.

3. 연속식반응기를 위한 제어 방법들

현재 대부분의 하·폐수처리장에서 사용되고 있는 제어기는 PID제어기로 본 연구에서는 이미 사용되고 있는 제어기를 새로운 방법의 제어기로 교체하

Table 5. Performance index

(a) Dry weather steady-state simulation result

	TANK1	TANK2	TANK3	TANK4	TANK5
Si_in	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00
Ss_in	2.8082131	1.458794	1.1495418	0.9953239	0.8894928
Xi_in	1149.1252	1149.1252	1149.1252	1149.1252	1149.1252
Xs_in	82.134908	76.386187	64.854922	55.693982	49.305586
Xbh_in	2551.7658	2553.3851	2557.1314	2559.1826	2559.3436
Xba_in	148.38943	148.30914	148.94126	149.52712	149.79714
Xp_in	448.85186	449.52273	450.41834	451.31469	452.21112
So_in	0.0042984	0.0000631	1.7183778	2.4288838	0.4909435
Sno_in	5.36994	3.6619672	6.5408820	9.2989988	10.41522
Snh_in	7.9178845	8.3444148	5.5479452	2.9673854	1.7333316
Snd_in	1.2166405	0.8820648	0.8288868	0.7667866	0.6882800
Xnd_in	5.2848894	5.0290873	4.3924277	3.8790101	3.5271755
Salk_in	4.9277103	5.0801748	4.6747902	4.2934562	4.1255794
Q_in	92230.00	92230.00	92230.00	92230.00	92230.00

(b) Our model's steady-state result

	TANK1	TANK2	TANK3	TANK4	TANK5
Si_in	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00
Ss_in	2.8081634	1.458772	1.1495288	0.995314	0.889485
Xi_in	1149.1686	1149.1686	1149.1686	1149.1686	1149.1686
Xs_in	82.135498	76.386787	64.855512	55.69456	49.306164
Xbh_in	2551.8199	2553.4392	2557.1854	2559.2365	2559.3975
Xba_in	148.39509	148.3148	148.94693	149.5328	149.80281
Xp_in	448.87847	449.54936	450.44499	451.34136	452.2378
So_in	0.0042985	6.31E-05	1.7183006	2.4288224	0.4909418
Sno_in	5.3699727	3.6619852	6.5409593	9.2991026	10.415292
Snh_in	7.9176956	8.3442304	5.5476945	2.9671081	1.733085
Snd_in	1.216629	0.8820543	0.8288784	0.7667799	0.6882746
Xnd_in	5.2849396	5.0291387	4.392478	3.8790592	3.5272242
Salk_in	4.9276945	5.0801604	4.6747668	4.293429	4.1255567
Q_in	92230.00	92230.00	92230.00	92230.00	92230.00

(c) Error

	TANK1	TANK2	TANK3	TANK4	TANK5
Si_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Ss_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Xi_in	-0.04%	-0.04%	-0.04%	-0.04%	-0.04%
Xs_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Xbh_in	-0.05%	-0.05%	-0.05%	-0.05%	-0.05%
Xba_in	-0.01%	-0.01%	-0.01%	-0.01%	-0.01%
Xp_in	-0.03%	-0.03%	-0.03%	-0.03%	-0.03%
So_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Sno_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Snh_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Snd_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Xnd_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Salk_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Q_in	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

기보다는 우선적으로 PID제어기의 성능을 향상시키는 방법에 목적을 두고 있다. 지능제어 전략 수립에 앞서 관련된 이론들과 적용 과정 등을 정리하고 사용 가능성을 검토한 후, 하·폐수처리장에서 기본적으로 행하고 있는 제어 중 호기조의 산소 농도를 일정하게 유지하기 위해서 외부에서 주입되는 공기량을 조절해 주는 DO제어를 모의실험을 통해 실시한 결과를 보이도록 하겠다.

3.1. DO의 농도제어

IWA에서 제시한 Benchmark에서 제안된 Denitrification Layout은 Fig. 1에서와 같이 전탈질 공정으로 그 구성은 탈질을 위한 무산소조 2조와 질산화물 위한 호기조 3조의 순으로 되어 있다. 각 반응조의 용적은 무산소조가 1,000 m³, 호기조가 1,333 m³이며, 2차 침전조는 6,000 m³로 이루어져 있다. 탈질을 위하여 다섯 번째 반응조에서 첫 번째 반응조로 내부반송을 두었다. 따라서 호기조에서 질산화 과정을 통하여 생성된 질산성 질소는 다시 무산소조로 유입되어 탈질과정을 통하여 제거되어 진다. 결과적으로 다섯 번째 반응조는 질산화과정과 탈질과정을 연결시키는 역할을 하게 되는 것이므로, 다섯 번째 반응조의 DO농도가 너무 높으면 무산소 반응인 첫 번째 반응조에서의 탈질과정이 방해받을 수 있어서 유출수내의 질산성 질소의 농도가 증가하고, 이와 반대로 다섯 번째 반응조의 DO농도가 너무 낮은 경우에는 호기성반응인 질산화 반응이 제한되어 유출수내의 암모니아성 질소 농도가 증가하게 된다. 따라서 총괄적인 질소제거의 최적화를 위하여 다섯 번째 반응조의 DO농도는 적절한 값을 유지할 수 있도록 제어되어야 한다.

본 연구에서는 이를 위해서 다양한 제어 방법을 고찰하였으며 실제 현장에서 사용되고 있는 PID제어기를 구현하여 DO제어를 수행한 후 PID제어기가 가진 장점을 최대한 활용함과 동시에 성능을 향상시킬 수 있는 방법을 모색하게 되었다.

