

## 생물막 여과반응기를 이용한 고도질소 제거법의 개발

정진우 · 김성원<sup>\*†</sup> · 津野 洋<sup>\*\*</sup>

환경관리공단 상하수도지원처

<sup>\*</sup>고려대학교 공과대학 토목환경공학과

<sup>\*\*</sup>교토대학교 대학원 공학연구과 도시환경공학과

## Development of Biological Filtration Process for Effective Nitrogen Removal in Tertiary Treatment of Sewage

Jin-Woo Jeong · Sung-Won Kim<sup>\*†</sup> · Hiroshi Tsuno<sup>\*\*</sup>

Department of Water Supply & Sewerage Policy, Environmental Management Corporation

<sup>\*</sup>Department of Civil&Environmental Engineering, Korea University

<sup>\*\*</sup>Department of Urban and Environmental Engineering, Kyoto University

(Received 12 September 2005, Accepted 24 November 2005)

### Abstract

The treatment performance and operational parameters of a tertiary wastewater treatment process using a biological filtration system were investigated. The biological filtration system consisted of a nitrification filter (Filter 1) and a polishing filter with anoxic and aerobic parts (Filter 2). SS, T-C-BOD, and T-N in effluent were kept stable at less than 3, 5 mg/L, and 5 mgN/L, respectively, under a HRT in Filter (filter-bed) of 0.37~2.3 h. T-N at the outlet of Filter 2 were about 1~5 mgN/L under the condition of LV of 50~202 m/d. In Filter 2, denitrification was accomplished under LV of 50~168 m/d in a 1 m filter-bed. However, the denitrification capacity reached the maximum when the linear velocity was increased to 202 m/d. Relationship between increase in microorganism and headloss was clearer in Filter 2. As a result, the denitrification rate increased from 1.0~2.3 kgN/(m<sup>3</sup>-filter-bed-d) as the headloss increased. The COD removal rate was 6.0~9.6 kgCOD/(m<sup>3</sup>-filter-bed-d) when operated with Filters 1 and 2. These results mean that captured bacteria contributed a part of COD consumption and denitrification. The maximum nitrification and denitrification rate was 0.5 and 4 kgN/(m<sup>3</sup>-filter-bed-d) in Filter 1 and 2. The ratio of backwashing water to the treated water was about 5~10%. In Filter 1, wasted sludge in backwashing was only 0.7~5.3 gSS/(m<sup>3</sup>-treated water). In Filter 2, added methanol was converted into sludge and its value was 8.0~24 gSS/(m<sup>3</sup>-treated water). These results proved that this process is both convenient to install as tertiary treatment and cost effective to build and operate.

**keywords** : Biological filtration system, Biological nitrogen removal, Control strategy, Methanol addition, SS removal, Tertiary wastewater treatment

### 1. 서론

최근 산업발달 및 생활수준의 향상에 따라 방류수역의 수질오염 심화, 환경오염에 대한 시민의식의 향상, 처리수질의 배출허용기준 강화되고 있다. 하지만, 대부분의 하수처리에 채용되고 있는 2차 처리공정인 표준 활성슬러지법으로는 방류수역의 수질개선 효과가 이루어지지 못하고 있으며, 수자원 부족으로 처리수의 재활용에 대한 필요성이 대두되고 있어 하수 고도처리의 필요성은 날로 늘어나고 있다.

통상의 2차 처리를 통한 BOD, SS 등의 유기물만의 제거는 방류수역에서의 영양염류에 의한 조류 및 수생식물의

성장을 촉진시켜 DO의 고갈로 인한 하천의 자정능력 저하를 초래하게 되므로 궁극적으로 방류수역의 수질개선을 위해서 유기물뿐만 아니라 영양염류를 제거해야만 한다. 이를 위해서는 질소·인 등을 함께 제거할 수 있는 처리공법의 채택이 적극적으로 이루어져야 한다. 따라서 기존의 하수처리장에서는 2차 처리공정에 대한 처리공정 개선 및 추가시설 설치가 요구되고 있는 실정이다.

인 제거에 관해서는 기존의 표준 활성슬러지법의 포기조 말단에 응집제를 첨가함으로써 인해 충분히 제거가 가능하다. 한편, 질소 제거의 경우 순환식 산화탈질법과 A<sub>2</sub>O법(혐기-무산소-호기성조)등이 도입되고 있지만 이들 질소제거효율이 40~50% 정도이어서 불충분한 현실이다(환경부, 2004). 이 때문에 기존의 하수처리시설에 질소제거시설을 추가하는 것이 부영양화 방지의 해결책의 하나라고 생각할 수 있다. 또한, 질소제거 등의 고도처리 도입을 했을 시에는 부

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.

kueebio@korea.ac.kr

지 및 유지관리를 위한 인원 및 예산이 제한적이기 때문에 필요로 하는 부지면적을 작게 하면서 유지관리가 쉬운 시설이 필요한 실정이다.

이러한 현실을 바탕으로 본 연구에서는 2차 처리수를 대상으로 SS 및 질소제거를 목적으로 한 생물막 여과반응기를 개발하였다. 생물막 여과반응기는 물리적인 여과기능에 더불어 여재 표면에 부착 증식한 미생물에 의한 생물처리 기능을 가진 반응기(Chen et al., 2000; Hidaka et al., 2003; Tsuno et al., 2004)로 부지면적을 적게 차지하면서 고도처리가 가능하다. 하지만, 기존의 연구는 주로 생물막 여과반응기를 이용하여 질산화만을 목적으로 하여 질산화·탈질을 동시에 진행시키진 않았다(Tschui et al., 1994; Payraud et al., 2000). 더불어, 생물막 여과반응기의 경우 유지관리의 편의성을 도모하고자 On-line nitrate 측정장치를 통해 주입 methanol 첨가량의 제어, DO농도에 따른 re-aeration량의 제어 및 여과지의 역세척 조작의 자동제어를 도입이 가능하다(Puznava et al., 2000; Hidaka et al., 2002, 2003).

