

工學碩士 學位論文

2단 간헐식 막분리 SBR 공정에 의한

고도 하수 처리 공정



이 論文을 工學碩士學位 文으로 提出함

2003年 2月

釜慶大學校 大學院

環境工學科

李 恩 淑

李 恩 淑의 工學碩士 學位를 認准함

2002年 12 月

主 審 理學博士 朴 清 吉



委 員 工學博士 李 錫 謨

(印)

委 員 工學博士 李 柄 憲



목 차

목 차	i
List of Tables	iii
List of Figures	iv
Abstract	vii
 제 1 장 서 론	 1
 제 2 장 문 헌 연 구	 4
2-1. MBR (membrane bioreactor) system	4
2-1-1. MBR 공정의 특징	4
2-1-2. 침지식 MBR 종류	8
2-2. SRT에 따른 영양염류 제거에 관한 연구	13
2-2-1. SRT가 질산화에 미치는 영향	13
2-2-2. SRT가 인 제거에 미치는 영향	14
2-3. 유기물 농도에 따른 영양염류 제거	16
2-3-1. 유기물 농도가 질소 제거에 미치는 영향	16
2-3-2. 유기물 농도가 인 제거에 미치는 영향	18
2-4. DO의 영향에 따른 영양염류 제거	20
2-4-1. DO 농도가 질소 제거에 미치는 영향	20
2-4-2. DO 농도가 인 제거에 미치는 영향	24
2-5. 질산성 질소가 인 제거에 미치는 영향	26
2-6. 인 제거 반응 기작에 의한 슬러지 내 인 함량	27
2-7. Activated Sludge Model NO.2d, ASM 2d의 속도 방정식 및 인자	29
 제 3 장 실험장치 및 실험방법	 34
3-1. 실험 장치	34
3-2. 운전 조건 변화	38
3-2-1. C/N 변화	38
3-2-2. HRT 변화	38

3-2-3. 평균 DO 농도 변화	38
3-2-4. 포기 시간 변화	38
3-2-5. COD loading rate 변화	38
3-3. 1cycle의 각 성분의 거동	39
3-3-1. 포기 시간 및 유출 시간 변경에 따른 각 성분의 농도 변화	39
3-3-2. COD loading rate 변화에 따른 각 성분의 농도 변화	40
3-4. 슬러지 내 인의 함량에 관한 회분식 실험	41
3-5. 막의 미생물 배제 실험	41
 제 4 장 결과 및 고찰	 43
4-1. 운전 기간동안 반응조 상태 및 유입수, 유출수 농도 및 제거율 변화	43
4-1-1. 운전 기간동안의 수온, MLSS, Flux, 유출 압력	43
4-1-2. 운전 기간동안의 유기물 및 질소 인의 농도 변화	46
4-2. 각 운전 상태에 따른 처리효율 비교	49
4-2-1. C/N 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거	49
4-2-2. HRT 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거	50
4-2-3. 평균 DO 농도의 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거	51
4-2-4. 포기 시간 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거	53
4-2-5. COD loading rate 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거	54
4-3. 1cycle의 각 성분의 거동	55
4-3-1. 포기 시간 및 유출 시간 변경에 따른 각 성분의 농도 변화	55
4-3-2. COD loading rate의 변화에 따른 각 성분의 농도 변화	60
4-4. 슬러지 내 인의 함량에 관한 회분식 실험	64
4-5. 기존의 2 단 MBR 공정과의 유기물 및 질소, 인의 제거율 비교	67
4-6. 막의 미생물 배제 실험 결과	68
 제 5 장 모델링을 통한 미생물 성장속도 도출 및 해석	 70
5-1. 모델의 수식화	70
5-2. 모델링 결과	73
 제 6 장 결 론	 77
 참고문헌	 78

List of Tables

Table 2-1 MWCO, TMP ,and flux along pore size	5
Table 2-2 SVI, removal efficiency of COD and phosphorus during experimental periods	14
Table 2-3 Summary of the results from the experimental runs	25
Table 2-4 Operation conditions of the pilot plants	27
Table 2-5 Stoichiometric matrix for ASM 2d for soluble and particulate components	29
Table 2-6 Process rate equations for ASM2d	31
Table 2-7 Difinition and typical values for the kinetic parameters of ASM2d	32
Table 3-1 Membrane Specifications	36
Table 3-2 Composition of synthetic food	37
Table 3-3 Analytical Item and methods	37
Table 3-9 Composition of medium	42
Table 4-1 COD, TN and TP removal with variation of C/N	49
Table 4-2 COD, TN and TP removal with variation of HRT	50
Table 4-3 COD, TN and TP removal with variation of mean DO concentration	51
Table 4-4 COD, TN and TP removal with variation of aeration time	53
Table 4-5 COD, TN and TP removal with variation of COD loading rate	54
Table 4-6 Actual time of anoxic. anaerobic and aerobic time with variation of aeration time	59
Table 4-7 COD, TN and TP removal between other 2 stage MBRs and this experiment	67
Table 5-1 Calculation of growth rate from results of Modeling	76