3.2. PID Control

잘 알려진 바와 같이 PID제어기는 많은 산업현장

에서의 복잡한 플랜트에 실제로 사용되고 있는 제어기로서 그 구성이 단순하면서도 안정적이며 가격 대 성능비가 높고 제어기의 조율이 상대적으로 쉬워 대다수의 제어기 설계자와 현장의 실무자들에게 각광 받고 있는 제어기 중의 하나이다. 특히 연속식반응기의 경우에서 볼 때 부하 변동에 대해 안정적인 제어기라는 점, 그리고 현장에서 실제로 적용되고 있다는 점 등의 장점이 있다. 그러나 PID제어기는 프로세서의 동력학적 거동이 일차 시스템이거나 이차 시스템일 경우에 그 성능이 뛰어난 반면에 고차시스템이거나 비선형 프로세서에 적용이 쉽지 않은 단점이 있다.

실제 현장의 대다수의 프로세서가 Fig. 2와 같이 여러 종류의 외란과 노이즈에 노출되어 있으며 그 특성이 고차의 비선형 프로세서임을 감안한다면 PID제어기를 이용한 것만으로 최적의 제어라고 할 수 없다. 또한 모델을 이용한 제어기 설계의 경우에는 모델링 과정에서 고려되지 않은 부분과 예상치 못했던 요인들로 인해 모의실험상에서는 잘 동작하지만 현장에 적용할 경우 제대로 동작하지 않는 것도 이러한 이유 때문이다. 실제 현장의 PID제어기를 조율하는 대표적인 예로 Ziegler-Nichols 방법¹⁹⁾이 있으며 이는 수학적 이론에 의한 것이라기보다는 경험에 의해 나오는 이득값을 취하는 방법으로 이 방법에 의한 제어기의 이득값 조율은 부하의 변화에 대해 안정적인 반면에 오버슈트(overshoot)와 정착시간(settling time)이 크다는 단점이 있다. 그래서 최초의 각 이득값은 Ziegler-Nichols 방법에 의해 구한 후 이 이득값을 현장 실무자의 경험에 의해 조금씩 다시 조율하는 방법을 사용하고 있다.

3.3. Ziegler-Nichols 방법

PID제어기의 설계과정에서는 세 가지 종류의 이득값들이 조절되어야 하기 때문에 근궤적법(Root locus method)과 보드선도(Bode plot)를 이용하는 설계방법들을 바로 사용할 수 없다. Ziegler-Nichols 방법은 간단하게 안정도를 판별하여 PID제어기의 이득값을 조율하는 방법으로부터 개발되었다. 그 과정을 간단히 소개하면, 첫째로, $K_d = K_i = 0$ 으로 두고, 시스템이 오실레이션할 때(즉, 폐회로의 극점이

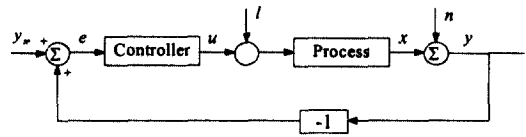


Fig. 2. Block diagram of a simple feedback loop.

$j\omega$ 축에 위치)까지 비레이득 K_m 값을 증가시킨다. 이 상태에서의 비레이득 K_m 값에 0.6을 곱하여 제어기의 비레이득 K_p 값을 결정하고 그의 나머지 이득값은 다음과 같은 방법으로 계산한다.

$$K_p = 0.6K_m \quad K_d = \frac{K_p \pi}{4\omega_m} \quad K_i = \frac{K_p \omega_m}{\pi}$$

여기서, K_m 은 비례제어기가 오실레이션할 때의 비레이득이고, ω_m 은 오실레이션 주파수이다. 이 기술은 제어기를 설계하기 위한 방법이 아니라 오히려 경험에 의한 결과라고 볼 수 있다. Ziegler와 Nichols는 이러한 과정이 제어기 설계에 있어서 좋은 동작을 보인다는 것을 알게 되었다. 공정제어 기술자들에게 의한 수년에 걸친 경험도 실제로 그것이 좋은 기술임을 증명하였다. 근궤적법이나 보드선도 둘 중 하나는 K_m 이나 ω_m 을 결정하는데 사용될 수 있다. 예를 들어서, 근궤적법은 플랜트 전달함수로부터 얻어진 근의 궤적이 $j\omega$ 축과 교차할 때의 이득이 K_m 이고, $j\omega$ 축의 주파수가 ω_m 이다. 보드선도에서는 이득 여유(Gain margin) 주파수 ω_{pc} 에서 $K_m = 10^{(GM/20)}$ 과 $\omega_m = \omega_{pc}$ 을 결정한다. 보드선도는 단지 근사적인 제어기의 이득값들을 제공한다.

3.4. 퍼지 논리에 의한 지능적 제어기

퍼지 시스템은 시스템에 들어오는 입력을 퍼지화한 후 퍼지 규칙을 참조하여 추론 엔진에서 얻은 퍼지화된 출력을 다시 비퍼지화시켜 crisp한 값을 얻는 시스템을 말한다. 퍼지 시스템은 퍼지 규칙과 연관된 추론 방법이 뛰어난 성능을 발휘한다. 따라서 비선형적인 근사와 모델링이 가능하며 본 논문에서는 주어진 데이터를 이용하여 가장 효과적인 퍼지 규칙을 만드는데 그 목적이 있다. 퍼지 규칙은 현장

실무자의 경험적인 제어 방법을 제어기의 설계에 적용하는 방법으로 기존의 제어 방법이 계산식에 의한 결과로서 결정되는 것임에 반해 상황에 따라 적절한 값을 추론해 냄으로써 인해 각광받고 있는 제어 방법이다.

