

생물학적 영양소 제거공정의 적정 설계 및 운전인자 도출을 위한 간단한 수학적 접근법

김태훈 · 하준수* · 박재홍** · 김성원*** · 최의소****†

한국수자원공사

*그린텍 환경컨설팅

**국립환경과학원 수질총량관리센터

***고려대학교 사회환경시스템공학과

Simplified Mathematical Approach for Optimum Design and Operation Parameters of the Full-Scale BNR Processes

Tae-Hoon Kim · Jun-Soo Ha* · Jae-Hong Park** · Sung-Won Kim*** · Euiso Choi****†

Korea Water Resources Corporation

*Green Tech Environmental Consulting Co., Ltd.

**Watershed Management Research Division, National Institute of Environmental Research

***Department of Civil & Environmental Engineering, Korea University

(Received 17 January 2005, Accepted 31 May 2005)

Abstract

The conventional activated sludge processes were operated as a combined organic substrate removal and nitrification. So, it was necessary to provide with oxygen for both carbon and ammonia removal. But, in the BNR processes, nitrification is separated from carbon removal that causes fast ammonia oxidation and reduced oxygen demands. And most of the substrate is utilized by denitrification organisms and phosphorus accumulating organisms. with these appearances, mathematical model for BNR processes different from IWA ASM can be simplified and applied. In this study, it was performed that the existing equations as McKinney model, nitrification model published by U.S. EPA and oxygen demands from stoichiometry and the relationship between NUR and OUR were applied to full-scale BNR processes and the results were compared with the measured. and it is possible to make out the optimum design parameter from those equations.

keywords : Nitrification, Denitrification, Oxygen uptake rate, Biological nutrient removal, Hydraulic retention time, Active biomass

1. 서론

재래식 일반 활성슬러지 공법은 오늘날 가장 널리 이용되고 있는 공법이고 하·폐수내의 생물분해 가능한 유기물질(BOD₅)을 제거하는 데 성공적으로 운전되고 있다.

그러나 방류수내의 BOD₅ 농도를 엄격하게 규제하여도 질소 및 인과 같은 영양소가 수계로 유출되면 BOD₅를 유발할 수 있는 잠재력을 갖는다. 따라서 질소와 인의 처리 없이 수계의 BOD₅를 저감한다는 것은 불가능하며, 앞으로 신설되는 하수처리장의 경우 대부분이 질소와 인을 동시에 제거하는 고도처리공정으로 설계 및 시공되고 있고 많은 기존의 일반 활성슬러지 공정도 고도처리공정으로 개선하는 방향으로 나아가고 있다.

이러한 하수처리장의 변화에 따라 활성 슬러지 공법을

수학적으로 해석하는 방법도 CBOD₅의 제거에 초점을 맞춘 기존의 방법을 탈피하여 점차 질소와 인의 제거를 포함한 해석방법이 지속적으로 개발되어 왔다. IWA(International Water Association)는 ASM No. 1(Activated Sludge Model No. 1)을 소개하여 생물반응조 내 유기물제거 기작 및 질산화-탈질 공정을 수학식으로 나타내었으며 그 모델은 지속적으로 발전되어 최근에는 ASM No. 3(IWA, 2000)까지 발표되었다. 이 모델은 복합 Monod식을 이용하는 것으로 batch-test를 통하여 얻은 각종 미생물의 최대 비성장 속도를 기본으로 하고, 각 반응조의 전자 수용체의 조건변화 및 기타 환경변화를 제한인자로 하여 성장속도의 변화에 따른 전자 공여체와 수용체 및 미생물 개체변화를 나타내었다. 그러나 모델이 복잡해짐에 따라 하수처리에 직접 영향을 주는 주요 인자들을 찾아내는데 많은 어려움이 있으며, 실질적인 설계에 응용되기에도 까다롭다.

따라서 본 연구에서는 유기물 제거 및 질산화 화학량론을 이용한 미생물 성장 및 전자 수용체 변화 방정식을 이

* To whom correspondence should be addressed.
echoi@korea.ac.kr

용하여 식을 간략화하고 논리적으로 전개하는 방식으로 실질적인 설계인자를 좀 더 쉽고 편리하게 도출해 낼 수 있는 방법을 연구하였다.

2. 실험장치 및 방법

2.1. 실험장치

제한된 체류시간(6 hr) 내에 유입되는 영양소제거에 최적의 설계조건을 파악하기 위하여 Fig. 1, 2와 같이 실험실 규모의 반응조를 설계하였다.

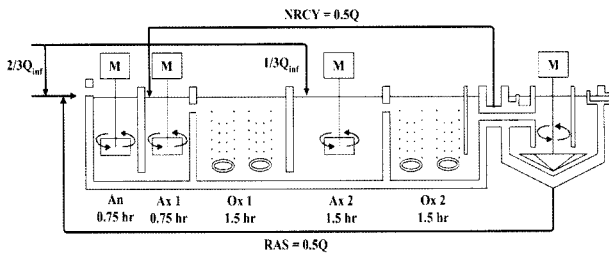


Fig. 1. Schematic diagram of the 5-stage BNR process using 2-step feed(Lab-scale A).

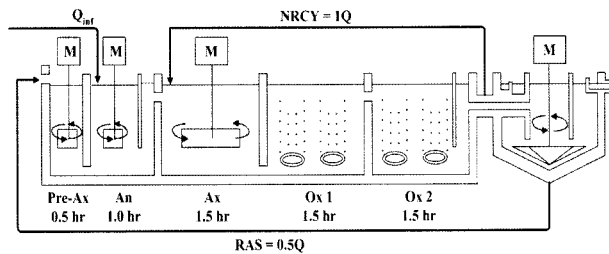


Fig. 2. Schematic diagram of the 4-stage BNR process using pre-denitrification tank(Lab-scale B).

2.2. 실험방법

20°C에서 2개의 실험실 규모의 반응조를 운전하였는데 Fig. 1(Lab-scale A)에 나타난 공법의 경우 질산화 탈질 반응을 극대화 시키기 위하여 Ox(Oxic)조와 Ax(Anoxic)조를 단단으로 설계하였으며 Ax2에서 탈질에 이용될 유기물을 주입하기 위하여 유입수를 다단주입(step-feed) 하였다. 전체 Ox HRT(Hydraulic Retention Time)는 3시간이며 Ox SRT(Solid Retention Time)는 10일 total SRT는 20일로 운전되었다. 반송은 0.5Q이며 내부반송은 0.5Q로 하여 비교적 낮은 내부반송율로 운전하였다. Fig. 2에 나타난 반응조(Lab-scale B)는 전형적인 pre-Ax조를 활용한 4-stage BNR (Biological Nutrient Removal) process로 pre-Ax조는 매우 느린 완속교반을 유지하여 높은 고형물 체류시간을 유도하여 높은 MLSS(Mixed Liquor Suspended Solids)에서 최대한의 내생호흡에 의한 탈질을 유도하였다. Ox HRT와 SRT는 Lab-scale A와 같이 3시간과 10일로 운전되었고 내부반송은 1Q로 Lab-scale A보다 높은 내부반송율로 운전하였다. 침전지는 Lab-scale A와 B 모두 원형 침전지를 사용하였으며 Table 1에는 실험실 규모 반응조의 운전조건을 요약하여 나타내었다.

한편, Full-scale A는 실제 국내 G하수처리장에서 운전되고 있는 공법으로 Pre-Ax조에 0.1Q의 유입원수를 주입하여 내생탈질 외에도 세포합성에 의한 탈질을 도모하고 있다. Full-scale B는 J하수처리장에서 운전되고 있는 공법으로 Ax조를 2개로 분리하여 Ax 1에서는 탈질과 인의 섭취를 동시에 할 수 있도록 설계하여 유입수내 부족한 유기물질로 최대한의 영양소 제거를 도모하였다. Table 2에는 Full-scale 반응조의 운전조건을 요약하여 나타내었다.