List of Figures

Fig. 2-1 Rejection of coliphage Q β along experiment.	5
Fig. 2-2 Removal of T-coliforms.	6
Fig. 2-3 Variation of viscosity in mixed liquor.	7
Fig. 2-4 Schematic of 1stage MBR.	8
Fig. 2-5 Schematic of 2stage MBR.	10
Fig. 2-6 Schematic of 2 stage MBR.	10
Fig 2-7 Ammonia equilibrium.	13
Fig. 2-8 Relationship between SRT and T-P removal efficiency.	14
Fig. 2-9 Relations between phosphorus contained in sludge and SRT.	15
Fig. 2-10 Effect of the N/BOD ratio of the influent wastewater on the removal efficiency of nitrogen and phosphorus.	16
Fig. 2-11 Influence of aeration/non -aeration cycle on nitrogen removal rate	17
Fig. 2-12 Profiles of PO ₄ -P in batch experiments with varying initial glucose conditions.	18
Fig. 2-13 Profiles of PHA from batch experiments with varying initial glucose concentrations.	18
Fig. 2-14 Effect of DO concentration on SRT required to achieve effluent NH ₄ -N concentration of 1 mg/L at 20°C in a CMAS system.	20
Fig. 2-15 Effect of mixed-liquor DO concentration on maximum denitrification rates.	23
Fig. 2-16 Phosphate(Spo ₄ -p) and PHB (XPHA) over a batch cycle in case of a high(A) and a low(B) organic loading.	24
Fig. 2-17 Typical results of the denitrification tests.	26
Fig. 2-18 Phosphorus fractions of the biomass.	28
Fig. 3-1 Schematic of experiment reactor.	34
Fig 3-2 Operation condition of 1 cycle.	36
Fig. 3-3 Operation condition of aeration time 30min and effluent time 18min.	39
Fig. 3-4 Operation condition of aeration time 25min and effluent time 15min.	39
Fig. 3-5 phosphorus contained in sludge from batch experiments.	41
Fig. 4-1 Variation of temperature during operating periods.	43
Fig. 4-2 Variation of MLSS and Effluent TSS during operating periods.	43

Fig. 4-3 Variation of flux during operating periods.	44
Fig. 4-4 Variation of pressure differentia during operating periods.	44
Fig. 4-5 Variation of COD influent and effluent concentration during operating periods.	46
Fig. 4-6 Variation of COD removal efficiency during operating periods.	46
Fig. 4-7 Variation of TN influent and effluent concentration during operating periods.	47
Fig. 4-8 Variation of TN removal efficiency during operating periods.	47
Fig. 4-9 Variation of TP influent and effluent concentration during operating periods.	48
Fig. 4-10 Variation of TP removal efficiency during operating periods.	48
Fig. 4-11 variation of DO concentration.	51
Fig 4-12 Variation of $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration according to aeration time change ..	55
Fig. 4-13 Variation of $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration according to aeration time change ..	55
Fig. 4-14 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to aeration time change ..	56
Fig. 4-15 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to aeration time change	56
Fig. 4-16 Variation of $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration according to aeration time change	57
Fig. 4-17 Variation of $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration according to aeration time change	57
Fig. 4-18 Variation of $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration according to COD loading rate change	60
Fig. 4-19 Variation of $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration according to COD loading rate change	60
Fig. 4-20 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to COD loading rate change	61
Fig. 4-21 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to COD loading rate change	61
Fig. 4-22 Variation of $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration according to COD loading rate change	62
Fig. 4-23 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to COD loading rate change ...	62
Fig. 4-24 Variation of mgXpp/gVss from batch experiment.	64
Fig. 4-25 Variation of mgXpp/gVss and dissolved phosphorus from batch experiment	65

Fig. 4-26 Variation of mgXpp/gVss and dissolved phosphorus from batch experiment.	65
Fig. 4-27 Mesophilic bacteria colony forming unit per mL in reactor and effluent.	68
Fig. 4-28 Removal efficiency of Mesophilic bacteria.	69
Fig. 5-1 Schematic of reactor for modeling.	70
Fig. 5-2 Comparison between simulated and observed $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration	73
Fig. 5-3 Comparison between simulated and observed $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration	73
Fig. 5-4 Comparison between simulated and observed $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration	74
Fig. 5-5 Comparison between simulated and observed $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration	74
Fig.5-6 Comparison between simulated and observed $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration	75
Fig. 5-7 Comparison between simulated and observed $\text{PO}_4\text{-N}$ concentration	75

Advanced Sewage Treatment Process by Two stages Intermittent Submerged Membrane SBR

Eun Suk Lee

*Department of Environmental Engineering, Graduate School,
Pukyong National University*

Abstract

A laboratory-scale submerged membrane sequencing batch reactor (SBR) was fed with synthetic wastewater to investigate the possibility of simultaneous removal of organic, nitrogen and phosphorus by intermittent aeration and internal recycle.

Submerged membrane SBR consists of two compartments using a microfiltration (MF) membrane with $0.4\ \mu\text{m}$ pore size and a surface area of $4\ \text{m}^2$.

MLSS concentration in 1st reactor and 2nd reactor was in the range 3000–4000 mg/L and 5500–7000 mg/L, respectively, and Solid Retention time(SRT) was set around 25 day.