본 pilot plant규모의 생물막 여과반응기를 이용하여 2차 처리수에 의한 연속처리실험을 통해 처리특성을 검토하였다. 특히, 고부하 조건으로 설정하였을 경우 처리특성의 한계를 검토하고 설계·조작인자를 도출하고자 하였다. 본 연구에서의 목표수질은 하수 고도처리로서 적합한  $SS \leq 5$  mg/L,  $BOD \leq 3$  mg/L,  $T-N \leq 5$  mgN/L로 설정하였다.

## 2. 실험장치 및 방법

### 2.1. 실험장치

합류식 하수도인 일본의 오사카 Konoike 하수처리장내에 Fig. 1과 같은 실험장치를 설치하였다. 처리장내의 2차 처리수를 본 연구의 대상하수로 하였으며 통수방향을 상향류식으로 Filter 1과 Filter 2로 구성하여 처리를 하였다.

생물막 여과반응기는 Filter 1과 Filter 2로 구성되어 있다. Filter 1은 원통형으로 직경 50 cm, 높이 381 cm이다. Filter 2는 역시 원통형으로 직경 50 cm, 높이 381 cm이다. 여층의 높이는 Filter 1, 2 모두 2 m이다. 여재는 발포 폴리스티렌재를 이용하였으며 유효경은 Filter 1의 여재는 4 mm, Filter 2는 3 mm로 하였다. 여재의 비중은 0.16으로 부유성이며 공극율은 0.4 정도이다. 균일한 집수 및 부유성 여재의 유출을 방지하는 것을 목적으로 여재 상부에 스크린을 설치하였다.

Filter 1은 유기물 산화 및 질산화를 목적으로 하부로부터 포기를 하였다. Filter 2는 하부에 탈질균에 의한 탈질을 목적으로 무산소 상태 및 유기물이 충분히 존재하는 것을 목적으로 하였다. 이에 Filter 2의 유입수에 methanol을 첨가하여 DO를 소비함과 동시에 탈질시 유기물로 이용토록 하였다. 이때 online nitrate monitor(DiaMon Multi, Bran+Luebbe)에 의해 Filter 2 유입수의  $NO_3^-$ -N농도를 측정하여 methanol첨가량 제어를 행하였다. 또한, 본 반응기는 Filter 1과 2사이의 내부반송 없는 시스템이기에 Filter 2 처리수가 최종 유출수로 하였다.

또한, 잉여 유기물의 산화 및 DO 농도의 회복을 목적으로 Filter 2의 중간(높이가 하단으로부터 2 m장소)에 포기를 하여 상부를 호기성 조건으로 하였다. 이 포기량은 Filter 2의 유출수 DO농도를 상시 측정하여 DO 설정값(6 mg/L)을 유지하도록 제어하였다. 연속 처리함에 따라 포착

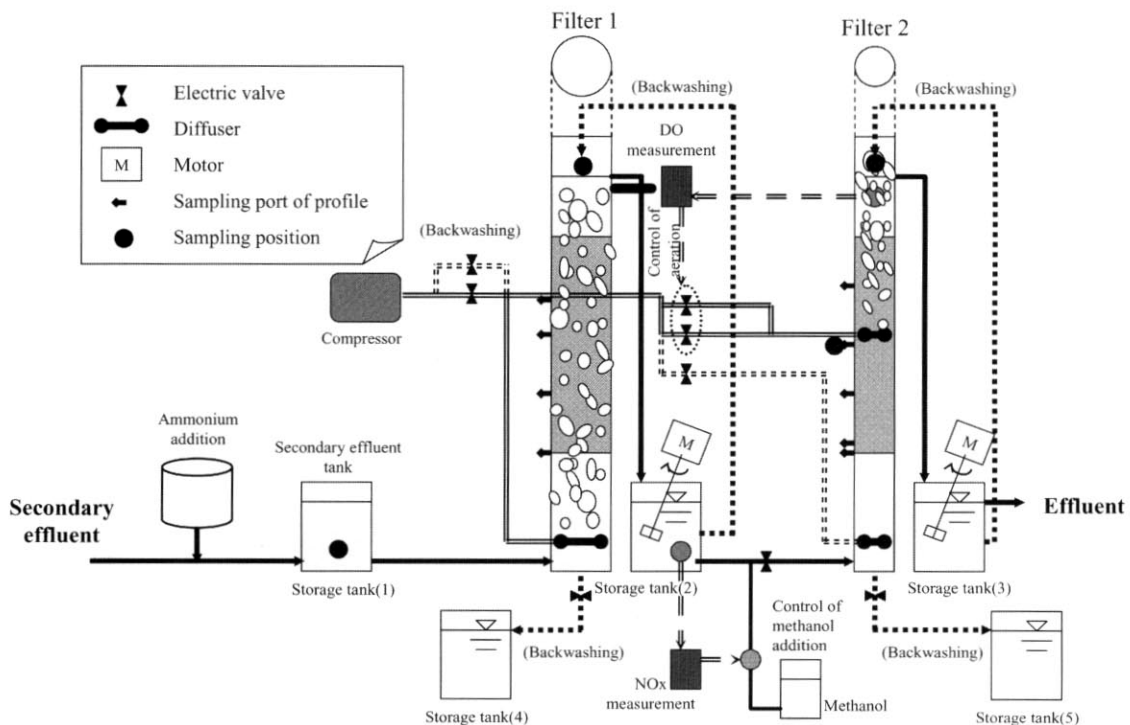


Fig. 1. Schematic diagram of pilot plant.

된 SS와 증식된 미생물에 의한 폐질이 일어나기 때문에 정기적인 역세척이 필요로 한다. 본 연구에서는 역세척 방법으로 공기세척과 처리수에 의한 물 세척을 조합한 세정을 실시하였다. 역세척 빈도는 Filter 1은 4일 간격으로 Filter 2는 손실수두가 2 m에 다다랐을 시에 자동으로 행해지도록 하였다. 또 처리방식으로서 Filter 1과 Filter 2는 동시에 처리하지만 대상 원수인 2차 처리수내에 암모니아성 질소(NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N)가 포함되어 있지 않을 경우는 질산화를 목적으로 한 Filter 1의 운전을 필요로 하지 않기에 Filter 2 단독으로 처리를 하였다.