Table 1. Operation condition of the Lab-scale BNR processes

Reactor type	Q _{inf} L/day	HRT hr	MLSS mg/L	MLVSS mg/L	DO mg/L	SRT day	Temp. °C
A	An	16	0.75	3,500	2,600	0.1	20
	Ax1	-	0.75	3,700	2,700	0.5	
	Ox1	-	1.5	3,300	2,400	3.1	
	Ax2	8	1.5	3,500	2,700	0.4	
	Ox2	-	1.5	3,200	2,500	2.8	
B	Pre-Ax	-	0.5	5,400	2,800	0.1	20
	An	24	1.0	3,300	2,500	0.3	
	Ax	-	1.5	3,400	2,600	0.6	
	Ox1	-	1.5	3,100	2,500	3.4	
	Ox2	-	1.5	2,900	2,200	2.9	

Table 2. Operation condition of the Full-scale BNR processes

Reactor type	Q _{inf} 10 ³ m ³ /day	HRT hr	MLSS mg/L	MLVSS mg/L	DO mg/L	SRT day	Temp. °C
A	Pre-Ax	12	0.5			22	20
	An	113	1.0	2,800	below 0.3		
	Ax		3.0		2~3		
	Ox		7.0				
B	Pre-Ax	2.5	1.5				38
	An	15	1.5	2,700	below 0.3		
	Ax1		1.5		2~3		
	Ax2	7.5	1.5				
	Ox		8.0				

2.3. 유입원수특성

Table 3은 실험실 규모의 BNR processes와 하수처리장에서 운전된 Full-scale BNR processes의 유입원수 특성을 나타내었다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 질산화를 위한 SRT_{min}과 안전을산정

질산화 미생물의 비성장속도(μ_A)는 식 (1)과 같이 Monod 형식으로 나타낼 수 있다.

$$\mu_A = 0.47e^{0.0285(7.2-15)} \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_O + S_O} \right) |1 - 0.833(7.2 - pH)| \quad (1)$$

여기서 NH₄N의 half saturation 농도 K_{NH}는 1.0 mg/L (Downing et al., 1967), 최대 비질산화속도($\hat{\mu}_A$)는 0.77/day

Table 3. Characterization of the influent to BNR processes

Parameter	Unit	General Korean Sewage (최, 2003)		
		Lab-scale A, B	Full-scale A	Full-scale B
TCOD _{cr}	mg/L	193		200
SCOD _{cr}	"	65		80
FBOD ₅	"	79	77	71
TSS	"	86	95	88
VSS	"	77	81	76
TKN	"	29	25	20
NH ₄ ⁺ -N	"	22	19	15
T-P	"	3.4	2.9	2.8
PO ₄ -P	"	2.4		3
pH		7.1	6.4	6.8
ALK	mg/L as CaCO ₃	170	178	160
VFA	mg/L	21		23

(Henze et al., 1999), DO의 half saturation 농도 K_D 는 0.5 mg/L(Downing et al., 1967)를 사용하였으며 S_0 는 반응조의 DO농도를 나타낸다. 20°C에서 Lab-scale A, B의 경우 Ox조 DO가 2 mg/L, pH가 7.1이었는데 유출되는 반응조의 NH₄-N 농도 S_{NH} 가 1 mg/L일 경우 μ_A 가 0.28 day⁻¹로 계산된다. 위와 같은 계산방법으로 20°C에서 Full scale A, B의 μ_A 는 Table 4와 같다.

S_{NH} 를 1 mg/L까지 낮출 수 있는 SRTdesign($\theta_{X\text{design}}$)은 μ_A 와 내생호흡계수(b_A) 0.05/day(Böhnke, 1989; Dold et al., 1986)를 적용하여 식 (2)에 의해 구할 수 있는데 Table 3과 같다.

$$\frac{1}{\theta_{X\text{design}}} = \mu_A - b_A \quad (2)$$

그러나 실제 설계할 때에는 peak factor(유입되는 평균 암모니아 농도/유입 가능한 최대 암모니아 농도)를 고려하여 안전율(Safety Factor)을 적용하게 된다. $\theta_{X\text{OX Actual}}$ 은 Ox조에서의 실제 SRT로 질산화반응은 Ox조에서만 발생하므로 전체 SRT에 f_{OX} (Total HRT/Ox HRT)를 곱하여 구할 수 있다. S_{NH} 1 mg/L에 대한 각각의 안전율을 구해보면 Table 4와 같다.

Table 4. Results of the nitrification model at 20°C

Parameter	pH	DO	μ_A	Calculated		S · F
				$\theta_{X\text{OX}}$	Actual $\theta_{X\text{OX}}$	
Lab-scale A	7.1	2	0.28	4.3	10	2.3
Lab-scale B	7.1	2	0.28	4.3	10	2.3
Full-scale A	6.4	2	0.2	19	13	-
Full-scale B	6.8	2	0.1	6.5	22	3.4

3.2. 반응조 내 MLSS의 추정

BDCOD(Biodegradable Chemical Oxygen Demand)는 크

Table 5. Characterization of BDCOD influents to BNR processes

	BOD ₅ (mg/L)	BDCOD (mg/L)	Ss (mg/L)	Xs (mg/L)
Lab-scale A, B	79	136	42	94
Full-scale A	77	132	41	91
Full-scale B	71	122	38	84

게 S_S (Readily Biodegradable COD)와 X_S (Slowly Biodegradable COD)로 나눌 수 있는데 국내 유입하수의 정상분포의 대표값(최, 2003)을 통하여 유입된 BDCOD를 Table 5에 구분하여 나타내었다.

BNR processes에서 질소와 인을 동시에 제거할 때 An (Anaerobic)조는 PAOs(Phosphorus Accumulating Organism)에 의해 BDCOD가 축적되면서 ATP(Adenosine Triphosphate)가 ADP(Adenosine Diphosphate)로 변환되어 인이 방출된다.

가장 이상적인 조건이라면 An조에서는 S_O 나 S_{NO} (질산화되어 생성된 질산성 질소농도)가 거의 없어 X_{IH} (종속영양미생물)나 X_{HD} (탈질미생물)가 BDCOD를 가지고 X_{PAO} (인축적미생물)와 경쟁하지 않는다. 따라서 An조에서는 X_{PAO} 에 의해 BDCOD가 축적이 될 뿐 세포증식이 이루어 지지 않는다고 보면 전체 반응에서 $[\theta_X]_{Total}$ 와 $[\theta_H]_{Total}$ 에 대한 보정이 이루어져야 한다. 즉 식 (3)을 이용하여 An조를 제외한 θ_X 와 θ_H 를 구할 수 있다(Table 6).

$$\theta'_{X'} \text{ (or } \theta'_H) = [\theta_{X'}]_{Total} \text{ (or } [\theta_H]_{Total}) \times \frac{[\theta_H]_{Total} - [\theta_{IH}]_{An}}{[\theta_H]_{Total}} \quad (3)$$

Table 6. Corrected SRT and HRT except anaerobic condition

	$[\theta_H]_{Total}$ (hr)	$[\theta_X]_{Total}$ (day)	θ_H (hr)	θ_X (day)
Lab-scale A, B	6	20	5	16.7
Full-scale A	11.5	22	10.5	20
Full-scale B	14	38	12.5	31