During operating periods, C/N ratio in the feed, Hydraulic Retention Time(HRT), mean dissolved oxygen(DO) concentration, aeration time in 2nd reactor and organic loading rate were changed 3.5–5.7, 8–10 hours, 1–3 mg/L, 25–30 min and $0.67\text{--}0.72\ \text{kg/m}^3/\text{d}$, respectively. Under flux of $0.21\text{--}0.28\ \text{m/d}$, the SBR with membrane was successfully run over 180 day without the need for chemical cleaning.

TSS concentration of effluent was below 1 mg/L and mesophilic bacteria of effluent was successfully removed. Thus, additional membrane was a suitable way to get adequate water quality for water reuse.

When organic loading rate and aeration time were set at 0.72 kg/m³/d and 30min, the removal of COD, TN, TP was 99.8 %, 76.1 % and 82.9 %, respectively.

The experimental results during 1 cycle were simulated for searching optimal parameters by ASM 2d model.

To enhance the removal of phosphorus, intermittent internal recycle and aeration time in 2nd reactor were important factors.

제 1 장 서 론

본 논문은 막을 결합시켜 하수를 고도 처리하는 새로운 공정인 2단 간헐식 막분리 SBR 공정 개발로서 기존의 SBR(Sequencing Batch Reactor) 공정과는 달리 반응조를 제 1 반응조와 제 2 반응조로 나누고 침전 단계를 생략하는 대신 막을 결합시켜 유출시키는 공정이다.

현재 활성 슬러지 공법으로 하수를 고도 처리하는 공정으로는 질소를 제거하기 위한 공정과 인을 제거하는 공정, 그리고 질소 인을 동시에 제거하는 공정 등이 있다. 연속 공정으로 질소를 제거하기 위한 공정으로는 Ludzack-Ettinger, MLE (Modified Ludzack-Ettinger), Bardenpho 등이 있으며, 인을 제거하기 위한 공정으로는 A/O, Phostrip 공정 등이 있고, 질소와 인을 동시에 제거하는 공정으로 A2/O, Modified Bardenpho, UCT(University of Cape Town), VIP 등이 있으며, 회분식 공정으로 SBR 등이 있다.

그 중 SBR은 유입(무산소 혹은 혐기), 포기, 침전, 유출의 단계를 거쳐 하수 중의 질소와 인을 처리하는 공정으로 운전이 용이하며, 미생물의 유실이 적은 것이 장점이지만, 유출수의 수질이 배출 장치에 따라 변동이 심하다는 것이 단점이다(Metcalf & Eddy, 2003).

연속 공정의 경우 생물 반응조 이후에 침전지를 거쳐 처리수를 배출시키며, SBR 공정에서도 침전 단계 이후에 처리수가 배출되는데, 침전지에 슬러지 팽화 현상 등이 일어나면 침전 효율이 저하되어 처리수의 수질이 나빠진다(Rosenberger, 2002).

1960년 대 이 후부터 pore size가 작아 처리 수의 SS 농도를 1 mg/L이하로 낮게 유지할 수 있는 막(Shin,1998)을 활성 슬러지 공법과 결합한 (Smith,1969) MBR(Membrane Bioreactor) 이 이용되었고, Yamamoto(1989)에 의해 막을 생물 반응조에 직접 침지시켜 하수 중의 유기물을 제거하는 침지식 MBR이 도입되었다.

침지식 MBR은 1단(1 stage) MBR (Yamamoto,1989: Ueda,1996: Ng, 2000: Nagaoka,2002)과 2단(2 stage) MBR(Seo,2000: Ujang,2002: Yoon,2000)로 나눌 수 있으며, 우리나라에서도 하수 처리뿐만 아니라 축산폐수 (신, 2001), 침출수 (강,

2000) 처리 등에 MBR 공정을 이용하여 실험을 수행하였다.

1단 MBR은 단일 반응조에 MLSS 농도를 높게 유지시켜, 성장 속도가 느린 질산화 미생물 등의 미생물 유실을 막아 질산화 효율을 높이고 포기 장치를 간헐적으로 운전하면서 탈질화도 이루어 유기물 및 질소를 안정적으로 처리하는 공정이다.

그러나, 1단 MBR 공정은 SRT가 길고, 간헐 포기에서 포기가 되지 않는 구간에 완전히 탈질화가 일어나지 않으면 혐기 구간이 생기지 않아 인 방출 현상이 없어져 인의 제거율이 낮게 나왔다(Murakami,2000).

2 단 MBR은 1단 MBR의 한계를 극복하고자 반응조를 2조로 두는데, 제 1 반응조는 기존의 활성 슬러지 생물 반응조와 같으며 제 2 반응조는 막을 침지시키고, 제 1 반응조의 MLSS 농도를 유지하고 탈질화 및 인 방출을 유도하기 위하여 제 2 반응조로부터 제 1 반응조에 내부 반송을 하여 유기물, 질소, 인을 처리하는 공정이다.

2 단 MBR 공정은 두 반응조 모두 간헐 포기를 하는 경우(Seo,2000: Ujang,2002), 제 1 반응조는 포기하지 아니하고 제 2 반응조는 연속적으로 포기하는 경우(Yoon, 2000) 등이 있으나, 2 단 MBR 공정 실험에서도 혐기 구간이 완전히 이루어지지 않았을 때는 인의 높은 제거율을 기대할 수 없었다(Ujang ,2002).