2.2. 운전조건

본 연구의 실험은 525 일간에 걸쳐서 장기간 실험을 실시하였다. 생물막 여과 반응기의 운전조건을 Table 1에 표시한다. 운전기간을 Run 1~14까지 14개로 구분하여 연구를 진행시켰다. 실험기간중의 2차 처리수의 수온변화를 Fig. 2에 표시한다. 여름철에는 32°C 정도 겨울철에는 16°C 정도까지 저하하였다.

운전조건은 Table 1에 제시한 바와 같다. Run 3~5 및

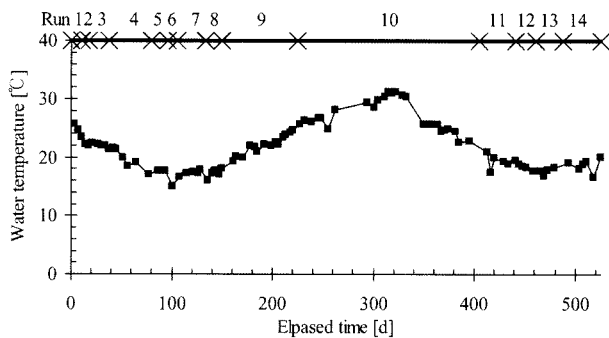


Fig. 2. The time course of temperature.

Run 10에서는 2차 처리수내에 암모니아성 질소농도가 낮아(거의 0.0 mgN/L) 이미 질산화가 이루어진 것으로 판단하여 Filter 1을 운전하지 않고 대상수를 Filter 2만으로 통과시킨 운전을 실시하였다. 그 외 Run에서는 Filter 1과 Filter 2로 처리를 하였다.

또, Run 11~13에서는 암모니아성 질소부하를 상승시켜 질산화 능력을 검토하기 위해 2차 처리수내에 NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N와 알칼리제로서 중탄산칼륨(KHCO<sub>3</sub>)을 인위적으로 조정하여 첨가하였다. 중탄산칼륨의 첨가목적은 질산화에 따른 알칼리도가 소비를 보충하기 위함이었다.

Filter 1의 여층부 공탑HRT는 0.33~1.31 h로 하였다.

Filter 2의 여층부 공탑HRT는 Run 1~4는 0.95 h, Run 5~7은 0.48 h로 하였다. Run 8~12, 13, 14에서는 0.37, 0.30, 0.24 h까지 단축하였다. 이에 따라 여과속도(LV)는 50 m/d에서 202 m/d까지 상승하였다.

Methanol 첨가 제어는 COD/N비 및 McCarty's equation (McCarty et al., 1969)에 근거하여 제어를 실시하였다. McCarty's equation은 다음과 같은 경험식이다.

$$C_m = 2.47N_0 + 1.53N_i + 0.87D_0 \quad (1)$$

C<sub>m</sub> = 탈질에 필요한 methanol량 (mg/L)

N<sub>0</sub> = 질산성 질소농도 (mgN/L)

N<sub>i</sub> = 아질산성 질소농도 (mgN/L)

D<sub>0</sub> = DO 농도 (mg/L)

식 (1)은 methanol의 COD<sub>Cr</sub> 분해율을 95%로 하면 다음과 같은 식으로 변환된다.

$$C_m' = 3.52N_0 + 2.18N_i + 1.24D_0 \quad (2)$$

C<sub>m</sub>' = 탈질에 필요한 methanol량 (mgCOD<sub>Cr</sub>/L)

Table 1. Operational conditions

		Run 1	Run 2	Run 3	Run 4	Run 5	Run 6	Run 7	Run 8	Run 9	Run 10	Run 11	Run 12	Run 13	Run 14	
Operational dates		-	0 ~ 10	11 ~ 17	18 ~ 38	39 ~ 79	80 ~ 96	97 ~ 106	106 ~ 133	134 ~ 150	151 ~ 224	225 ~ 404	405 ~ 441	442 ~ 461	462 ~ 488	489 ~ 525
Flow rate	Filter 1	L/min	5	20	-	-	-	20	10	-	-	-	-	10	-	-
	Filter 2	L/min	-	-	1.1	-	-	2.2	-	2.8	-	-	-	3.5	4.4	-
HRT in filtration part	Filter 1	h	1.31	0.33	-	-	0.33	-	0.65	-	-	-	-	0.65	-	-
	Filter 2	h	-	-	0.95	-	0.48	-	-	0.37	-	-	-	0.30	0.24	-
HRT in reactor	Total	h	2.3	1.3	0.95	0.5	0.8	1.1	1.0	0.37	-	1.0	-	0.95	0.89	-
	Filter 1	h	2.5	0.6	-	-	0.6	-	1.2	-	-	-	-	1.2	-	-
	Filter 2	h	-	1.9	-	-	1.0	-	-	0.7	-	-	-	0.6	0.5	-
L.V	Total	h	4.4	2.5	1.9	1.0	1.6	2.2	2.0	0.7	-	2.0	-	1.8	1.7	-
	Filter 1	m/d	37	147	-	-	147	-	73	-	-	-	-	73	-	-
Methanol addition	Filter 2	m/d	-	50	-	-	101	-	-	128	-	-	-	160	202	-
	-	mgCOD/mgN	-	5	3.5	-	-	-	67% of McCarty's equation	McCarty's equation	McCarty's equation	-	120% of McCarty's equation	McCarty's equation	-	-
Backwashing interval	Filter 1	d	4	-	-	-	-	4	-	-	-	-	4	-	-	-
Backwashing condition	Filter 2	-	-	-	-	-	-	Head loss of 2 m-H <sub>2</sub> O								
Aeration rate	Filter 1	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·min)	0.15	-	-	-	-	0.15	-	-	-	-	0.15	-	-	-
DO set point	Filter 2	mg/L	-	-	-	-	-	6	-	-	-	-	-	-	-	-
Aeration rate	*	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·min)	-	-	-	-	-	0.03	-	-	-	-	-	-	0.06	-
in Filter 2	**	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> ·min)	-	-	-	-	-	0.06	-	-	-	-	-	-	0.12	-

\* DO >= Set point. \*\* DO < Set point.