식 (4)를 이용하면 S_0 가 주어진 θ_A 동안에 얼마만큼 제거가 가능한 지 알 수 있으며, IWA tasking group이 제시한 값(IWA, 2000)을 참고로 하여 20°C에서 K_S 가(최대 미생물 비증식계수가 1/2일때 미제거된 먹이) 4 g COD/m³, $\hat{\mu}_H$ 가 6 g X/g X_H -day, 미생물의 내생호흡율, K_d 가 0.6 day⁻¹라고 하고 일반적으로 운전된 16.7일 동안의 θ_X 에서 유출되는 S_0 를 계산할 수 있다.

$$S_0 = \frac{K_S(1 + K_d \theta'_X)}{\hat{\mu}_H \theta'_X - (1 + K_d \theta'_X)} \quad (4)$$

CSTR의 개념을 도입하여 1차 반응식으로 5시간 동안에 제거되고 남은 S_{out} 를 나타내면 식 (5)와 같으며 여기서 k_M 은 물질대사 속도를 의미한다. 또한 국내 하수처리장과 같

이 유입되는 유기물질의 농도가 낮은 경우에는 유입된 S_s 이외에 X_s 도 주어진 θ_H 와 θ_X 에서 생성된 X_H 에 의해 거의 대부분이 가수분해 되어 S_s 로 변환되고 모두 X_H 의 세포합성 및 에너지 반응에 이용된다.

$$S_{out} = \frac{S}{1 + k_M \theta'_H} \quad (5)$$

따라서 유입된 거의 대부분의 BDCOD($S_s + X_s$)는 Y_H 에 따라 X_H 로 변환되어 반응조 내 MLSS를 구성하고 있다.

유입되는 실제 MLSS는 각 반응조 부피당 가중치를 부여하여 그 평균값을 구하였다. 실제 MLSS는 계산된 값보다 약간 큰 값을 나타냈는데 이는 X_A (autotrophic active biomass)에 의한 MLSS가 포함되어 있기 때문이다. 계산에 의한 MLSS와 실제 MLSS는 Lab-scale A가 3,302 mg/L와 3,400 mg/L, Lab-scale B가 3,302 mg/L와 3,350 mg/L, Full-scale A가 2,315 mg/L와 2,800 mg/L, Full-scale B가 2,693 mg/L와 2,700 mg/L으로 나타나 평균적으로 Lab-scale A가 B보다 약간 더 큰 MLSS를 나타냈으며 대체적으로 계산에 의한 MLSS와 거의 일치하는 값을 나타냈다.

3.3. 질산화 대상농도

Fig. 3에 나타난 국내 유입원수 내 질소의 정상분포에 따라 본 연구의 유입원수를 구분하면 Lab-scale A, B와 Full-scale A는 거의 같은 질소의 정상분포를 나타냈고 Full-scale B는 일반적인 값보다 더 작은 수치를 나타내었다. 괄호안의 값은 본 연구에 사용된 유입원수 내 질소농도이며 Lab-scale과 Full-scale A 그리고 B의 순서로 나열하였다.

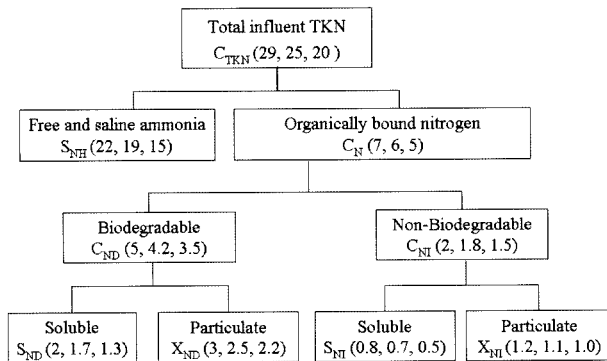


Fig. 3. Distribution of nitrogen fraction in influent to BNR process.

Fig. 3의 C_{ND} 는 θ_X 동안에 모두 S_{NH} 로 가수분해 되었다고 볼 수 있으며, X_{NI} 는 침전되어 X_A (particulate non-biodegradable COD)의 일부분으로 구성된다. 유출되는 난분해성 용존 유기질소(S_N)는 S_{NI} 와 S_{NP} (soluble nondegradable metabolic nitrogenous products), S_{ND} 의 합으로 나타낼 수 있는데, S_{ND} 는 모두 S_{NH} 로 가수분해 되었다고 볼 수 있고 S_{NP} 는 극히 적은 양으로 전체 값에 큰 영향을 미치지 않는다. 오

히려 침전지에서 유출되는 S_s 내 함유되어 있는 유기질소량이 더 큰 영향을 미치는데 유출되는 S_s 가 약 10 mg/L라고 가정하면 VSS는 약 7 mg/L(일반적으로 S_s 의 70%)가 되며 그 중 생물분해 가능한 X_H 는 약 1.5 mg/L(유출수내의 미생물농도는 유출수의 S_s 농도에 MLSS내의 미생물농도 비(국내하수처리장의 경우 대략 15%)를 곱하여 계산), 생물분해 불가능한 X_P (난분해성 고형물질)와 X_I 가 5.5 mg/L가 된다. X_H 의 화학식이 $C_5H_7O_2N$ 이라고 할 때 함유된 질소비율이 0.123 g N/g VSS이며, X_P 와 X_I 내 질소비율이 0.03 g N/g VSS라 하면 유출되는 S_s 내 함유된 유기질소는 약 0.35 mg/L가 되어 유출수내 함유된 유기질소는 0.8~1.2 mg/L로 추정된다. 여기서 X_I 는 무기성을 제외한 유기성 난분해 고형물질 농도이다.

하루에 유입되는 유기물질이 세포합성에 이용되면서 사용된 질소량은 MLSS내 포함되어 지는데 Lab-scale A, B의 경우 아래 식 (6)과 같이 계산할 수 있다. 여기서 i_{XH} , i_{XP} , i_{XI} 는 X_H , X_P , X_I 가 함유하고 있는 질소 비율을 나타낸다.

$$\frac{X_N}{\theta_X} = \frac{i_{XH}X_H + i_{XP}X_P + i_{XI}X_I}{\theta'_X} \quad (6)$$

질산화 대상농도는 유입되는 질소량에서 유출되는 유기질소량과 세포합성에 이용된 질소량 그리고 유출되는 암모니아를 제외한 양이 되는데 Table 7에 정리하여 나타내었다. θ_X 가 길어질수록 X_I 중(반응조 내 총 고형물질의 농도) X_H 의 비율이 작아지고 X_P 와 X_I 의 비율이 커져 반응조 내 MLSS의 질소함량 비율과 유출되는 S_s 내 질소함량은 적어지게 되며 상대적으로 질산화 대상량은 커지게 된다.

Table 7. Potential of nitrification in BNR processes

Parameter (mg/L)	Lab A, B	Full-scale		
		A	B	
Influent C_{TKN}	29	25	20	
Cell synthesis X_N/θ'_X	8.0	3.9	2.6	
Effluent	S_{NH}	0.36	1.6	0.31
	S_{NI}	0.8	0.7	0.5
	$i_{XH}[X_H]_{Eff}$	0.25	0.17	0.12
	$i_{XP}[X_P]_{Eff} + i_{XI}[X_I]_{Eff}$	0.16	0.17	0.18
$[C_N]_{Eff}$	1.21	1.04	0.8	
$[S_{NH}]_{Nitrification Potential}$	19.43	18.46	16.29	

3.4. 무산소조에서 질산성 질소 소모율(NUR)의 예측

Choi 등(2001)은 batch-test를 통해 호기성(Ox)조건과 무산소(Ax)조건에서 산소 소모율(OUR: Oxygen Uptake Rate)과 질산성 질소 소모율(NUR: Nitrate Uptake Rate)을 측정하여 그 결과를 비교 하였다. 그 값은 먹이상태와 온도에 따라 달라졌는데 20°C에서 S_s 가 먹이로 유입되었을 때 2.86NUR은 OUR과 거의 일치하였고, X_s 가 유입되었을 때 2.86NUR은 OUR의 0.5배였으며 먹이가 유입되지 않은 내생 호흡에 의한 2.86NUR은 OUR의 0.3배였다.