3.5. 퍼지 PID 이득 조절기와 퍼지 셋포인트 변환기

제어기의 주목적은 제어 대상을 원하는 상태로 자연스럽게 도달하게 하는 적절한 명령들의 집합을 찾아내는 것이다. 많은 복잡한 시스템들이 선형방정식과 비선형방정식의 합으로 나타낼 수 있으며 제어기는 선형적인 부분뿐만 아니라 비선형적인 부분과 모델링 과정에서 무시되었던 부분까지도 고려해야만 한다. 가장 흔히 사용되고 있는 산업현장의 제어기는 PID제어기이며, 이 제어기의 특성과 제어방법은 오랜 기간의 연구로 잘 알려져 있다. 퍼지 논리 제어 방법은 비선형 시스템의 제어뿐만 아니라 여러 공정 제어와 관련되어 많은 연구들과 실제 적용 과정에서 그 성능을 인정받고 있다. 따라서 퍼지 PID 제어 전략은 PID제어기의 장점과 퍼지 논리 제어의 장점을 결합시켜 전체적인 제어기의 성능을 향상시킬 수 있다. Fig. 3은 운전자 모델의 학습 알고리즘을 보이고 있다. 운전자 모델은 프로세스에 대한 많은 경험을 가진 숙련된 운전자와 병렬로 연결되어 비정상적인 상태이거나 위급한 상황에서 운전자의 운전방법과 지식을 학습하고 따라 하게 된다. 결국, 경험에 입각한 정보, 스스로 학습한 정보, 그리고 운전자의 지식이 운전자 모델을 발전시키는 데 사용된다.

Fig. 3에서 운전자 모델은 두 가지 제어구조를 갖는다. 제어기의 이득(Gain)을 조율하기 위한 직접

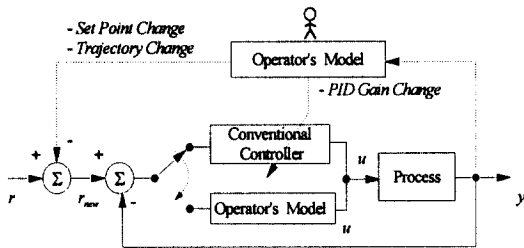


Fig. 3. The operator's model as an element in the control hierarchy.

적인 내부루프(inner loop)제어와 전체 프로세서를 감독하고 외란에 대해 안정하면서도 강한 성능을 유지하기 위한 새로운 셋포인트(Setpoint)와 운전조건을 제공하는 외루프(outer loop)제어를 행한다.

4. 지능제어의 적용 및 분석

4.1. 퍼지 셋포인트 변환기(Fuzzy Setpoint Changer)

본 연구에서 제안한 첫 번째 방법은 퍼지 셋포인트 변환기²⁰⁾로 Fig. 4와 같이 구성되어 있다. 퍼지 셋포인트 변환 방법은 일정한 표본추출시간(sampling time)마다 프로세서 출력의 오차와 오차의 변화율을 이용하여 셋포인트(Setpoint)에 어느 정도의 가감을 주어 PID제어기가 내부적으로는 새로운 셋포인트를 추종하도록 하여 시스템의 응답속도를 향상시키는 제어 전략이다. 이 방법은 현장에서 실제 운전되고 있는 PID제어기에 간단한 퍼지 셋포인트 변환기를 적용하여 전체적인 성능을 향상시킬 수 있는 장점을 가지고 있다. 즉 일정한 표본추출시간마다 그 때의 DO농도를 측정하고 원하는 셋포인트와의 오차와 오차의 변화율을 퍼지 논리 규칙의 입력으로 두어 적절한 퍼지 규칙에 따른 추론을 통하여 새로운 셋포인트를 제시하게 되는 것이다. 그러면 다음 표본추출시간까지는 내부적으로 새로운 셋포인트를 PID제어기가 추종하도록 하는 방법이다. 예를 들면, 방안의 온도를 18℃로 유지하기 위해서 최초의 온도를 보고 온도가 낮은 경우 난방기를 최고 온도 근처, 즉 28℃로 설정하여 운전한 후 어느 정도 시간이 지나 원하는 온도 근처에 도달하면 그

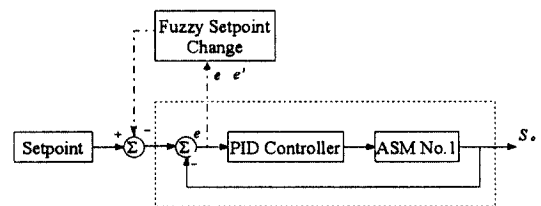


Fig. 4. Block diagram of a fuzzy setpoint changer.

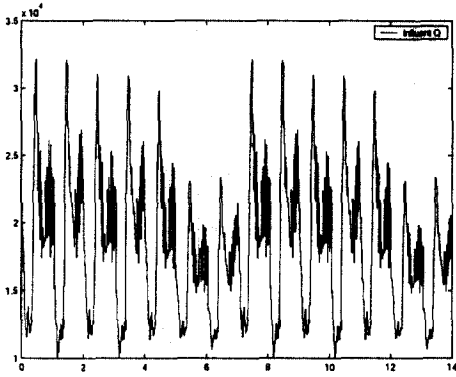


Fig. 5. Influent flowrate for 14days in the condition of DRY Weather.

때 다시 18℃로 설정하는 것과 같은 이치이다. 이는 우리가 원하는 셋포인트는 18℃이지만 내부적으로 28℃를 설정하여 최대한 빨리 원하는 온도까지 변화를 시키고 만일 18℃ 이상이면 다시 17℃로 설정하고 그 후에 18℃로 설정하는 등과 같이 어느 정도 범위까지는 최대한 빨리 변화시킨 후 다시 새로운 셋포인트를 설정해 주는 방법이다. 이러한 제어전략은 이미 현장에서 작동되고 있는 PID제어기를 이용하고 그 이득값을 변화시키지 않으므로 해서 보다 안정적인 제어가 가능하며 이득값이 변화함으로써 발생할 수 있는 여러 문제점들을 줄일 수 있다는 장점이 있다. 실제 현장에서 시스템 운용자가 경험에 의해서 기본적인 입력값의 변화를 시행하는 셋포인트 변환을 본 논문에서는 퍼지 규칙으로 구성시킨 것이다.