따라서 본 연구는 이러한 문제점을 극복할 수 있는 공정으로서 반응조를 두조로 운전하는 2 단 MBR 공정으로 기존의 공정과 달리 내부 반송을 간헐적으로 운전하여 내부반송이 시작되면, 제 1 반응조는 무산소 구간이 되고 내부반송이 끝난 이후는 혐기 구간이 되도록 하였으며, 제 2 반응조는 내부 반송 시 무산소 구간이 되고 내부 반송이 끝난 이후는 포기를 시켜 호기 구간이 되도록 하여 유기물, 질소, 인의 제거 효율을 높이고자 하였다.

또 기존의 SBR 공정의 1cycle 시간을 6시간(환경신기술, 2001)에서 1시간으로 짧게 운전함으로써 좀 더 유입수의 연속적인 처리가 가능하도록 하고자 하였다.

본 연구는 2단 간헐식 막분리 SBR 공정의 최적화를 이루기 위하여 여러 가지

운전 조건을 달리 하여 실험을 수행하였다.

운전조건으로는 C/N 변화, HRT 변화, 평균 DO 농도 변화, 포기시간 변화와 COD loading rate의 변화 등으로 운전하였으며, 1 cycle의 질소, 인의 거동을 알기 위하여 포기 시간과 COD loading rate 변화시켜 실험을 수행하였으며, 인의 방출 현상과 인의 섭취 현상이 일어나는 지에 대해 알아보기 위하여 슬러지 내 인의 함량과 용액 속의 인 농도에 대하여 회분식 실험을 하였다.

또한 막은 pore size 가 작아서 미생물의 배제 능력이 있으므로 (Chiemchaisri, 1992) 물의 재이용 가능성에 대하여 알아보고자 일반 중온 미생물 배제 실험을 수행하였다. 그리고 1 cycle의 질소 및 인의 거동에 관한 실험으로부터 ASM 2d를 이용한 모델링을 수행하여 각 운전 조건에서의 미생물 증식 속도 인자를 도출하고 해석하고자 하였다.

제 2 장 문 헌 연 구

2-1. MBR (membrane bioreactor) system

2-1-1. MBR 공정의 특징

활성 슬러지 공정에 고액 분리를 목적으로 막 분리를 사용하게 된 것은 1960년대부터였으며(Smith,1969) Yamamoto (1989)에 의해 막을 생물 반응조에 직접 침지시켜 유기물 및 영양염류를 처리하게 되어, 현재는 막을 침지시킨 생물 반응조를 1단 나 2단로 운전하면서 운전 조건을 달리한 막 생물 반응조 공정이 있다(Ueda,1996: Dittrich,1996: Ogoshi,2000: Yoon,2000: Nagaoka,2002: Seo,2002).

MBR은 기존의 하·폐수 처리장에서의 침전 시 효율 저하로 인한 고액 분리의 문제점을 해소할 수 있어 안정된 처리수 수질을 이루는 동시에 침전 조로 인한 불필요한 면적을 줄일 수 있다(Rosenberger, 2002).

Shin(1998)은 0.2 μm 의 pore size의 MF막을 이용하여 1 mg/L이하의 SS 처리수 수질을 달성하였다.

또 MBR은 막의 pore size가 작기 때문에 유출시 SS가 막으로부터 완전 배제되어 MLSS 농도를 높게 유지할 수 있기 때문에 높은 유기물 부하에서도 안정된 수질을 얻을 수 있으며, SRT를 길게 유지하여 슬러지 감량화도 이룰 수 있다(Muller,1995: Chiemchaisri,1992).

기존의 하수 처리 공정에서는 침전효율이 저하되면 침전 조에서 미생물 유실이 일어나지만, MBR은 SRT(Sludge Retention Time)를 길게 유지할 수 있어 생물 반응조로부터 미생물이 성장하지 못하고 반응조를 빠져나가 질산화 역할을 하지 못하는 것을 방지하여 질산화 능력을 높인다고 하였다(Fan,1996: Rosenberger,2002).

폐수 처리에 사용되고 있는 막으로는 대개 UF (Ultra Filtration, 한외 여과), MF (Micro Filtration) 막으로 Table 2-1에서 막의 공경, 적용압력, 막 플럭스 등이 나타나 있다.

Table 2-1 MWCO, TMP, and flux along pore size (최익소, 1999)

Item	MF	UF	NF	RO
Pore Size	0.1~10 μ m	2~100nm	1~10nm	<1nm
MWCO(dalton)	-	1,000~100,000	200~1000	<200
TMP(kPa)	20~100	50~700	500~1500	1000~8000
flux (m ³ /m ² · d)	10~100	1~10	0.8~2	0.4~0.8

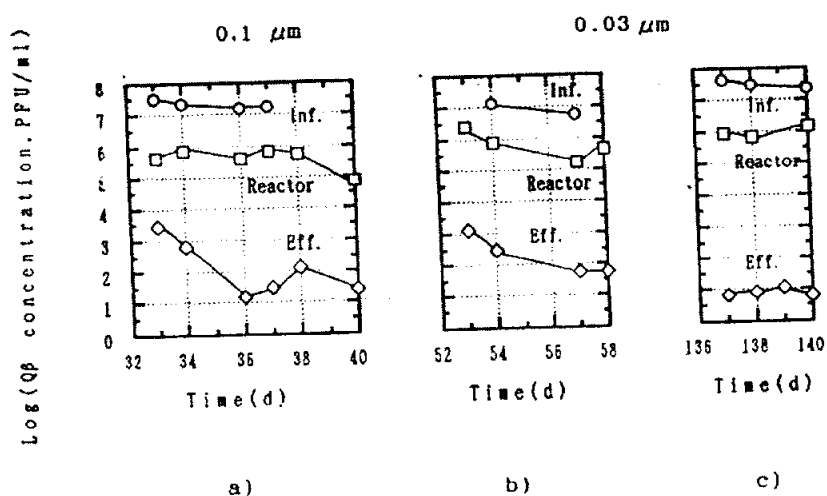


Fig. 2-1 Rejection of coliphage Q β along experiment (Chiemchaisri,1992).