무산소 조건에서 탈질 미생물의 세포합성에 이용되는 질산성 질소의 이용속도는 무산소조에서의 체류시간($[\theta_H]_{AX}$) 동안에 제거된 유기물량(ΔS_S)에 비례하게 된다. 일반적으로 국내 하수의 경우 영양소에 비해 S_S 의 양이 부족하므로 주어진 무산소조 체류시간 동안 거의 모든 S_S 가 제거된다. 혐기조에서 인의 방출을 위한 X_{PAO} 에 의해 축적되는 S_S 와 내부반응으로 유입되는 S_O 를 전자 수용체로 이용하는 X_H 에 의해 소모되는 S_S 의 영향을 고려하지 않았을 경우, 모든 S_S 는 탈질에 이용되게 된다. S_S 이외에 X_S 도 가수분해를 통해 탈질에 이용되어 질산성 질소를 제거시킨다.

Lab-scale A, B의 NUR을 구해보면 식 (7)과 같다.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -0.13 \times \frac{\Delta S_S}{[\theta_H]_{AX}} - 0.0054 X_H - 0.00084 X_H \quad (7)$$

또한 유입된 X_S 가 무산소조건에서 얼마만큼 탈질에 이용되는지 식 (8)을 통해 알아볼 수 있는데 여기서 η_h 는 무산소 조건에서 X_S 의 가수분해에 관한 보정계수, K_h 는 hydrolysis coefficient를 나타낸다. Lab-scale A, B의 경우 27.8 mg COD/L/hr의 X_S 가 탈질에 이용될 수 있으며, Full-scale A, B의 경우 13.1과 10.6 mg COD/L/hr의 속도로 이용된다. Lab-scale A, B와 Full-scale A, B의 무산소조 체류시간은 2.25, 1.5, 3.5, 4.5hr이며 이 때 탈질에 이용된 X_S 는 62.5, 41.7, 46.0, 47.8 mg COD/L/hr이다.

$$\frac{dX_S}{dt} = -\eta_h K_h X_H \quad (8)$$

즉, 국내 하수의 경우 유입된 X_S 중 탈질에 이용되는 비율이 45~65%로 약 50%이다. 따라서 본 결과를 이용하여 식 (9)와 같이 일반화 시킬 수 있으며 여기서 b_H 는 heterotrophic bacteria의 내호흡계수를 의미한다.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{1 - Y_H}{2.86} \frac{S_S + 0.5 X_S}{(S_S + X_S)[\theta_H]_{AX}} - \frac{1 - 0.2}{2.86} 0.3 b_H X_H \quad (9)$$

3.5. 질산성 질소 소모율(NUR)을 이용한 반응조에서 탈질되는 양의 예측

반응조로 부터 침전지로 유출되는 질소농도의 예측방법은 먼저 Heterotrophic active biomass(X_H)를 구하고, 질산화되어 생성된 질산성 질소농도(S_{NO})를 구한다. S_S 가 모두 탈질에 이용된다고 가정하여 ΔS_S 로 활용하고 NUR (dS_{NO}/dt)을 구할 수 있다. 그러나 여기서 주의할 점은 Lab-scale B는 Pre-Ax조로 유입되는 S_S 와 X_S 가 없으므로 내생 탈질만이 이루어진다. 따라서 Lab-scale B를 제외한 Pre-Ax조로 SS와 X_S 가 공급되는 다른 공정의 경우, Ax조의 HRT에 Pre-Ax조의 HRT를 포함시킬 수 있지만 Lab-scale B는 Pre-Ax조의 NUR과 Ax조의 NUR을 구분해서 구해 주어야 한다. 다음은 NUR에 Ax조의 HRT를 곱하여 반응조 내에서 탈질된 양을 구한다. 마지막으로 질산화를 통해 생성된 질산성 질소 농도(S_{NO})에서 탈질된 질소농도(dS_{NO})를 제해 주면 반응조로 부터 유출되어 침전조로 유입되는 질소농도 ($[S_{NO}]_{Eff}$)를 구할 수 있다.

위와 같은 단계를 거쳐서 무산소조에서 탈질되는 양과 침전조로 유출되는 질산성 질소 농도를 예측할 수 있으며 그 결과를 종합하여 Table 8에 나타내었다. 그러나 이는 내부반응에 의해 유입되는 용존산소에 의해 소모되는 S_S 의 양과 혐기조에서 인 제거 미생물에 의해 축적되어 탈질에 이용될 수 없는 S_S 의 양이 고려된 것이 아니기 때문에 이러한 방해요소가 전혀 없는 반응조 내 최대 탈질 가능량이다. 또한 NUR을 구할 때 유입된 S_S 가 무산소조건에서 어떠한 속도로 제거되었는지가 고려된 것이 아니라 무산소조 체류시간동안에 모두 제거되었다는 단순 가정 하에 구해진 값이므로 무산소조 체류시간이 길면 길수록 짧은 NUR을 나타내고 있다.

S_S 를 전자 공여체로 이용할 때 NUR이 무산소조 체류시간에 따라 달라지지만 무산소조에서 탈질된 양(NC)은 소모된 S_S 에 의해 영향을 받을 뿐 체류시간에는 영향을 미치지 않는다. X_H 도 탈질된 양(NC)에 큰 영향을 미치는데 X_H 는 전체 SRT와 HRT에 큰 영향을 받으므로 적정 SRT와 HRT 산정이 탈질에 가장 중요한 영향인자 중 하나이다.

Table 8. Results of the estimated NO₃-N effluents to FST

Proceeding		Unit	Lab-scale		Full-scale		
			A	B	A	B	
NO ₃ -N generated		S _{NO}	mg/L	19.43	19.43	18.46	16.29
Heterotrophic active biomass		X _H	"	667	667	315	255
RBDCOD used by denitrification		ΔS _S	"	42	42	41	38
Anoxic HRT	Pre-Ax	[θ _H] _{AX} or Δt	hr	-	0.5	0.5	1.5
	Ax			2.25	1.5	3	3
	Sub-total			2.25	2	3.5	4.5
Nitrate Uptake Rate (NUR)	RBDCOD	dS _{NO} /dt	mg/L/hr	2.43	3.64	1.52	1.10
	Particulate COD			3.6	3.6	1.7	1.38
	endogenous			0.56	0.56	0.27	0.22
	Sub-total			6.6	7.8	3.5	2.7
Nitrate Consumption(NC) in Ax tanks		ΔS _{NO}	mg/L	14.85	11.98	12.25	12.15
Estimated nitrate concentration effluents to FST(Final Settling Tank)		[S _{NO}] _{Eff}	"	4.58	7.45	6.21	4.14

3.6. 비탈질속도(SNDR)를 이용한 침전조에서 탈질되는 양의 예측

침전지에서 탈질되는 질소량의 예측은 먼저 $X_H(=Ma)$ 와 $X_V(=Ma+Me+Mi)$ 를 구하고 X_r 을 추정, 내생호흡에 의한 탈질속도(NUR)에 반응조에서의 MLVSS로 나누어 주면 내생호흡에 의한 비탈질속도(SDNR)를 구할 수 있다. 침전지에서 슬러지의 체류시간을 예측하여 곱하고 침전지 하부에서의 MLVSS(X_r)를 곱하면 침전지에서의 탈질량을 구할 수 있다. 반응조로부터 유입된 질산성 질소 농도에서 침전지에서 탈질된 농도를 제하여 유출되는 농도를 구한다. 위의 과정을 이용하여 구한 침전지에서의 탈질량 및 그 과정을 Table 9에 나타내었으며 예측되는 질산성 질소 유출농도와 실측값을 비교하였다. 그 결과 위의 과정에 의해 구한 농도가 실측값보다 매우 낮게 나타났다. 이는 유입된 모든 S_S 가 탈질에 이용되었다는 가정으로 인한 오차로 이는 내부반송의 형태로 유입되는 DO와 혐기조에서 인제거 미생물에 의해 축적되는 S_S 를 고려해 줌으로써 그 오차를 줄여 나갈 수 있다.