본 논문에서는 IWA에서 제시한 14일 동안의 DRY Weather의 데이터를 이용하였으며 유입유량의 변화는 Fig. 5와 같다. 제어기없이 모델에 적용하여 Fig. 6과 같은 DO농도 변화의 데이터를 분석한 후, 다섯 번째 반응조 내의 유지해야 할 산소농도를 2 mg/L로 정하고 K_d 값을 조절하기로 하였으며 K_d 값의 범위를 실제 상황과 같이 0 day⁻¹에서 240 day⁻¹로 제한한 후 PID제어기의 각 이득값은 $K_p = 80$, $K_i = 3.2$, 그리고 $K_d = 400$ 으로 두고 모의실험하여 Fig. 7과 Fig. 8과 같은 산소의 농도와 오차를 각각 얻었다. 다음으로 같은 이득값을 갖는 PID제어기에 셋포인트 변화를 주어 모의실험했을 때의 결과이다. 퍼지 셋포인트 변환기의 표본추출시간은 1/96 day⁻¹이고 반응조 내의 산소농도의 변화

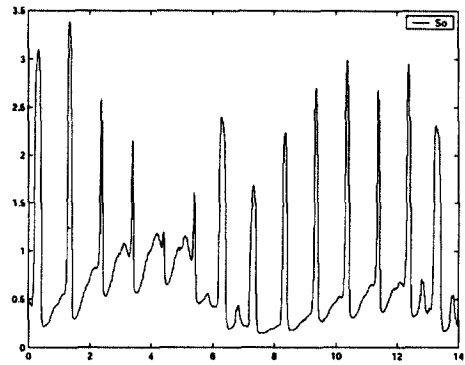


Fig. 6. Uncontrolled So in the 5th reactor.

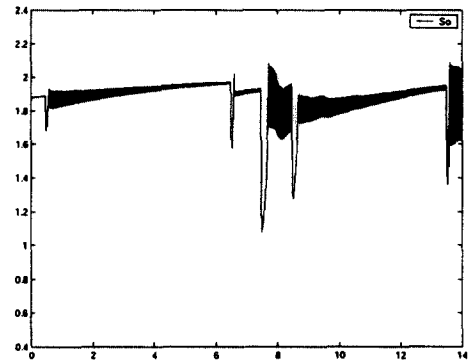


Fig. 7. Controlled So with PID controller in the 5th reactor.

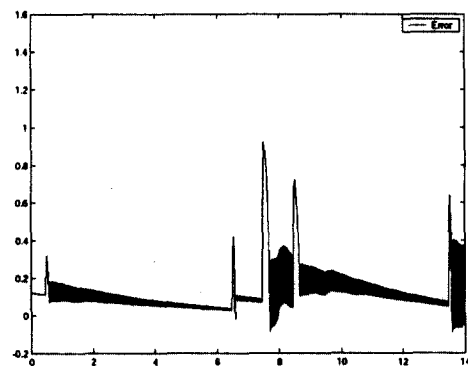


Fig. 8. Errors of the So with PID controller.

는 Fig. 9와 같다. 퍼지 셋포인트 변환기의 입력이 되는 오차는 Fig. 10과 같으며 오차와 오차의 변화율로 새롭게 결정된 셋포인트가 Fig. 11에 나타나고 있으며 실제 다섯 번째 반응조로 들어가는 K_d

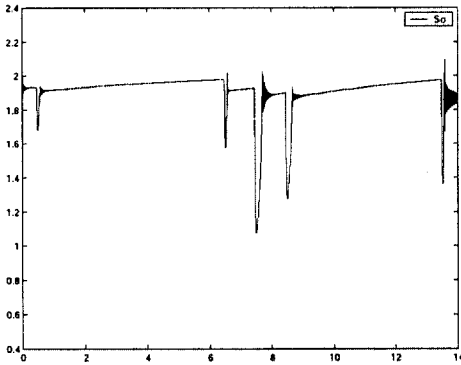


Fig. 9. Controlled S_o with PID controller plus fuzzy setpoint changer in the 5th reactor.

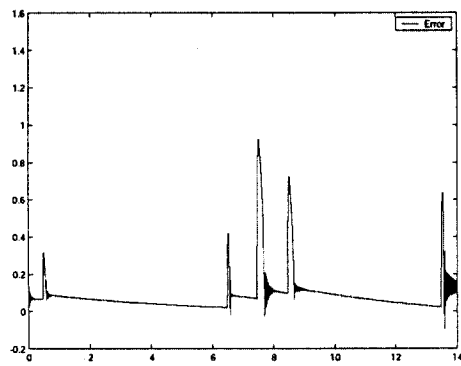


Fig. 10. Errors of the S_o with PID controller plus fuzzy setpoint changer.

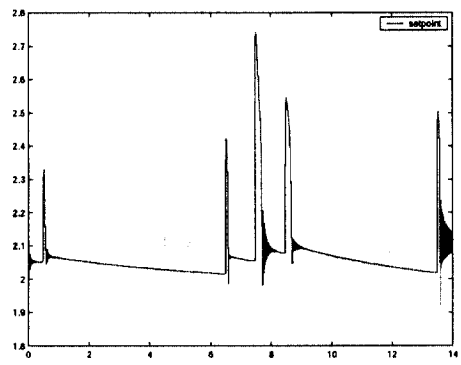


Fig. 11. New setpoints generated by fuzzy setpoint changer.

값은 Fig. 12와 같다. 결과에서 보는 바와 같이 단순한 PID제어기가 갖는 오실레이션 부분이 상당히 개선되어 전체적인 산소농도의 변화가 줄어들었다.

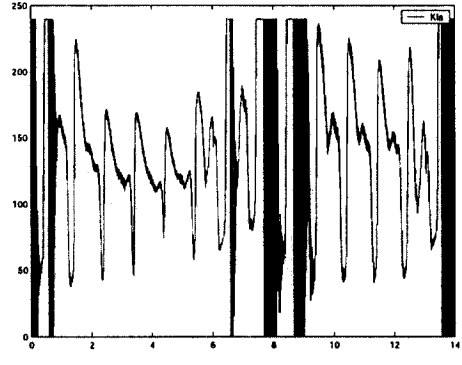


Fig. 12. The change of the K_p ($0 \leq K_p \leq 240$).