본 연구에서는 실험원수의 수질데이터를 바탕으로 Filter 2만으로 운전하였을 시는  $N_i = 0 \text{ mgN/L}$ ,  $D_0 = 6.0 \text{ mg/L}$ 로서 Filter 1과 2를 동시에 운전하였을 시는  $N_i = 0 \text{ mgN/L}$ ,  $D_0 = 8.0 \text{ mg/L}$ 로서  $\text{NO}_3^-$ -N을 측정함에 따른 methanol 주입제어를 실시하였다. Run 8에서는 methanol 주입량을 McCarty's equation에 의한 필요량의 0.67배, Run 12~13에서는 1.2배로 한 methanol 첨가제어를 행하여 methanol 주입율의 영향을 검토하였다.

### 2.3. 분석방법

처리상황을 파악하기 위해 주 1~2회 정도의 빈도로 sampling을 하였다. 수온, DO, ORP는 현장에서 오전 9~10시 사이에 측정하였다. 더불어 auto sampler에 의한 24시간 composite sampling을 실시하여 pH, 알칼리도, SS,  $\text{COD}_{Cr}$ , BOD,  $\text{NO}_x^-$ -N,  $\text{NH}_4^+$ -N 등의 수질분석을 실시하였다. 실험은 Standard Method(APHA, 1995)에 근거하였으며 분석항목 및 항목별 분석방법을 Table 2에 나타낸다. 이하, 「T-」, 「S-」는 각각 「Total」, 「Soluble」을 의미한다.

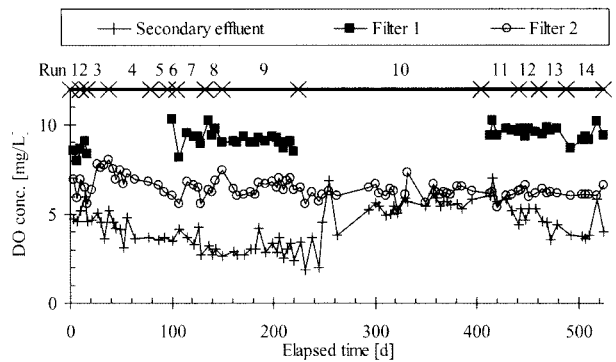
**Table 2.** Analytical items and methods

Items	Unit	Analytical Methods
DO	mg/L	HORIBA DO METER OM-14
pH	-	Glass electrode pH/ORP meter
ORP	mV	Glass electrode pH/ORP meter
SS	mg/L	Gravimetric method, dry oven(103±3°C)
$\text{COD}_{Cr}$	mg/L	Standard Methods (Closed Reflux Methods)
$\text{BOD}_5$	mg/L	Standard Methods (Winkler Azide Modification)
$\text{NH}_4^+$ -N	mgN/L	Indophenol methods
$\text{NO}_2^-$ -N	mgN/L	N-1(1-naphthyl)-ethylenediamine sulfanilamide methods
$\text{NO}_3^-$ -N	mgN/L	Cd reduction N-(1-naphthyl)-ethylenediamine sulfanilamide methods
(T·S)-N	mgN/L	Cd reduction N-(1-naphthyl)-ethylenediamine sulfanilamide methods after digestion by $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$

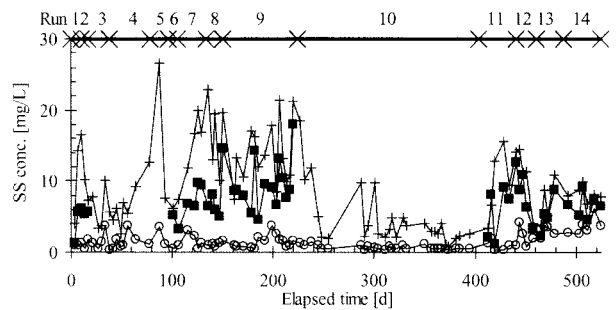
## 3. 결과 및 고찰

### 3.1. 처리특성

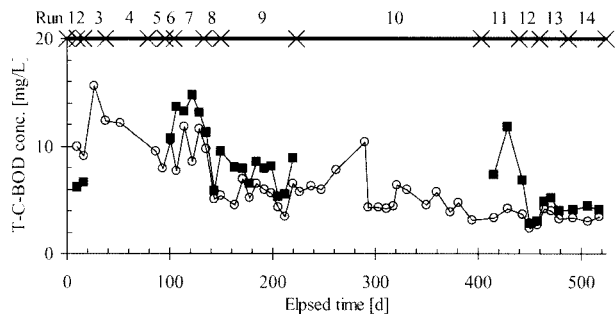
DO 농도변화를 Fig. 3에 나타낸다. 2차 처리수는 3~7 mg/L사이로 변동하여 Filter 1에서는 포기에 의해 DO가 10 mg/L정도까지 증가하였다. Filter 2 상부에서는 유출 DO 농도에 근거한 포기량 제어를 실시함에 따라 2차 처리수에 관계없이 설정치인 6 mg/L로 안정적인 수질을 얻을 수 있었다. SS 농도변화를 Fig. 4에 나타낸다. Filter 2만으로 운전했을 시는 2차 처리수에서 1~5 mg/L정도 유입하여 Filter 2 유출수에서는 0.2~2 mg/L이하를 유지하였다. Filter 1과 2를 동시에 운전하였을 시는 3~16 mg/L정도 유입하여 Filter 1에서 1~13 mg/L정도로 Filter 2에서는 0.8~4 mg/L정도 이었다. 그러나 부하를 증가시킨 Run 14에서는 Filter 2 유출수의 SS 농도가 증가하여 약 6 mg/L정도까지 다



**Fig. 3.** The time course of DO concentration.



**Fig. 4.** The time course of SS concentration.



**Fig. 5.** The time course of T-C-BOD concentration.

랐다. 이상의 분석결과에 의해 본 반응기에서는 Run 12이 전 즉, LV 128 m/d 이하의 경우 SS 제거율이 80% 정도이며 처리수도 SS 제거능력을 가진 것으로 나타났다. 그러나 Run 14에서 LV를 202 m/d까지 증가시킨 경우는 SS 제거는 본 연구의 목표 수질에 만족하지 못함을 알 수 있었다.

BOD 농도변화를 Fig. 5에 나타낸다. 대부분의 운전기간에서 2차 처리수가 10~20 mg/L정도 유입하여 Filter 2에서 3~6 mg/L정도의 수질을 얻을 수 있었다. 부하를 증가시킨 Run 14에서의 경우 Filter 2의 유출수가 1~2 mg/L정도임에 따라 이분해성 유기물은 충분히 제거되어 목표 수질에 만족한 안정적인 유기물 제거능력을 얻을 수 있었다.