3.7. 내부반송에 의한 유입되는 용존산소에 의한 탈질량의 보정

Ax조로 유입되는 용존산소(S_O)에 의해 제거되는 S_S 를 알아보기 위해 Fig. 4에 각 BNR processes에서 탈질조의 물질수지를 나타내었다. 침전지로부터 반송되는 S_S 와 S_O 는 거의 없다고 볼 수 있고 유입수 내에는 S_O 와 S_{NO} 가 거의 없으며 내부반송을 통해 유입되는 S_S 도 거의 없다고 가정할 수 있다.

Lab-scale A의 Ax 1에서는 An조로 0.67Q의 유입원수가 유입되고 내부반송을 통해 0.5Q가, 반송을 통해 0.5Q가 유입된다. 내부반송(0.5Q)에 의해 유입된 S_O 는 유입원수(0.67Q) 내 S_S 를 소모하게 된다. Ax 2조에서는 Ox 1조로부터 1.67Q의 유량과 함께 유입된 S_O 에 의해 0.33Q로 유입된 원수 내 S_S 가 소모된다. Lab-scale B와 Full-scale A, B는 Pre-Ax와 Ax에서 탈질이 발생하는데 Pre-Ax조의 경우 Ox조로부터 오는 내부반송에 의해 유입되는 S_{NO} 를 탈질시키는 것이 아니라 침전지로부터 반송되는 S_{NO} 를 탈질시키는 것이므로 S_O 에 의한 영향은 받지 않는다. 그와 달리 Ax

조는 내부반송에 의해 유입되는 S_O 에 의한 영향을 받는데 내부반송률이 클수록 또는 마지막 Ox조의 S_O 가 클수록 더 큰 영향을 받는다.

각 공법에서의 S_O 에 의한 S_S 의 소모(ΔS_S)는 Fig. 4에 나타난 물질수지를 이용하여 다음과 같이 구할 수 있다. 여기서 R 은 유입유량에 비해 유입되는 내부반송 및 S_O 를 유입시키는 유량의 비율이다.

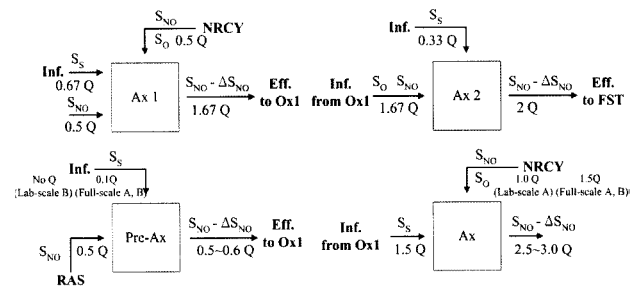


Fig. 4. Mass balance of the anoxic tanks.

Example: Ax 1 in lab-scale A

$$\Delta S_S = \frac{1}{1 - Y_H} RS_O = 2.7 RS_O = 2.7 \times 0.5 \times 3 = 4.05 \text{ mgCOD/L}$$

Example: Ax 2 in lab-scale A

$$\Delta S_S = \frac{1}{1 - Y_H} RS_O = 2.7 RS_O = 2.7 \times 1.67 \times 3 = 13.53 \text{ mgCOD/L}$$

Example: Ax in lab-scale B

$$\Delta S_S = \frac{1}{1 - Y_H} RS_O = 2.7 RS_O = 2.7 \times 1.0 \times 3 = 8.10 \text{ mgCOD/L}$$

Example: Ax in Full-scale A and B

$$\Delta S_S = \frac{1}{1 - Y_H} RS_O = 2.7 RS_O = 2.7 \times 1.5 \times 2 = 8.10 \text{ mgCOD/L}$$

위의 결과로부터 탈질효율을 증가시키기 위해서 Ox조로부터 내부반송되는 DO를 조절할 필요가 있다는 것을 알 수 있다. 또한 Lab-scale A와 같이 여러 개의 질산화-탈질조를 순서대로 반복하여 직렬로 연결하였을 경우, 내부반송

Table 9. Results of the estimated $\text{NO}_3\text{-N}$ effluents from final settling tank

Proceeding		Unit	Lab-scale		Full-scale	
			A	B	A	B
$\text{NO}_3\text{-N}$ influents to FST		$[\text{S}_{\text{NO}}]_{\text{inf}}$	4.58	7.45	6.21	4.14
Heterotrophic active biomass		X_H	667	667	315	255
MLVSS	in Reactor	X_V	2,424	2,424	1,593	1,889
	in RAS	X_r	5,100	4,700	5,700	3,600
NUR by endogenous respiration		$d\text{S}_{\text{NO}}/dt$	0.56	0.56	0.27	0.22
Specific Denitrification Rate (SDNR)		$d\text{S}_{\text{NO}}/dtX_V$	0.23	0.23	0.17	0.12
SRT in FST		dt	0.5	0.5	2	2
Denitrification in FST		$\Delta \text{S}_{\text{NO}}$	0.6	0.6	1.9	0.9
$\text{NO}_3\text{-N}$ concentration effluents from FST	Estimation	$[\text{S}_{\text{NO}}]_{\text{Eff}}$	4.0	6.9	4.31	3.2
	Experimental data	$[\text{S}_{\text{NO}}]_{\text{Eff}}$	7.3	9.5	7.4	6.6

Table 10. The effluent concentration of NO₃-N varied with DO in return flow

Proceeding			Unit	Lab-scale		Full-scale	
				A	B	A	B
NO ₃ -N generated		S _{NO}	mg/L	19.43	19.43	18.46	16.29
RBDCOD	influent to processes	S _s	"	42	42	41	38
	used for DO consumption	ΔS _s	"	17.6	8.1	8.1	8.1
	used for denitrification	ΔS _s	"	24.4	33.9	32.9	29.9
Nitrate Uptake Rate (NUR)		dS _{NO} /dt	mg/L/hr	5.57	7.10	3.19	2.45
Nitrate Consumption (NC)	Ax tanks	ΔS _{NO}	mg/L	12.54	10.93	11.16	11.04
	FST	ΔS _{NO}	"	0.6	0.6	1.9	0.9
Concentration of NO ₃ -N effluents from FST	Estimation	[S _{NO}] _{Eff}	"	6.29	7.9	5.4	4.35
	Experimental data	[S _{NO}] _{Eff}	"	7.3	9.5	7.4	6.6

율을 줄일 수 있는 장점이 있으나 전 단계의 질산화조의 DO에 의해 다음 순서의 탈질조가 탈질에 이용될 수 있는 유기물이 손실될 수 있는 단점이 있다. Lab-scale A의 Ax 2조의 경우, 유입되는 S_s가 42 mg/L인데 그 중 13.5 mg/L가 DO에 의해 소모되어 X_s를 이용한 탈질과 내생호흡에 의한 탈질만이 이루어 졌다.