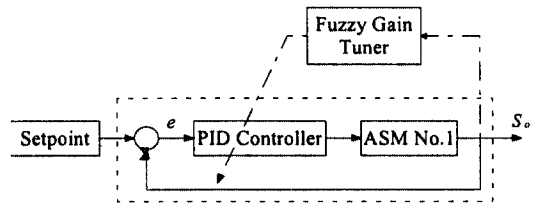


Fig. 13. Block diagram of a fuzzy PID gain tuner.

그리고 내부적으로 새로운 셋포인트 변화에 의한 것이므로 전체적인 출력의 변화는 적으면서도 안정적으로 제어된다는 사실을 알 수 있다.

4.2. 퍼지 PID 이득 조절기(Fuzzy PID Gain Tuner)

본 연구에서 제안한 두 번째 제어 전략으로 Fig. 13과 같은 퍼지 이득 조절기²¹⁾를 PID제어기와 병렬로 설치하여 퍼지 PID 이득 조절기(Fuzzy PID Gain Tuner)를 구성하였다. Fig. 13에서의 제어구조는 우선 PID제어기의 간단한 구조와 부하 변동에 대한 시스템의 안정적인 제어라는 점과 현재 현장에서 실제로 사용되고 있다는 점 등의 장점을 최대한으로 활용할 수 있는 특징이 있다. 또한 활성슬러지 공정이 비선형적이고 다양한 외란이 존재하는 플랜트의 특성을 고려하여 PID제어기의 이득을 변환시켜 성능을 향상시킬 수 있는 장점이 있다. 퍼지 이득 조절기는 정해진 시간동안 여러 차례의 반복적인 플랜트의 운전을 통하여 최적의 PID제어기의 각 이득

값을 찾는 방법으로 주어진 시간동안의 운전 결과를 분석하여 다음 번 플랜트의 운전을 위하여 PID제어기의 이득값을 조금씩 변환시키는 방법이다. 이론적으로는 최초의 PID제어기의 이득값은 Ziegler-Nichols 방법을 이용하여 구하고 성능 향상을 위한 미세한 이득값 조율은 퍼지 이득 조절기가 맡게 된다. 위의 방법을 실제 ASM No.1에 적용하기 전 단계로 퍼지 PID 이득 조절기의 성능을 검증하기 위해서 대표적인 삼차 시스템을 통해서 이를 검증하였다. 검증대상 플랜트(reference)의 전달함수는

$$G(s) = \frac{400}{s(s^2 + 30s + 200)}$$

이고, 위 전달함수는 다음과 같은 특징을 가지고 있다. 폐회로의 극점 = $\{-4.2 \pm j0.93, -21.59\}$, 이득과 교차되는 주파수 = 1.95 rad/sec, GM = 23 dB, PM = 73 degrees이다. 페루프의 계단응답특성은 오버슈트를 가지지 않고, 단위계단입력의 정상상태 오차는 0.5이다. Ziegler-Nichols 방법을 적용하기 위해서 K_m 과 ω_m 을 근계적법을 이용해서 구하면 $K_m = 14$, $\omega_m = 14$ rad/sec이다. 이 값을 Ziegler-Nichols의 식에 대입하여 PID제어기의 각 이득값을 구하면 $K_p = 9$, $K_d = 0.5$, $K_i = 40$ 이다. Ziegler-Nichols 방법에 의한 결과를 PID제어기의 이득값으로 했을 경우의 응답특성은 Fig. 14와 같다. 퍼지 이득 조절기를 사용한 24번의 모의실험 결과는 Table 6과 같고 모의실험과정에서 변화하는 시스템의 출력을 Fig. 15에, 그리고 최종적으로 퍼지 PID 이득 조절기에서 나온 응답특성을 Fig. 16에 각각 나타내었다. Table 6에서 보는 바와 같이 운전이 거듭되면서 PID제어기의 이득값이 변화함을 볼 수 있고, 최종적인 결과(Fig. 16)는 Ziegler-Nichols 방법에 의한 응답결과(Fig. 14)보다 우수함을 알 수 있다. 검증과정을 통해서 알 수 있는 바와 같이 Ziegler-Nichols 방법에 비해 퍼지 이득 조절기를 적용할 경우 초기에는 그 응답이 유사하지만 퍼지 이득 조절기의 역할에 의해 점차적으로 오버슈트가 감소하면서 전체적인 응답특성이 향상됨을 알 수 있다. 이를 통해 제안된 퍼지 이득 조절기가 이차 이상의 시스템에서도 그 성능을 잘 발휘하고 있다는 것을 알게 되었고, 이를 실제 ASM No.1의 모의실험

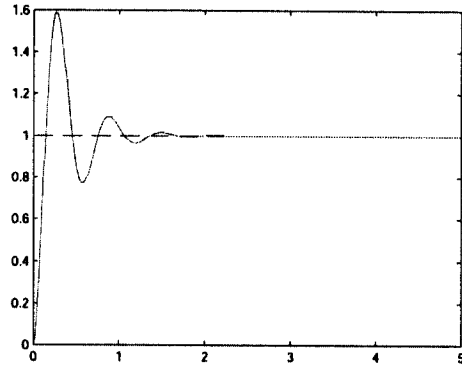


Fig. 14. Step response of the Ziegler-Nichols method.

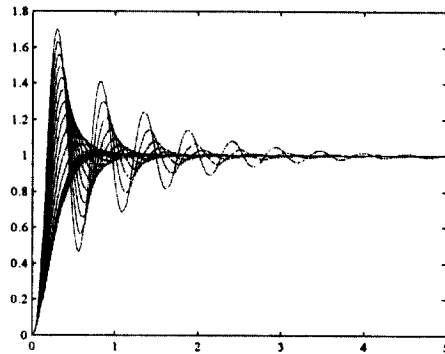


Fig. 15. Step response of the fuzzy gain tuner in each step.