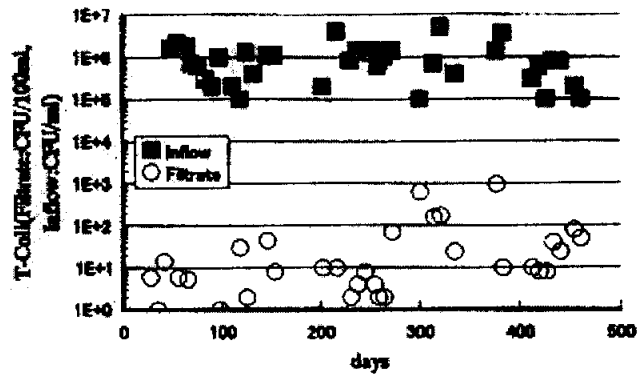


Fig. 2-2 Removal of T-coliforms (Ogoshi,2000).

MBR은 $0.2\mu\text{m}$ 이하의 pore size를 가진 UF막이나, MF막이 미생물이나 바이러스를 완전히 배제시킬 수 있어(Chiemchaisri,1992; Dittrich,1996) 폐수를 안정적으로 처리하여 재이용 할 수 있다.

Chiemchaisri(1992)는 pore size가 $0.03, 0.1\mu\text{m}$ 인 막을 이용하여 virus 배제 능에 대하여 조사하였으며, Fig. 2-1에서 막을 통과한 유출수에는 virus 농도가 낮았으며, 이것은 막 표면에 부착된 슬러지가 층을 만들어 막의 pore size보다 pore size가 더욱 작아짐으로 막에 의한 미생물의 분리 능력이 높아졌기 때문이라고 하였다.

Ogoshi(2000)도 $0.2\sim0.4\mu\text{m}$ 막을 이용하여 막의 T-coliforms 배제 능력에 대하여 실험을 수행하였으며, Fig. 2-2와 같이 여과된 유출수에서 T-coliforms이 낮게 나왔다.

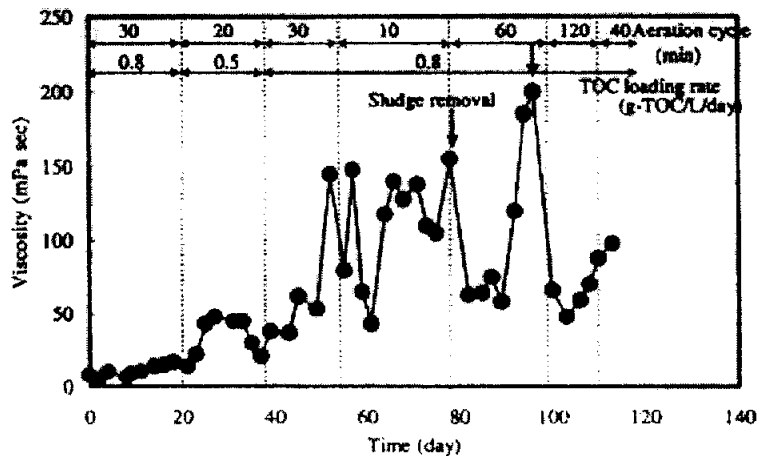


Fig. 2-3 Variation of viscosity in mixed liquor (Nagaoka,2002).

또, 최근에는 막의 개발이 많이 되어 막의 경제성이 높아져 막을 결합시킨 MBR이 증가하고 있으나 유출시 막의 일정한 압력을 유지하기 위한 에너지가 필요하며, MLSS농도가 높은 반응 조에서는 막 fouling 현상이 빨리 일어나게 되어(Muller,1995; Yamamoto,1989) 주기적인 막 세척이 이루어져야 한다.

막의 fouling은 유기물 부하가 높을 때 더 빨리 일어나며 Nagaoka(2002)와 Fan(2000)은 flux가 높을수록 fouling이 더 빨리 진행된다고 하였다.

그리고 Nagaoka(2002)는 슬러지의 점성이 증가하는 것은 미생물의 대사산물 때문이라고 하였으며, Ueda(1996)는 슬러지의 점성이 높을수록 막의 fouling이 빨라지며 유출 압력도 증가하므로 슬러지 점성을 낮추기 위해서는 일정하게 슬러지를 폐기시켜야 한다고 하였고, Yamamoto(1989)는 MLSS농도의 적당한 한계 이하에서 유지하여야만 안정된 flux를 유지할 수 있다고 하였다.