위와 같은 과정을 통해 유입된 S_s중 S_O에 의해 소모된 양을 제외하고 탈질에 이용될 수 있는 ΔS_s를 이용하여 새로운 NUR을 구할 수 있으며, 이에 따라 침전지에서의 유출되는 질산성 질소농도를 예측할 수 있다(Table 10). 이때, S_s에 의한 NUR에만 변화가 있을 뿐 X_s와 내생호흡에 의한 NUR에는 변화가 없으며 내생호흡에 의한 탈질만이 발생하는 침전지에서의 탈질양도 변화는 없다.

3.8. 유출되는 방류수 수질의 예측과 검증

내부반송으로 유입되는 DO에 의한 영향과 인제거에 의한 영향을 모두 고려하면 Table 11과 같이 새로운 질산성 질소 유출수질을 도출해 낼 수 있으며 그 결과 실측치와 매우 유사한 결과를 나타내고 있다.

Fig. 5는 유입된 BOD₅에 대하여 제거된 영양소를 비교하여 나타내었는데, 일반적으로 BNR processes에서 유입된 BOD₅에 대한 영양소 제거율은 높았다.

본 연구에서의 결과를 바탕으로 반송수와 내부반송에 의해 회석되는 양과 각 반응조에서 소모되는 양을 고려하여 각 반응조 구간에서 SCOD와 NH₄⁺-N, NO₃⁻-N의 농도변화를 나타내었다(Fig. 6(a), (b)). 유입수에 의한 SCOD와 NH₄⁺-N과 내부반송에 의해 유입되는 NO₃⁻-N은 CSTR에서

Table 11. Results of the nutrients removal efficiency varied with DO and PAO

Proceeding			Unit	Lab-scale		Full-scale	
				A	B	A	B
Concentration of influent to processes	TKN	C _{TKN}	mg/L	29	29	25	20
	T-P	C _{T-P}	"	3.4	3.4	2.9	2.8
	RBDCOD	S _s	"	42	42	41	38
	Slowly BDCOD	X _s	"	94	94	91	84
NO ₃ -N generated		S _{NO}	"	19.43	19.43	18.46	16.29
RBDCOD used for	DO consumption	ΔS _s	"	17.6	8.1	8.1	8.1
	P removal	ΔS _s	"	0	0	9	10
	Denitrification	ΔS _s	"	24.4	33.9	23.9	19.9
Nitrate Uptake Rate (NUR)		dS _{NO} /dt	mg/L/hr	5.57	7.10	2.85	2.16
Denitrified	in pre-Ax and Ax tanks	ΔS _{NO}	mg/L	12.54	10.93	10.0	9.74
	in FST	ΔS _{NO}	"	0.6	0.6	1.9	0.9
N used for cell synthesis		ΔS _{NH}	"	8.0	8.0	3.9	2.6
PO ₄ ⁻³ -P consumption	by PAO	ΔS _{PO}	"	0	0	0.74	0.48
	by others	ΔS _{PO}	"	1.3	1.3	0.66	0.47
Estimated concentration of effluent	NO ₃ -N	[S _{NO}] _{Eff}	"	6.29	7.90	6.57	5.65
	NH ₄ ⁺ -N	[S _{NH}] _{Eff}	"	0.36	0.36	1.6	0.31
	org-N	[C _N] _{Eff}	"	1.21	1.21	1.04	0.8
	T-N	[C _{T-N}] _{Eff}	"	7.86	9.47	9.21	6.76
Experimental data of effluent	T-N	[C _{T-N}] _{Eff}	"	8.7	10.9	10.2	7.4
BOD ₅ /Δ(N+P)	Estimation		-	3.52	3.79	4.60	5.57
	Experiments		-	3.65	4.04	4.70	5.54

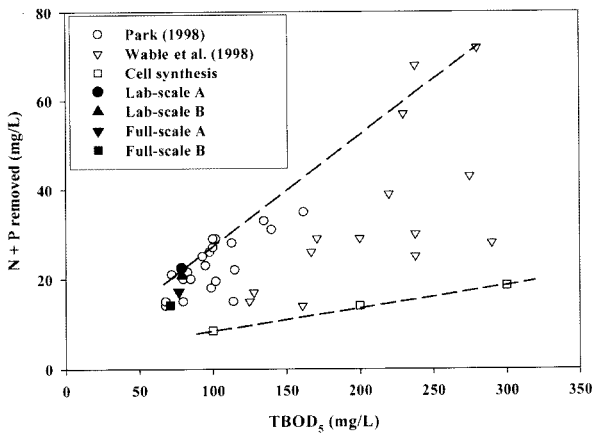


Fig. 5. Amounts of nutrient removal varied with influent TBOD₅.

급속히 평행상태에 도달하며, 이 결과는 각 반응조 구간에서의 실측치와 거의 유사한 결과를 나타내고 있다.

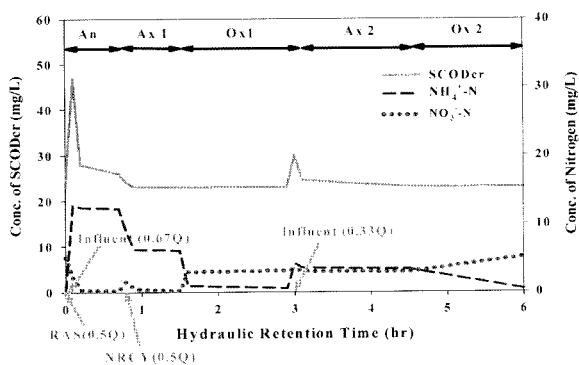
질산화 반응과 탈질반응의 화학량론 관계로부터 1 g NH₄⁺-N이 질산화되는데 7.14 g CaCO₃가 소모되고 1 g NO₃⁻-N이 탈질되는데 3.57 g CaCO₃이 회복된다는 것을 유추해 낼 수 있다. 따라서 질산화 된 양과 탈질된 양을 식 (10)과 같은 알카리도 물질수지를 이용하여 검증해 볼 수 있다. S_{ALK}는 알카리도를 나타내며 N_{OX}가 질산화 된 양이며 N_{DN}은 탈질된 양이다.

$$[S_{ALK}]_{Eff} = [S_{ALK}]_{Eff} - 7.14N_{OX} + 3.57N_{DN} \quad (10)$$

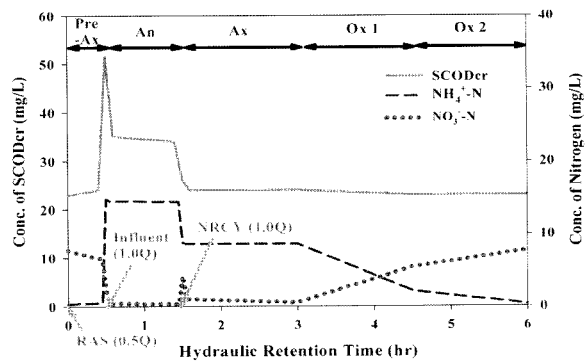
식 (10)을 통해 구한 유출되는 알카리도와 실제 유출되는 알카리도를 비교함으로써 모델의 신뢰도를 검증할 수 있다. Table 12의 결과를 보면 알카리도 물질수지와 질산화 탈질된 양이 거의 일치하고 있다. 대체로 실제 유출되는 알카리도는 식 (10)을 통해 구한 값보다 약간 큰 값을 나타내며 Full-scale A가 가장 낮은 알카리도를 나타냈다.