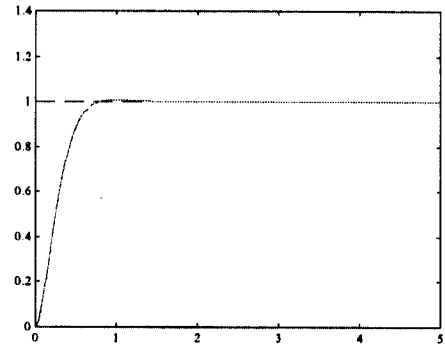


Fig. 16. Final step response of the fuzzy gain tuner.

에 적용시켰을 경우 각 이득값에 따른 결과를 Table 7과 Table 8에, 그리고 Fig. 17에 나타내었다. 각기 다른 PID제어기 초기값을 가지고 모의실험한 결과이다. Fig. 17(a)와 Fig. 17(b)의 경우는 초기의 PID제어기의 이득값을 $K_p = 10$, $K_d = 0$, $K_i = 5$ 과

Table 6. Updated PID controller gains at the fuzzy gain tuning process

Count	Kp	Ki	Kd	damping	sserror	freq
1	10	0	0	0.7	-0.004	0.62
2	9.022	0.001	0.016	0.631	0.001	0.64
3	8.085	0.002	0.032	0.561	0	0.66
4	7.222	0.003	0.046	0.493	0	0.7
5	6.424	0.004	0.058	0.428	0	0.72
6	5.667	0.005	0.068	0.363	0	0.76
7	4.932	0.006	0.077	0.298	0	0.82
8	4.227	0.006	0.084	0.232	0	0.88
9	3.575	0.007	0.09	0.169	0	0.96
10	2.991	0.008	0.095	0.11	0	1.08
11	2.479	0.008	0.097	0.06	-0.001	1.26
12	2.119	0.008	0.098	0.028	-0.001	1.5
13	2.028	0.008	0.099	0.021	-0.001	1.6
14	1.987	0.008	0.099	0.018	-0.001	1.66
15	1.958	0.008	0.1	0.016	-0.001	1.7
16	1.935	0.008	0.1	0.014	-0.001	1.74
17	1.916	0.008	0.101	0.013	-0.001	1.76
18	1.899	0.008	0.101	0.012	-0.001	1.8
19	1.883	0.008	0.101	0.011	-0.001	1.84
20	1.869	0.008	0.101	0.01	-0.001	1.86
21	1.856	0.008	0.101	0.009	-0.001	1.88
22	1.844	0.008	0.102	0.008	-0.001	1.92
23	1.833	0.007	0.102	0.008	-0.001	1.94
24	1.822	0.007	0.102	0.007	-0.001	1.98

$K_p=100, K_d=0, K_i=50$ 로 주었을 때의 결과이다. 이득값이 $K_p=10, K_d=0, K_i=5$ 일 경우에는 원하는 기준값(여기서는 1)에 미치지 못하는 성능을 보이고 있다. $K_p=100, K_d=0, K_i=50$ 일 경우에는 기준값으로 수렴하고는 있지만 퍼지 보상기의 역할이 거의 나타나지 않아 다시 이득값들의 초기치를 위의 두 값들 사이의 값으로 다음과 같이 변화시켜 보았다.

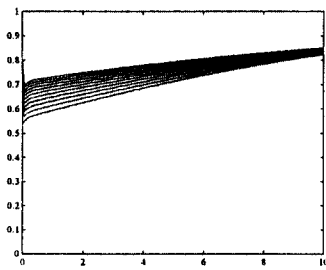
$$K_p=67.73, \quad K_d=2.887, \quad K_i=5.704$$

$$K_p=50, \quad K_d=10, \quad K_i=40$$

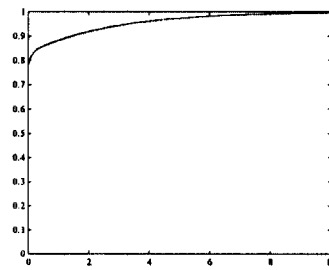
Fig. 17(c)과 Fig. 17(d)에서 나타난 결과를 보면 퍼지 보상기의 역할이 어느 정도 나타나면서 점점 기준값에 가까이 가고 있는 것을 알 수 있다.

5. 결 론

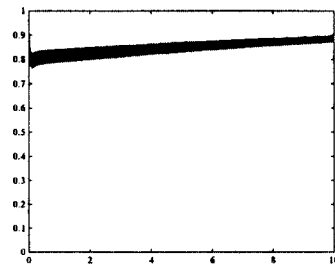
연속식반응기는 조절되어야 할 변수들이 매우 많고 포함되어 있으며 반응기 공정의 설계를 위해서는 변화하는 유입수의 양과 수질에 적용할 수 있는 체



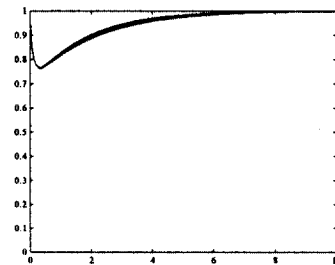
(a) $(K_p, K_d, K_i)=(10, 0, 5)$



(b) $(K_p, K_d, K_i)=(100, 0, 50)$



(c) $(K_p, K_d, K_i)=(67.73, 2.887, 5.704)$



(d) $(K_p, K_d, K_i)=(50, 10, 40)$

Fig. 17. Controlled So in the ASM No.1 with the fuzzy gain tuner at the different PID gains.