질소에 관한 처리결과로서 각각의 질소형태 농도변화를 Fig. 6에 나타낸다.  $\text{NH}_4^+$ -N의 경우, Run 10에서 2차 처리수는 0.02~3 mgN/L정도 유입하여 Filter 2 유출수는 거의 0.0 mgN/L이었다. Run 11~12의 경우, Filter 1에서 질산화 미생물을 축적한 후 데이터로서 1.6~3.9 mgN/L정도 유입하여 Filter 1에서 0.2~0.4 mgN/L정도로 거의 질산화가 이루어짐에 따라 Filter 2 유출수에서도 동일한 결과를 얻을

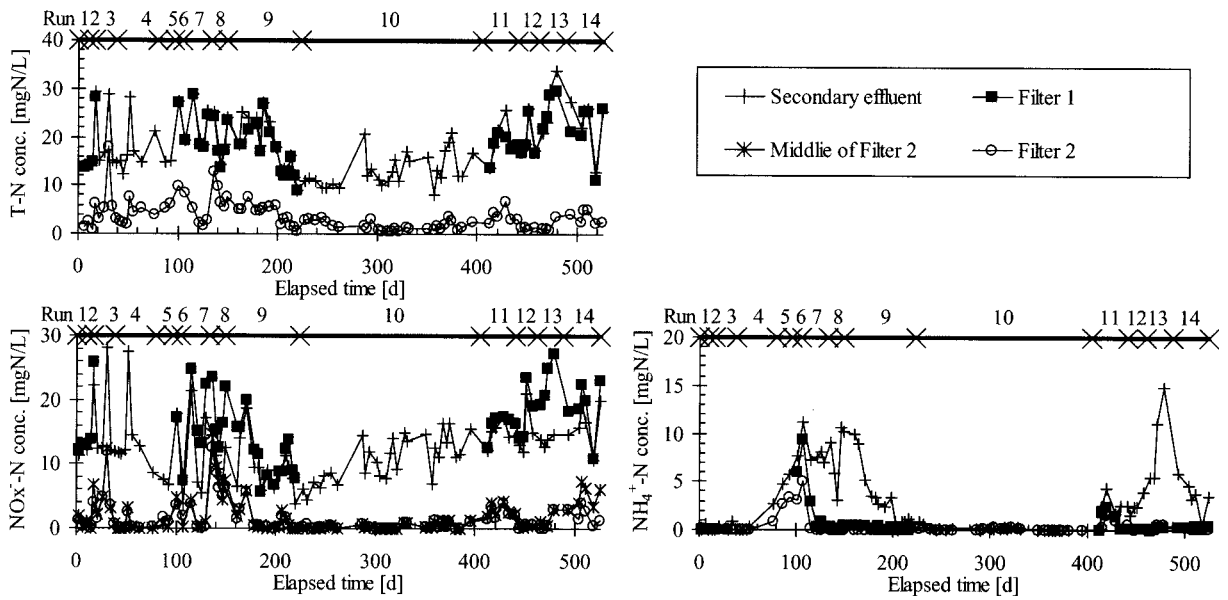


Fig. 6. Relationships between reaction rates and headloss in Filter 2.

수 있었다. T-N 및 NO<sub>x</sub>-N에 관한 Run 별 처리결과는 다음과 같다. Run 10의 경우, T-N 농도는 2차 처리수에서 8~21 mgN/L 정도 유입하여 methanol 첨가가 적절하게 이루어진 경우에는 Filter 2에서 0.7~2.5 mgN/L 정도로 목표 수질을 만족하였다. 또한 NO<sub>x</sub>-N 농도는 7~16 mgN/L 정도 유입하여 Filter 2에서는 1 mgN/L 이하까지 탈질이 진행되었다. 그 결과 Filter 2에서는 거의 완전하게 탈질이 이루어짐을 나타냈다. Run 11의 경우, T-N 농도는 13~25 mgN/L 정도 유입하여 Filter 1에서 14~21 mgN/L, Filter 2에서 2~7 mgN/L 정도 이었다. 또한 NO<sub>x</sub>-N 농도는 12~18 mgN/L 정도 유입하여 Filter 1에서 13~17 mgN/L, Filter 2에서는 2~4 mgN/L 이하이었다. Run 12의 경우 T-N 농도가 17~26 mgN/L 정도 유입하여 Filter 1에서 17~23 mgN/L, Filter 2에서는 1.5 mgN/L 정도 이었다. NO<sub>x</sub>-N 농도는 12~21 mgN/L 정도 유입하여 Filter 2 유출수로 0.0~0.5 mgN/L 정도로 탈질이 진행되었다. Run 12는 methanol 첨가량을 McCarty's equation에 의한 필요량의 1.2배로 첨가한 결과로서 90% 이상의 T-N 제거율을 얻을 수 있었다. Run 13에서도 거의 동일한 수질결과를 얻을 수 있었으나 LV를 202 m/d로 상승시켜 운전한 Run 14에서는 Filter 2 중간부분에서 NO<sub>x</sub>-N 농도가 5 mgN/L 정도 잔존하였다. 이상의 분석결과로부터 Run 13이전의 운전조건의 경우 T-N 제거율이 거의 80%를 유지하여 Filter 1과 2에서 각각 질산화와 탈질이 이루어져 질소 제거가 이루어졌지만, Run 14의 경우는 Filter 2의 하부에서 반응기의 탈질능력의 한계에 도달하여 NO<sub>x</sub>-N 농도가 잔존한 것으로 판단된다.

### 3.2. 수질의 층별분포 특성

생물막 여과 반응기내의 층별분포에 따른 수질을 분석하였다. 본 연구에서는 상향류식으로 운전하였기 때문에 여층 하부에서 상부로의 수질변화를 나타낸다.