또, Nagaoka(2002)는 간헐적으로 포기하는 것은 유기물 부하가 높을 때는 큰 효과가 없으나, 유기물 부하가 낮을 때는 간헐적인 포기시 슬러지 점성을 떨어뜨려 막의 fouling을 줄이는 데 효과가 있다고 하였다.

그러므로, 너무 긴 SRT보다는 적절하게 SRT를 유지하여 안정된 수질과 막 fouling 현상의 최소화를 이루어야 할 것이다.

2-1-2.. 침지식 MBR 종류

1) 1단 MBR

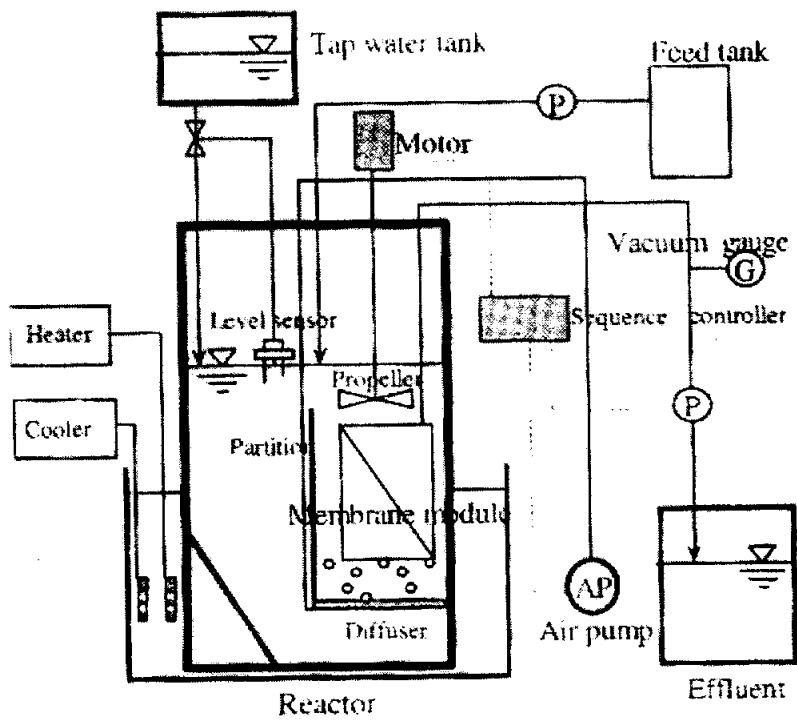


Fig. 2-4 Schematic of 1stage MBR (Nagaoka,2002).

막을 침지 시킨 1단 MBR은 0.1-0.4 μm 의 MF 막을 주로 사용하고, 단일 활성 슬러지 반응조에 막을 침지시켜 포기 시간과 비포기 시간으로 조건을 바꾸면서 유기물 및 영양염류를 제거하는 공정이다.

1단 MBR은 높은 MLSS농도를 유지하여 영양염류 중 특히 질산화 및 탈질화로부터 질소를 제거하는 공정이 대부분이며, MLSS 농도는 7000-16000 mg/L (Yamamoto,1989), 8000-12000 mg/L (Ueda,1996), 5000-10000 mg/L (Ng, 2000), 10000 mg/L(Ogoshi,2000), 6000-10000 mg/L (Nagaoka,2002) 등으로 운전하였다.

Ueda(1996)는 HRT를 13-16 hr로 하고, 포기 시간과 비포기 시간을 달리하여 실험을 수행하였는데, 평균 BOD₅ 99 %, SS 100 %, T-N 83 %, T-P 70 %의 제거효율을 얻었다.

그런데, 포기 시간과 비포기 시간에 들어가서도 DO가 계속 존재하여 완전한 무산소 단계는 50 % 정도인 것으로 나타났으며, Ueda(1996)는 DO가 포기 시간에서 과잉 공급되면, 실제적인 무산소 단계가 짧아지며, 이로 인해 탈질 속도가 T-N 제거에 있어 결정적인 인자로 작용한다고 하였다.

Murakami(2000)는 0.1-0.4 μm 의 막을 침지시킨 MBR large-scale plant로부터 SS 및 E-coil을 유출 수에서 거의 검출할 수 없었으며, BOD, COD 의 유출 수 평균 농도가 각각 1.0, 7.0 mg/L였다. 그리고 TN의 제거율은 80 %를 얻었으나, TP의 경우는 생물학적 처리로는 효율이 저조하여 후단에 Fe와 Al을 이용하여 침전시켜 제거하였다.

1 단 MBR 반응조에서 포기 시간과 비포기 시간을 간헐적으로 운전하더라도 질소와 인의 처리를 동시에 하는 것에는 한계가 있다.(Seo,2000)

유기물이 부족하게 공급될 경우나 충분한 anoxic 단계가 없으면 완전한 탈질이 일어나지 않아서 NO₃-N 등이 남아 있게 되는데, 그러면 혐기 단계가 존재하지 않고 인의 방출 양이 극히 적어져서 Aerobic 단계에서 인의 과잉 축적도 일어나지 않는다. 또한 SRT를 길게 유지하여 반응조 내 슬러지 농도를 높게 유지하기 때문에 슬러지 폐기 양이 적어져 생물학적으로 인의 처리가 되지 않는다.