Table 7. Updated PID controller gains at the fuzzy gain tuning process: (i) $(K_p, K_d, K_i) = (10, 0, 5)$, (ii) $(K_p, K_d, K_i) = (100, 0, 50)$

Count	Kp	Ki	Kd	damping	sserror	freq
1	10	5	0	-0.177	0.177	-9
2	13.541	5.036	0.177	-0.174	0.174	-9
3	17.021	5.072	0.351	-0.171	0.171	-9
4	20.437	5.108	0.522	-0.168	0.168	-9
5	23.786	5.143	0.689	-0.165	0.165	-9
6	27.067	5.179	0.853	-0.162	0.162	-9
7	30.278	5.215	1.014	-0.159	0.159	-9
8	33.42	5.25	1.171	-0.156	0.156	-9
9	36.497	5.286	1.325	-0.154	0.154	-9
10	39.512	5.321	1.476	-0.151	0.151	-9
11	42.467	5.356	1.623	-0.148	0.148	-9
12	45.364	5.391	1.768	-0.146	0.146	-9
13	48.204	5.426	1.91	-0.143	0.143	-9
14	50.986	5.461	2.049	-0.141	0.141	-9
15	53.713	5.496	2.186	-0.136	0.139	-9
16	56.325	5.531	2.316	-0.13	0.137	-9
17	58.809	5.566	2.44	-0.125	0.135	-9
18	61.179	5.6	2.559	-0.12	0.133	-9
19	63.447	5.635	2.672	-0.116	0.131	-9
20	65.627	5.67	2.781	-0.113	0.129	-9
21	67.73	5.704	2.887	-0.109	0.128	-9

Count	Kp	Ki	Kd	damping	sserror	freq
1	100	50	0	-0.004	0.004	-9
2	100.063	50.031	0.003	-0.004	0.004	-9
3	100.125	50.061	0.006	-0.004	0.004	-9
4	100.188	50.092	0.009	-0.004	0.004	-9
5	100.251	50.123	0.013	-0.003	0.003	-9
6	100.313	50.154	0.016	-0.003	0.003	-9
7	100.375	50.184	0.019	-0.003	0.003	-9
8	100.438	50.215	0.022	-0.003	0.003	-9
9	100.5	50.246	0.025	-0.003	0.003	-9
10	100.562	50.277	0.028	-0.003	0.003	-9
11	100.624	50.307	0.031	-0.003	0.003	-9
12	100.686	50.338	0.034	-0.003	0.003	-9
13	100.748	50.369	0.037	-0.003	0.003	-9
14	100.81	50.399	0.04	-0.003	0.003	-9
15	100.872	50.43	0.044	-0.003	0.003	-9
16	100.933	50.461	0.047	-0.003	0.003	-9
17	100.995	50.492	0.05	-0.003	0.003	-9
18	101.057	50.522	0.053	-0.003	0.003	-9
19	101.118	50.553	0.056	-0.003	0.003	-9
20	101.18	50.584	0.059	-0.003	0.003	-9
21	101.241	50.614	0.062	-0.003	0.003	-9
22	101.302	50.645	0.065	-0.003	0.003	-9
23	101.363	50.676	0.068	-0.003	0.003	-9
24	101.425	50.707	0.071	-0.003	0.003	-9

Table 8. Updated PID controller gains at the fuzzy gain tuning process: (i) $(K_p, K_d, K_i) = (67.73, 2.887, 5.704)$, (ii) $(K_p, K_d, K_i) = (50, 10, 40)$

Count	Kp	Ki	Kd	damping	sserror	freq
1	67.73	5.704	2.887	-0.109	0.128	-9
2	69.764	5.739	2.989	-0.106	0.126	-9
3	71.737	5.773	3.087	-0.103	0.125	-9
4	73.648	5.807	3.183	-0.101	0.123	-9
5	75.506	5.842	3.276	-0.098	0.122	-9
6	77.313	5.876	3.366	-0.096	0.121	-9
7	79.076	5.91	3.454	-0.094	0.119	-9
8	80.797	5.945	3.54	-0.092	0.118	-9
9	82.479	5.979	3.624	-0.09	0.117	-9
10	84.126	6.013	3.707	-0.089	0.116	-9
11	85.74	6.047	3.787	-0.087	0.115	-9
12	87.322	6.081	3.867	-0.085	0.114	-9
13	88.874	6.115	3.944	-0.084	0.113	-9
14	90.396	6.149	4.02	-0.083	0.112	-9
15	91.891	6.184	4.095	-0.081	0.111	-9
16	93.359	6.218	4.168	-0.08	0.11	-9
17	94.801	6.251	4.241	-0.079	0.109	-9
18	96.221	6.285	4.312	-0.078	0.108	-9
19	97.618	6.319	4.381	-0.077	0.107	-9
20	98.995	6.353	4.45	-0.076	0.106	-9
21	100.351	6.387	4.518	-0.075	0.105	-9
22	101.688	6.421	4.585	-0.074	0.105	-9
23	103.006	6.455	4.651	-0.073	0.104	-9
24	104.307	6.489	4.716	-0.072	0.103	-9

Count	Kp	Ki	Kd	damping	sserror	freq
1	50	40	10	-0.001	0.001	-9
2	50.021	40.307	10.01	-0.001	0.001	-9
3	50.04	40.613	10.02	-0.001	0.001	-9
4	50.058	40.92	10.029	-0.001	0.001	-9
5	50.074	41.226	10.037	-0.001	0.001	-9
6	50.09	41.532	10.045	-0.001	0.001	-9
7	50.104	41.839	10.052	-0.001	0.001	-9
8	50.117	42.145	10.059	-0.001	0.001	-9
9	50.129	42.452	10.065	-0.001	0.001	-9
10	50.14	42.758	10.07	-0.001	0.001	-9
11	50.15	43.064	10.075	-0.001	0.001	-9
12	50.159	43.371	10.08	0	0	-9
13	50.167	43.677	10.084	0	0	-9
14	50.174	43.983	10.087	0	0	-9
15	50.181	44.29	10.09	0	0	-9
16	50.186	44.596	10.093	0	0	-9
17	50.191	44.902	10.095	0	0	-9
18	50.195	45.209	10.097	0	0	-9
19	50.198	45.515	10.099	0	0	-9
20	50.201	45.821	10.1	0	0	-9
21	50.203	46.127	10.101	0	0	-9
22	50.204	46.433	10.102	0	0	-9
23	50.205	46.74	10.102	0	0	-9
24	50.205	47.046	10.103	0	0	-9