운전개시 479일째인 Run 13의 경우 Filter 1과 2의 층별

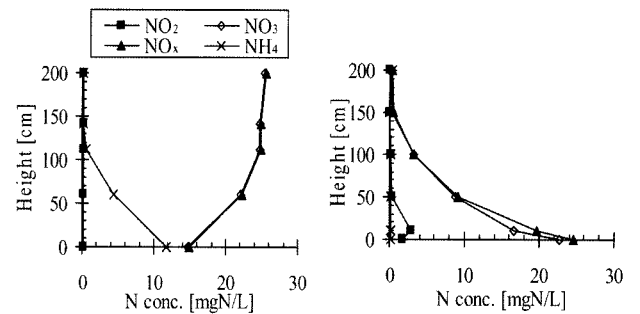


Fig. 7. Profiles of water qualities in Filters 1 and 2 (Run 13; 479 day).

에 따른 질소형태의 수질측정 결과를 Fig. 7에 나타낸다. Filter 1에서 NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N가 질산화 미생물에 의해 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N로 변환하여 높이 약 150 cm에서 질산화가 완료됨을 알 수 있었다. Filter 2의 경우는 여층 중간부분 즉, 높이 약 100 cm까지에서 거의 탈질이 진행되어 처리수의 NO<sub>x</sub>-N 농도는 0.0 mgN/L에 가까웠다. 이를 통해 적절한 methanol 첨가가 이루어질 경우 탈질에 영향을 주지 않음을 알 수 있었다.

이런 층별분포 결과를 바탕으로 손실수두와 반응속도와의 관계를 Fig. 8에 나타낸다. 손실수두는 포착미생물과 관련이 있는 지표로 생각할 수 있다. Filter 2만으로 운전하였을 시 손실수두와 반응속도와의 관계를 명확히 알 수 없었다. 하지만, Fig. 8에 제시된 바와 같이 Filter 1과 2를 동시에 운전하였을 시 양자간에 선형관계가 나타내 손실수두의 증가에 따라 반응속도가 증가함을 알 수 있었다. 이는 유기물중의 SS성분이 Filter 1에서 제거되어 Filter 2에 포착되는 SS 성분의 대부분이 Filter 2내에 미생물로 성장함에 따른 결과로 여겨진다. Filter 2에서의 손실수두 증가에 따른 탈질속도는 1.0~2.3 kgN(m<sup>3</sup>-filter-bed · d)로 증가하였으며 COD<sub>Cr</sub> 제거속도는 6.0~9.6 kgCOD(m<sup>3</sup>-filter-bed · d)이었다. 이러한 결과로부터 Filter 2에서는 여재에 부착된 미생물뿐만 아니라 여재와 여재사이의 포착 미생물도 탈질능

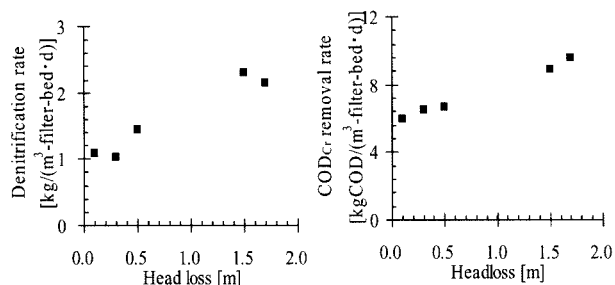


Fig. 8. Relationships between reaction rates and headloss in Filter 2.

력 향상과 유기물 제거에 관여하고 있음을 알 수 있었다.

### 3.3. 한계부하 및 미생물량 검토

Filter 1의  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  부하와 질산화 속도 관계를 Fig. 9에 나타낸다. 질산화 속도는 최대  $0.5 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$  정도이었다.

Filter 2의 탈질부에 있어서 질소부하와 탈질속도의 관계를 Fig. 10에 나타낸다. 저수온기에서의 영향을 검토하기 위해 수온  $20^\circ\text{C}$  이하의 경우만 제시하였다.

LV 160 m/d의 경우,  $\text{NO}_x\text{-N}$  부하  $4 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$ 에 대해  $4 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$ 의 탈질속도를 얻을 수 있었다. 그러나 LV를 202 m/d로 증가시켰을 경우  $\text{NO}_x\text{-N}$  부하  $4 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$ 에 대해  $3 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$  정도로 탈질속도가 저하함을 알 수 있었다. LV 160 m/d 이하이었을 경우  $\text{NO}_x\text{-N}$  농도는 약  $3 \text{ mgN/L}$  이하까지 탈질이 진행하였다. 이에 반해 LV를 202 m/d까지 증가시켰을 경우 최대  $8 \text{ mgN/L}$  정도의  $\text{NO}_x\text{-N}$ 가 잔존하였다. 이는 유입 DO의 영향이 LV 증가에 함에 따라 상대적으로 크기 때문인 것으로 판단된다.

이런 결과로부터 본 생물막 여과반응기의 경우는 LV를 160 m/d 이하로 운전하는 것이 유입 DO 영향도 적고 탈질속도도 최대한 발휘할 수 있을 것으로 판단된다. 이때 최대 탈질속도는  $4 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$  정도 인 것으로 나타났다.

반응조 내의 미생물의 부착증식 상황을 파악하기 위해 다음과 같은 방법으로 측정하였다. 역세척 배수의  $\text{COD}_{\text{Cr}}$ 를 측정하여 포착미생물을 산출하였다. 또한, 반응기내에서 여재를 추출(50 mL)하여 0.1N NaOH(20 mL)에 의해 추출(1 h)을 진동을 시키면서 4회 실시하였다(Satake et al., 1996). 여기서 얻어진 추출액의  $\text{COD}_{\text{Cr}}$ 를 측정하여 부착미생물량을 산출하였다.