2) 2단 MBR

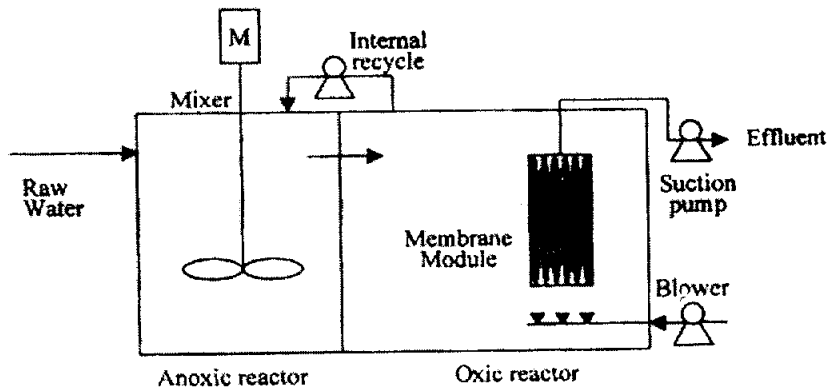


Fig. 2-5 Schematic of 2stage MBR (Yoon,2000).

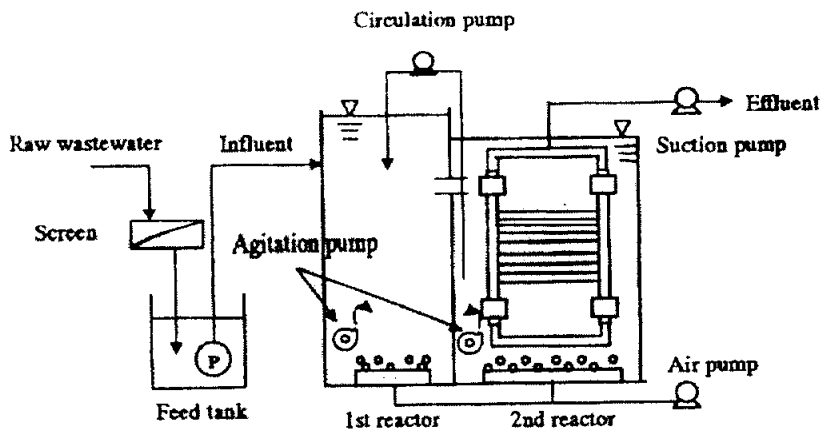


Fig. 2-6 Schematic of 2 stage MBR (Seo,2000).

2 단 MBR은 활성 슬러지 반응 조를 두 개로 하여 제 1반응조는 기존의 활성 슬러지 반응조이며, 제 2 반응조에 막을 침지시킨 공정으로 제 2 반응조에서 제 1 반응조로 내부 반송이 있다.

1 단 MBR에서 유기물 외에 질소와 인을 동시에 제거하는 것에 대한 한계로 인하여 최근에는 2 단 MBR이 연구되고 있다.

Seo(2000) 는 제 1 반응조와 제 2 반응조 모두 포기 시간과 비포기 시간을 두었으며, 2가지의 Phase로 나누어 실험을 수행하였다. 0.1 μ m의 pore size 막을 이용하였으며, HRT는 16-19 hr, SRT는 25day, MLSS 농도는 2700-3400mg/L, 내부 반송 유량은 유입 유량에 대하여 100%로 운전하였으며, 유입수 성상은 COD, T-N, T-P 의 평균 농도가 각각 283, 37.2, 4.9 mg/L 였다.

1phase 는 포기 시간/비포기 시간이 각각 30min/90min (제 1 반응조), 60min/60 min (제 2 반응조)이고, 2phase 의 Aeration time/ Non-aeration time은 각각 60min/60min (제 1 반응조), 60min/60 min (제 2 반응조)이었다. 실험 결과는 COD는 두 경우 모두 98 %, 95 %의 높은 효율을 보였으나, T-N의 경우는 1 phase 는 73.6 % 였으나, 2 phase 는 91.6 %로 높게 나타났고, T-P의 경우는 1 phase 는 46.6 % 였고, 2 phase 는 이 보다 조금 높은 66 %의 제거효율을 보였다. G. T. Seo(2000) 는 T-P의 제거효율이 크게 높지 않은 이유는 Non-aeration time에서 탈질 이후에 인 방출을 할 수 있는 혐기 단계가 충분하지 못하였기 때문이라 하였다.

Yoon(2000)는 Seo(2000)의 MBR 반응조와 장치가 비슷하나, 특징은 제 1반응조는 aeration을 시키지 않고 무산소 단계를 유지하였고, 제 2 반응조는 무산소 단계 없이 aeration을 시켜 전체적인 공정은 막을 침지시킨 것 이외에 A/O 공정과 같다.

Yoon(2000)는 A/O공정을 함께 실험하면서 유기물 및 영양염류의 제거 효율을 비교하기 위해, A/O공정의 MLSS 농도는 2500-5000mg/L로 하고, A/O type MBR의 MLSS 농도는 10000-15000mg/L로 유지하여 운전하였다. 내부반송은 100-300 %로 달리 하였으며, 제 1 반응조와 제 2 반응조의 체류시간도 변화시켜 운전하였으며, 유입수의 성상은 BOD, COD, T-N, T-P 의 평균 농도가 각각 177.3, 249.8, 75.1, 10.9 mg/L 였다.