계적인 운전 방법이 결정되어야 한다. 본 논문에서는 효율적인 에너지 관리를 포함한 최적의 운전조건을 도출하기 위한 방법으로 실제 현장에서 사용되고 있는 PID제어기를 구현하여 DO제어를 수행한 후 이를 분석하여 PID제어기가 가진 장점을 최대한 활용함과 동시에 성능을 향상시킬 수 있는 방법으로 퍼지 셋포인트 변환 방법과 퍼지 이득 변환기를 제안하였으며 이를 이용하여 보다 안정적이면서도 플랜트의 응답이 개선될 수 있다는 가능성을 제시하였다. 퍼지 셋포인트 변환기의 경우 PID제어기의 우수한 성능을 그대로 계승하면서도 그 성능을 향상시키고 보다 강인하고 안정한 제어방법으로 평가할 수 있으며 적절한 PID제어기의 이득값을 찾아내는 방법으로 퍼지 이득 변환기를 이용하여 PID제어기의 이득값을 조절할 수 있다는 사실을 검증하였다. 이를 통하여 활성슬러지 공정에 기초한 연속식반응기의 국부적인 제어를 실행할 수 있으며 보다 효율적인 에너지 관리와 보다 안정적인 제어가 가능하며 시스템의 비선형성과 유입수의 변화를 극복할 수 있는 강인한 제어기를 설계하여 외란과 노이즈의 영향을 적게 받으면서도 유출수의 수질을 향상시킬 수 있다.

사 사

본 논문은 한국과학재단 지정 환경기술·산업개발연구센터(RRC-IETI)의 지원(과제번호: 99-10-01-03-A-3)에 의하여 연구되었으며 이에 감사드립니다.

참 고 문 헌

1. Yamamoto, S., Kimura, R., and Miyahara, H., "Automatic knowledge acquisition system for blast furnace distribution operation," *Proceedings of the 12th Triennial World Congress of the Internal Federation of Automatic Control*, Sydney, Australia, pp. 179~184(1993).
2. Sawaragi, T., Ogawa, K., Katai, O., and Iwai, S., "Skill acquisition for intelligent fuzzy controller by analyzing operators control action sequence," *SICE89*, pp. 1369~1372(1989).
3. Nakayama, S., Horikawa, S., Furuhashi, T., and Uchikawa, T., "Knowledge acquisition of strategy and tactics using fuzzy neural networks," *Int'l. Joint Conf. on Neural Networks*, Baltimore, Maryland, pp. 751~756(1992).
4. Hiraga, I., Furuhashi, T., and Uchikawa, Y., "Acquisition of operators rules for collision avoidance using fuzzy neural networks," *IEEE Trans. on Fuzzy Systems*, **3**, 280~287(1995).
5. Sungshin, Kim, "A Neuro-Fuzzy Approach to Integration and Control of Industrial Processes: Part I," *Journal of Fuzzy Logic and Intelligent Systems*, **6**, 58~69(1998).
6. Sungshin, K. and Vachtsevanos, G. J., "A polynomial fuzzy neural network for identification and control," *Conf. of the North American Fuzzy Information Processing Society*, NAFIPS'96, pp. 5~9, June 19~22(1996).
7. Sungshin, Kim and Man Hyung, Lee, "A Polynomial Fuzzy Neural Network for Modeling and Control," *4th Int'l. Symposium on Artificial Life and Robotics*, Oita, Japan, Vol. 2, pp. 142~145(1999).
8. Henze, M., Grady, C. P. L. Jr., Gujer, W., Marais, G. v. R., and Matsuo, T., IAWQ Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment, Activated sludge model No. 1, Scientific and Technical Reports No. 1, IAWQ(1986).
9. Astrom, K. and Hagglund, T., *PID Controllers: Theory, Design and Tuning*, New York, ISA(1995).

10. Kim, S., Kumar, A., Dorrity, J. L., and Vachtsevanos, G., "Fuzzy modeling, control, control and optimization of textile process." *Proc. of the 1994 Int. Joint Conf. of NAFIPS/IFIS/NASA*, pp. 32~38(1994).
11. Lin, C. and Lee, C. S. G., *Neural Fuzzy Systems*, Prentice Hall(1996).
12. Jeppson, U., *Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes*, Ph.D Thesis, Dept. of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund Institute of Technology, Sweden(1996).
13. Carl-Fredrik Lindberg, *Control and Estimation Strategies Applied to The Activated Sludge Process*(1997).
14. <http://spb.wau.nl/iawqstrprojct/benchmark.htm>.
15. <http://www.ensic.u-nancy.fr/COSTWWTP>.
16. Takacs, L., Party, G. G., Nolasco, D., "A dynamic model of the clarification-thickening process." *Water Research*, **25**, 1263~1271(1991).
17. The Mathworks, Inc. *Simulink® Dynamic System Simulation for Matlab® Using Simulink® version 2*(1996).
18. Ned Gulley, J.-S. and Roger Jang, *Fuzzy logic Toolbox for use with Matlab®, The Mathworks, Inc.*(1995).
19. Shahian, B. and Hassul, M., *Control System Design using Matlab*, Prentice Hall, pp. 171~173(1993).
20. Hao Ying, "Theory and application of a novel fuzzy PID controller using a simplified Takagi-Sugeno rule scheme." *Information Science 123*, pp. 281~293(2000).
21. James Carvajal, Guanrong Chen, Haluk Ogemen, "Fuzzy PID controller : Design Performance evaluation, and stability analysis," *Information Science 123*, pp. 249~270(2000).