3.9. 산소 소모율과 산소 요구량

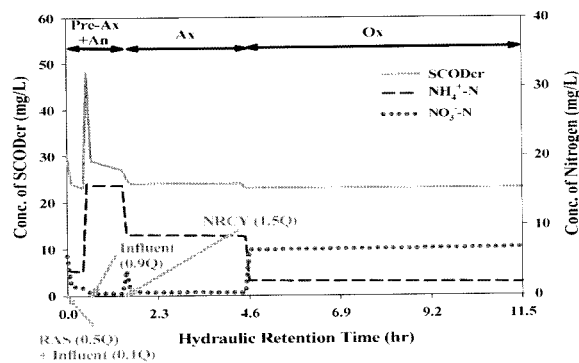
일반적인 활성슬러지 공법에서의 산소 소모율은 유입된 S₅와 X₅를 제거시키기 위한 양과 내생호흡에 의한 양의 합으로 나타내었다. 그러나 이는 질산화를 위한 산소 소모율이 포함되지 않은 값이며, BNR process와 같이 Ox조에서 질산화를 시켜주는 경우에는 필요한 산소 소모율을 고려해 주어야 한다. 또한 Ox조에서 원활한 질산화를 위해 S_O를 2 mg/L로 유지하여 주므로 그 값을 고려해 줄 수도 있으나 그 값은 그리 크진 않다. 일반 활성슬러지 공법과 BNR process의 가장 큰 차이는 Ax조에서 X_{II}가 전자 수용체로 S_O가 아닌 S_{XO}를 사용한다는 것이다. 이로 인하여 BNR process에서는 Ox조에서 제거시켜 주어야 할 유기물의 부하가 적기 때문에 필요한 산소량은 줄어들게 된다. 유입수 내 S₅는 이미 Ax조에서 전량 소모되었으며, Ox조에서는 Ax조에서 가수분해 되지 못한 나머지 X₅가 전량 가수분해되어 S₅로 변환되며, 그 양은 모두 X_{II}에 의해 이용된다. 또한 Ox조에는 Ax조 보다 3.3배 더 빠른 내생호흡이 진행된다. 이를 식으로 나타내면 식 (11)과 같고 질산화에 소모된



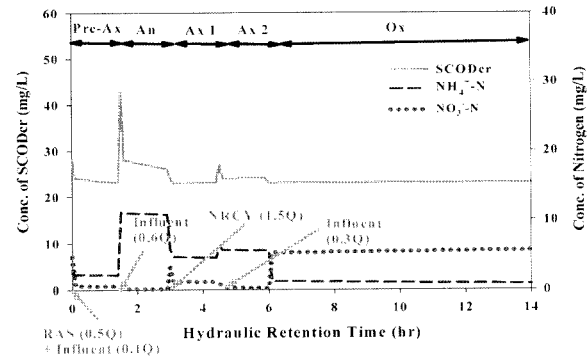
(a)



(b)



(c)



(d)

Fig. 6. Variation of SCOD and nitrogen with HRT, RAS, influent and RAS(a:Lab-scale A, b:Lab-scale B, c:Full-scale A, d:Full-scale B).

Table 12. Alkalinity mass balance in BNR processes

Proceeding		Unit	Lab-scale		Full-scale		
			A	B	A	B	
Alkalinity influents to processes	$[S_{ALK}]_{inf}$	mg/L as $CaCO_3$	170	170	155	160	
NH_4^+ -N oxidized	N_{OX}	mg N/L	19.43	19.43	18.46	16.29	
ALK consumed when NH_4^+ -N is oxidized	$7.14N_{OX}$	mg/L as $CaCO_3$	138.73	138.73	131.8	116.3	
NO_3 -N denitrified	N_{DN}	mg N/L	13.14	11.53	11.9	10.64	
ALK recovered when NO_3 -N is denitrified	$3.57N_{DN}$	mg/L as $CaCO_3$	46.91	41.16	42.48	37.99	
Alkalinity of effluent	Estimated	$[S_{ALK}]_{eff}$	"	78.18	72.43	65.68	81.69
	Experimental data	$[S_{ALK}]_{eff}$	"	85	81	65	90

산소율(식 (12))과 Ox조 내 S_O 를 위한 산소소모율(식 (13))을 더해주면 BNR process에서의 산소 소모율을 구할 수 있다(식 (14)).

$$OUR_{CellSyn}(mgO_2/L/hr) = (1-Y_H)(X_S - \eta_{ds}K_H X_H \Delta t_{Ax}) / \Delta t_{Ox} + (1-f_{EX})b_H X_H$$

$$= 0.37(X_S - 0.5 \times 2.0 \times 1/24 X_H \Delta t_{Ax}) / \Delta t_{Ox} + 0.8 \times 0.24 \times 1/24 \times X_H \quad (11)$$

$$OUR_{Nitrification}(mgO_2/L/hr) = (4.57 - Y_A)(\Delta S_{No} / \Delta t_{Ox})$$

$$= 4.57(\Delta S_{No} / \Delta t_{Ox}) \quad (12)$$

$$OUR_{DOinOx}(mgO_2/L/hr) = (S_O / \Delta t_{Ox}) \quad (13)$$

$$OUR(mgO_2/L/hr) = OUR_{CellSyn} + OUR_{Nitrification} + OUR_{DOinOx} \quad (14)$$

식 (11) ~ (14)의 과정을 통해 구한 산소 소모율(OUR)에 Ox조의 체류시간(Δt_{Ox} , hr)을 곱해주고 공기의 비중(1,200 g/m³ at 20°C, 1 atm)과 공기중의 산소의 무게비율(0.232), 산기관의 산소전달효율(SOTE)을 고려해 준 후, 유입유량(Q_{inf} , m³/day)을 곱해주면 하루에 공급되어야 하는 산소량(Q_{air} , m³/day)을 구할 수 있다(식 (15)). 여기서 ϵ 는 매우 중요한 인자가 되며 수온, 수심, MLSS, 산기관 종류에 따른 기포의 크기 등의 영향을 받는다. 일반적으로 MLSS 2,000~4,000 mg/L의 활성슬러지 공법에서 disc type의 산기관을 사용하였을 경우, 0.1(10%)의 효율을 나타내며 membrane type의 산기관은 0.2(20%)까지 증가하는 것으로 나타낸다.

$$Q_{air}(m^3 air/day) = \frac{OUR \times \Delta t_{Ox}}{1,200 \times 0.232 \times SOTE} Q_{inf} \quad (15)$$

위의 식들을 이용하여 Full-scale A에서 산소 소모율과 산소소모량을 구해보면 전체 산소 소모량 중 질산화에 이용되는 비율이 70%에 달한다.

Full-scale B의 경우에는 OUR이 11.5 mg O₂/L/hr이며, 그 중 Ox조의 세포합성에 이용된 양이 1.9 mg O₂/L/hr, 질산화에 이용된 양이 9.3 mg O₂/L/hr, 내생호흡에 의한 양이 0.3 mg O₂/L/hr이다. 공급된 산소량은 55,000 m³/day로 예

측되고 실측결과는 51,100 m³/day로 나타났으며, 호기조 단위 부피 당 산소 소모량은 0.28 mg O₂/L/hr로 나타났다. Full-scale B의 경우 Ox조의 체류시간이 더 길었기 때문에 Full-scale A의 경우보다 더 낮은 OUR을 나타내었다. 일반적인 활성슬러지 공법에서 산기관의 산소 전달율이 25 mg O₂/L/hr 이상을 나타내므로 두 공법 다 원활한 산소 공급에는 큰 문제가 없을 것으로 보이며, Ox조의 수리학적 체류시간이 높은 안전율로 설계되어 있다. 위와 같은 방법을 이용하여 산기관의 산소전달율과 Ox조에서 필요로 하는 산소공급량의 상관관계를 이용하여 적정 체류시간을 산정하는데 이용될 수 있다.