Filter 1과 2의 미생물량을 Fig. 11에 나타낸다. Filter 1에서의 포착과 부착 미생물량이 각각 500~1,500과 2,900~3,100  $\text{mgCOD/L-filter-bed}$  정도였다. Filter 2의 경우 여층 하부에서는 부착 미생물량이 8,000~16,000  $\text{mgCOD/L-filter-bed}$  정도이며, 포착 미생물량이 1,800  $\text{mgCOD/L-filter-bed}$  정도로 높은 미생물을 보유하였다. 이런 결과는 Filter 2의 경우 미생물이 높은  $\text{NO}_x\text{-N}$  부하 운전에 의해 투입 methanol 량이 높았으며 장기간 운전에 따라 methanol에 순응한 미생물

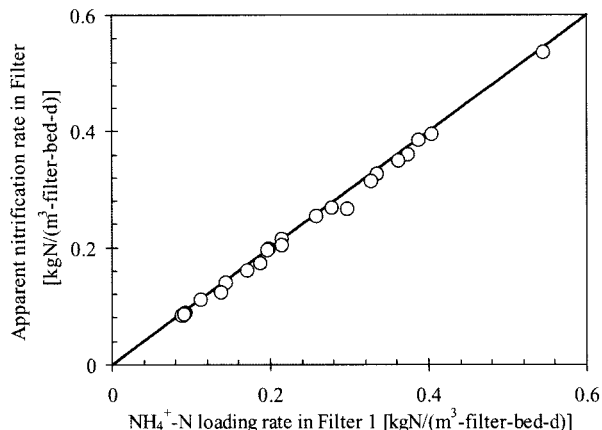


Fig. 9. Relationships between nitrification rate and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  loading rate in Filter 1.

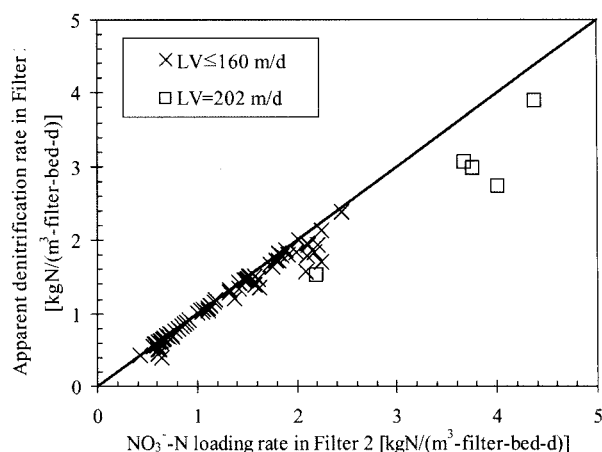


Fig. 10. Relationships between denitrification rate and  $\text{NO}_3^-\text{-N}$  loading rate in Filter 2.

성장에 따른 것으로 판단된다. 이처럼 높은 미생물량은 궁극적으로 본 반응기의 특징인 접촉시간과 반응기 용적을 줄일 수 있는 장점을 지닌다고 판단된다.

### 3.4. 역세척의 영향

손실수두가 2 m에 다다랐을 시점에서 역세척이 이루어진 Filter 2의 역세척 간격을 Fig. 12에 나타낸다. 또한, Filter 1과 2의 처리수량에 대한 역세척 수량의 비율을 Fig. 13에 제시한다.

Run 11~12의 운전조건에서 Filter 1의 역세척은 평균적으로 약 85 h 간격으로 역세척이 이루어졌다. Filter 1의 경우 대부분이 손실수두가 1 m 이하 이었는데 이는 고형물질과 유기물의 부하가 적고 aeration을 함에 따라 손실수두가 증가하기 힘들었다고 생각된다. 이에 반해 Filter 2의 경우 Filter 1에 비해 짧은 간격인 약 22 h 간격으로 자동 역세척이 이루어졌는데 이는 첨가 methanol에 따른 미생물 증가의 영향으로 판단된다.

역세수량의 측면을 보면, Filter 1과 2의 경우 각각 처리수의 2%와 6% 정도를 역세척으로 사용하였다. 이에 따라 전체적으로 역세에 필요한 역세수량을 5~10 % 정도이었으며 LV 증가에 따른 영향은 없는 것으로 판단되었다.

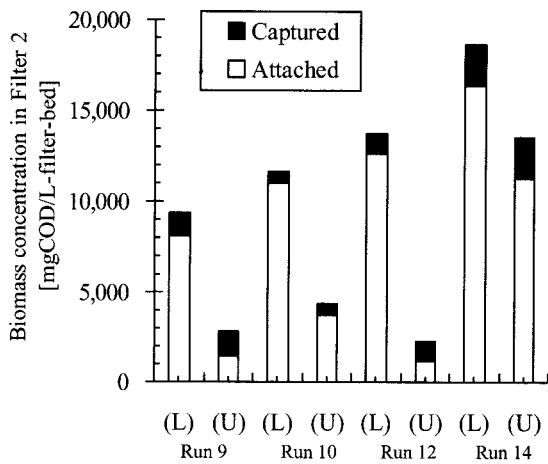
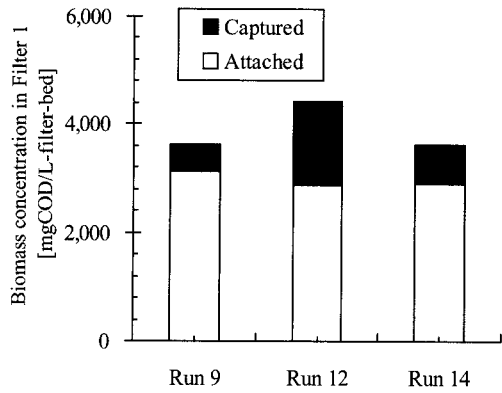


Fig. 11. Biomass concentrations in Filters 1 and 2. (L; lower part, U; upper part in Filter 2)

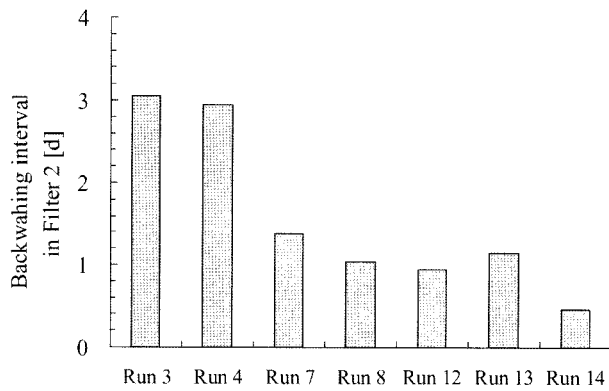


Fig. 12. Backwashing intervals in Filter 2.

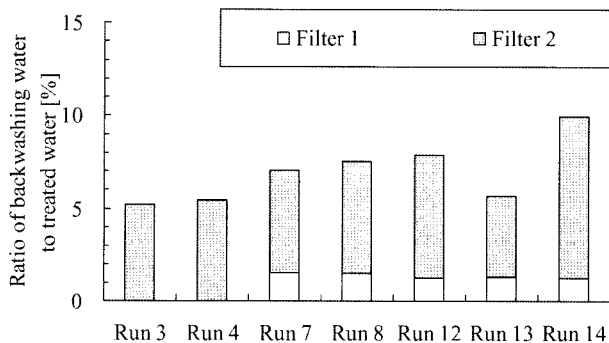


Fig. 13. The ratio of backwashing water to treated water.

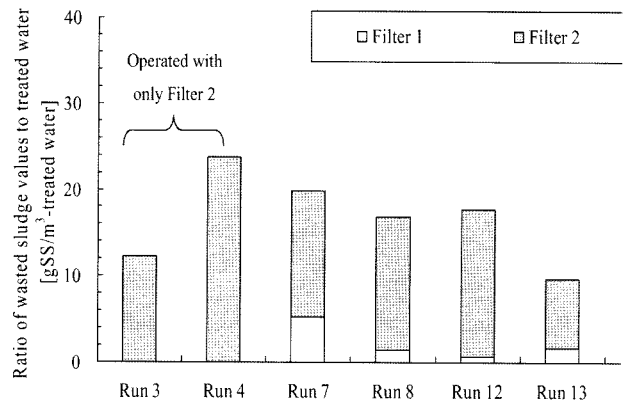


Fig. 14. Wasted sludge in backwashing.

### 4. 결론

본 연구는 SS 및 질소제거를 주된 목적으로 한 하수고도 처리법으로서 생물막 여과반응기를 개발하였다. 약 525일 간에 걸친 장기간 pilot plant 규모의 생물막 여과반응기를 이용하여 2차 처리수를 이용한 연속처리운전을 행하였으며 본 연구에서 얻어진 주된 결과는 다음과 같다.

- 1) 여과층 높이 2 m로 설정한 본 반응기에서는 처리수 SS 농도 3 mg/L 이하, T-C-BOD 농도 5 mg/L 이하, T-N 농도 5 mgN/L 이하의 고도처리 수준의 수질을 얻기 위해서는 McCarty's equation의 1.2배 methanol 첨가가 필요하며 SS 농도 5 mg/L, T-N 농도 5 mgN/L 정도까지 허용할 경우에는 LV를 202 m/d(여층부 공탑HRT=0.24 h)까지 증가 가능한 것으로 나타났다.
- 2) Filter 1과 2의  $\text{NH}_4\text{-N}$  및  $\text{NO}_x\text{-N}$  부하에 따른 질산화 및 탈질속도는 각각 최대  $0.5 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$  과  $4 \text{ kgN}/(\text{m}^3\text{-filter-bed} \cdot \text{d})$  정도인 것으로 나타났다.
- 3) 반응기의 한계능력을 검토한 결과, LV 160 m/d 이하이었을 경우  $\text{NO}_x\text{-N}$  농도는 약 3 mgN/L 이하까지 탈질이 진행하였으나 LV를 202 m/d까지 증가시켰을 경우 최대 8 mgN/L 정도의  $\text{NO}_x\text{-N}$ 가 잔존하였다. 이는 유입 DO의 영향이 LV 증가에 함에 따라 상대적으로 크기 때문인 것으로 판단된다.
- 4) 역세수량의 측면을 보면, Filter 1과 2의 경우 각각 처리수의 2%와 6% 정도를 역세척으로 사용하였다. 이에 따라 전체적으로 역세에 필요한 역세수량을 5~10% 정도이었으며 LV 증가에 따른 영향은 없는 것으로 판단되었다.
- 5) 모든 운전기간 동안 자동역세척이 이루어진 점은 본 반응기의 중요 장점인 「운전관리의 용이성」을 충분히 만족하였다고 생각된다.

### 참고문헌

- 환경부, 하수종말처리장 고도처리시설 실태점검 결과 (2004).  
 APHA, AWWA, WEF, Standard Methods 19th Edition, USA (1995).

- Chen, J. J., McCarty, D., Slack, D. and Rundle, H., Full Scale Case Studies of a Simplified Aerated Filter (BAF) for Organics and Nitrogen Removal., *Water Sci. Technol.*, **38**(1), pp. 79-86 (2000).
- Hidaka, T., Tsuno, H. and Kishimoto, N., Advanced Treatment of Sewage by Pre-coagulation and Biological Filtration process., *Water Res.*, **37**(17), pp. 4259-4269 (2002).
- Hidaka, T., Tsuno, H., Jeong, J., Kishimoto, N. and Oda, T., Utilization of Pre-coagulation Sludge in Biological Filtration Process, *J. of Japan Sewage Works Assoc.*, **40**(487), pp. 103-116 (2003).
- McCarty, Beck, P. L. and Amant, P. St., Biological Denitrification of Wastewaters by Addition of Organic materials., Proc. of 24th Annual Purdue Industrial Waste Con (1969).
- Payraudeau, M., Paffoni, C. and Gousailles, M., Tertiary Nitrification in an Up flow Biofilter on Floating Media: Influence of Temperature and COD Load., *Water Sci. Technol.*, **41**(4-5), pp. 21-27 (2000).
- Puznava, N., Payraudeau, M., Le Tallec, X. and Reddet, E. Simultaneous nitrification and denitrification in Biostyr : A new approach for complete nitrogen removal, *Preprints, IAWQ Conference on Biofilm Systems, New York, October.* pp. 17-20 (2000).
- Satake, J., Matsuda, A. and Kwasaki, K., Study on the Wastewater Treatment by Upflow and Downflow Aerated Biofilters., *J. of Japan Sewage Works Assoc.*, **33**(407), pp. 80-92 (1996).
- Tschui, M., Boller, M., Gujer, W., Eugster, J., Mäder, C. and Stengel, C., Tertiary nitrification in aerated pilot biofilters., *Water Sci Technol.* **29**(10-11), pp. 53-60 (1994).
- Tsuno, H., Hidaka, T. and Nakamoto, M., Development of Pre-coagulation and Bio-filtration Process for Advanced Treatment of Sewage., *Water Sci Technol, Water Supply.*, **4**(1), pp. 13-22 (2004).