4. 결론

본 연구에서는 유기물이 제거되고 질산화되는 화학량론을 기초로 한 미생물 성장 및 전자 수용체의 변화 방정식을 이용해 유출되는 질소 및 인의 농도를 예측하였으며, 산소 소모량을 산출하였다. 또한 이러한 결과를 실측된 결과와 비교하였고 실제 설계된 하수처리장에서의 문제점 및 앞으로의 설계방향에 대해 고찰하여 다음과 같은 결과를 얻었다.

- 1) 20°C에서 U.S. EPA(1993)에서 발표된 공식과 질산화 미생물의 최대 비성장속도로 Downing(1967)이 제시한 식을 이용하고, K_{NH} 1.0 mg/L와 K_O 0.5 mg/L를 (Henze et al., 1999) 사용하였을 때 유출되는 암모니아성 질소 농도가 실측값과 유사한 결과를 나타내었다. 따라서 이 공식을 응용하여 국내 하수처리장에서 호기조의 SRT를 산정할 수 있다. 질산화 미생물은 다른 미생물에 비하여 가장 느린 비성장속도를 가지므로 이를 기준으로 SRT를 산정하면 가장 높은 안전율로 반응조를 운전할 수 있다.
- 2) 반응조 내 활성미생물과 MLVSS를 추정할 때 혐기조에서는 유기물을 축적할 뿐 분해는 무산소조 및 호기조에서 발생한다는 것을 이용하여 McKinney(1969) 모델에 보정된 SRT와 HRT를 사용하였을 경우 실제 반응조의 MLVSS와 유사한 결과를 얻었다.
- 3) Choi 등(2001)의 batch-test 결과와 Orhon 등(1994)이 제

시한 NUR모형을 접목하여 무산소조에서 탈질되는 속도를 무산소조의 HRT와 제거되는 유기물량 그리고 활성슬러지 농도의 함수로 간략하게 나타낼 수 있다. 또한 국내 하수처리장의 경우 유입되는 모든 RBDCOD는 호기조로 유입되기 전에 모두 이용되고, Particulate COD는 약 50% 정도가 이용될 수 있다는 결과를 이용하여 좀 더 일반화 된 식으로 나타낼 수 있으며, 두 경우 모두 유사한 결과를 나타낸다.

- 4) 유출되는 질산성 질소 농도를 예측하기 위해서 유입되는 RBDCOD 중 내부반송에 의해 유입되는 DO에 의해 소모되는 양과 혐기조에서 인제거 미생물에 의해 축적되는 양을 고려하고 나머지는 모두 탈질에 이용된다는 가정을 세웠을 때에 실제 유출되는 결과와 가장 유사한 값을 얻었다.
- 5) 침전지 하부에서의 활성슬러지 미생물의 비율은 반응조와 같다는 가정 하에 NUR식과 McKinney 모델을 이용하여 IWA ASM에서 제시하고 있지 않은 침전지에서의 탈질량을 예측할 수 있다. 국내 하수처리장의 경우 침전지에서 탈질되는 질소량은 1~2 mg/L로 예상된다.
- 6) 본 연구에서 제시한 산소 소모율 식을 이용하여, 호기조에서 필요로하는 산소 소모량을 산출해 낼 수 있으며 산기관의 산소 공급율을 알면, 호기조의 체류시간을 결정할 수 있다. 산기관의 산소 공급율이 40 mg O₂/L/hr 이상이 되면 3시간까지 체류시간을 단축시킬 수 있다.
- 7) 질산화와 탈질의 화학량론을 이용한 알카리도 물질수지를 이용하여 질산화되고 탈질된 양을 검증할 수 있으며, 현장에서 탈질조와 질산화조의 효율을 빠르게 점검할 수 있다.

Nomenclature

K_{NH}	: NH ₄ N의 half saturation 농도, mg/L
$\hat{\mu}_A$: 최대 비질산화속도, day ⁻¹
K_O	: DO의 half saturation 농도, mg/L
S_o	: 반응조의 DO 농도, mg/L
μ_A	: 질산화 미생물의 비성장속도, day ⁻¹
S_{NH}	: 유출되는 반응조의 NH ₄ N농도, mg/L
b_A	: 내생호흡계수, day ⁻¹
S_S	: Readily Biodegradable COD
X_S	: Slowly Biodegradable COD
S_{NO}	: 질산화되어 생성된 질산성 질소농도, mg/L
X_H	: 종속영양미생물
X_{HD}	: 탈질미생물
X_{PAO}	: 인축적미생물
K_S	: 최대 미생물 비증식계수가 1/2일 때 미제거된 먹이, g/m ³
$\hat{\mu}_H$: g X _S /g X _H -day,
K_d	: 미생물의 내생호흡율, day ⁻¹
k_M	: 물질대사 속도
Y_H	: heterotrophic bacteria yield coefficient, mgVSS/mgCOD

X_A	: autotrophic active biomass
C_{ND}	: biodegradable organic nitrogen
X_{NI}	: non-biodegradable particulate organic nitrogen
X_I	: particulate non-biodegradable COD
S_N	: effluent soluble organic nitrogen
S_{NI}	: non-biodegradable soluble organic nitrogen
S_{NP}	: soluble non-biodegradable metabolic nitrogenous products
S_{ND}	: biodegradable soluble organic nitrogen
S_{NH}	: free and saline ammonia
X_P	: 난분해성 고형물질
OUR	: Oxygen Uptake Rate
NUR	: Nitrate Uptake Rate
η_h	: Xs의 가수분해에 관한 보정계수
K_h	: hydrolysis coefficient
b_H	: heterotrophic bacteria의 내호흡계수, day ⁻¹
SNDR	: specific denitrification rate(비탈질속도), gNO ₃ N/gMLVSS/d
SOTE	: 산기관의 산소전달효율

참고문헌

최의소, 상하수도 공학, 청문각, pp. 193-196 (2003)

Böhnke, B., Design of the nitrogen removal stage in a sewage treatment plant, *Korrespondenz Abwasser* **36**(13), p. 65 (1989).

Choi, E. and Rhu, D., NUR and OUR relationship in BNR processes with sewage at different temperatures and its design application, *Water. Res.*, **35**(7), pp. 1748-1756 (2001).

Dold, P. L. and Marais, G. v. R., Evaluation of the general activated sludge model proposed by the IAWPRC tasking group, *Wat. Sci. Tech.*, **18**(6), p. 63 (1986).

Downing, A. L. and Knowles, G., Population dynamics in activated sludge plants: Advances in water pollution research Vol. 2, Eds., Water pollution control federation, Washington D. C. (1967).

Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., Marais, G. v. R., and Loosdrecht, M. C. M. V., Activated Sludge Model No. 2d, ASM 2d, *Wat. Sci. Tech.*, **39**(1), pp. 165-182 (1999).

IWA Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3, IWA publishing (2000).

McKinney, R. E. and Ooten, R. J., Concepts of Complete Mixing Activated Sludge, *Transactions of 19th Annual Conference on Sanitary Engineering, Engineering and Architecture bulletin*, Univ. of Kansas, **60**(32) (1969).

Orhon, D. and Artan, N., Modelling of Activated Sludge Systems, Technomic publishing Co., Inc. (1994).

US EPA, *Manual Nitrogen Control EPA/625/R-93/010*, US EPA, Washington, D.C. (1993).