실험 결과는 COD, BOD 의 경우는 Seo(2000)와 동일하게 높게 나타났으나, T-N은 A/O공정이 48%, A/O type MBR이 50-60%를 나타냈는데, Yoon (2000)는 A/O type의 MBR의 T-N 제거가 높았던 이유는 반응 조의 높은 농도의 MLSS로 인해 같은 포기시간에서 DO농도가 빨리 소모되어 내부 반송 수내의 DO 농도를 낮게 유지되어 제 1 반응조가 충분한 무산소 단계를 유지하였기 때문이라고 하였다.

그러나 T-P의 경우는 A/O type의 MBR에서도 효율이 낮아, Yoon(2000)는 T-P

그러나 T-P의 경우는 A/O type의 MBR에서도 효율이 낮아, Yoon(2000)는 T-P 제거 효율을 높이기 위해서는 응집제($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)를 사용한 화학적 처리가 포함되어야 한다고 하였다.

Ujang(2002)도 2 단 MBR로 실험을 수행하였는데, HRT는 24hr, SRT는 25day, MLSS 농도는 2500- 3800 mg/L , 내부 반송 유량은 100%로 고정시키고, 포기 시간과 비포기 시간을 달리하였으며, Seo(2000)와 같이 제 1 반응조와 제 2 반응조 모두 포기 시간과 비포기 시간의 조건을 두어 운전하였다. 유입수의 성상은 COD, T-N, T-P 의 농도가 각각 625-678, 22.3-29.5, 10.9-12 mg/L 였다. 실험 결과는 COD 와 T-N의 제거율은 거의 95 %, 96 %였으며, T-P의 경우는 71 %-78 %의 제거율을 보였다.

T-P 제거율이 가장 높았을 때가 포기시간/비포기 시간이 1/1일 때였는데, Ujang(2002)는 다른 조건과 비교해 볼 때 충분한 비포기 시간이 이루어져, 포기 시간에서 남아 있던 DO가 0 mg/L로 떨어지고, 탈질이 완전히 이루어졌기 때문에 PAO의 PHA축적 현상이 활발히 일어났기 때문이라고 하였다.

2-2. SRT에 따른 영양염류 제거에 관한 연구

2-2-1. SRT가 질산화에 미치는 영향

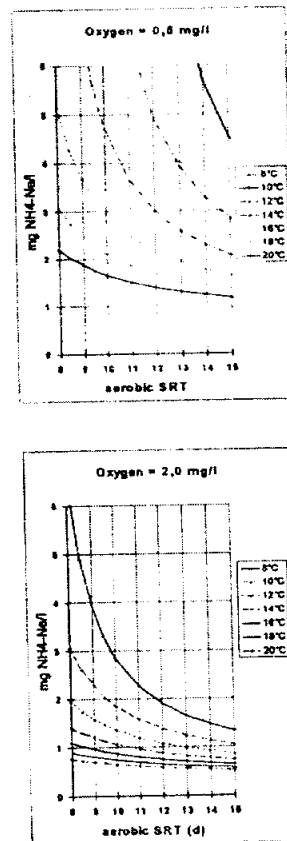


Fig. 2-7 Ammonia equilibrium (Goronszy, 1996).

Fig. 2-7을 보면 SRT가 길어질수록 암모니아의 유출수 농도가 낮은 것을 알 수 있는데, SRT가 길어지면 종속영양미생물에 비하여 성장속도가 낮은 질산화 미생물이 유실되지 않아 안정적인 질산화가 이루어진다.

2-2-2. SRT가 인 제거에 미치는 영향

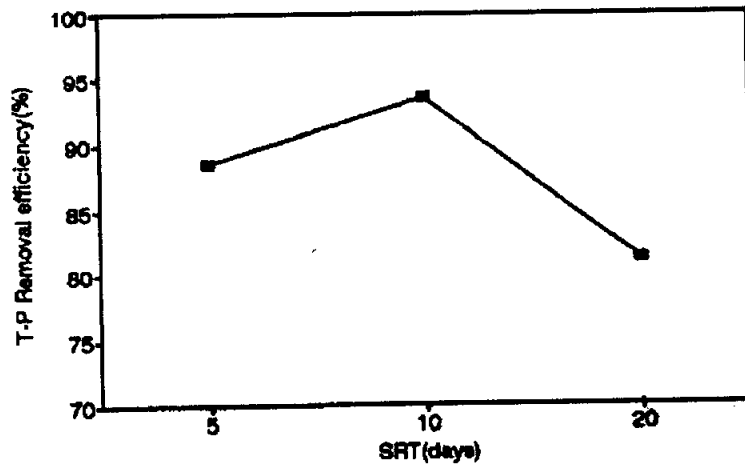


Fig. 2-8 Relationship between SRT and T-P removal efficiency (Choi,1996).

Table 2-2 SVI, removal efficiency of COD and phosphorus during experimental periods (Chang,1996)

Van : Va	SRT = 5d				SRT = 10d				SRT = 15d			
	0:10	1:9	1:4	1:2.3	0:10	1:9	1:4	1:2.3	0:10	1:9	1:4	1:2.3
COD (%)	96	95	96	96	96	96	96	96	96	96	96	94
P (%)	53	75	75	80	54	86	98	96	40	75	93	95
SVI	373	368	379	229	314	311	175	69	128	95	85	59

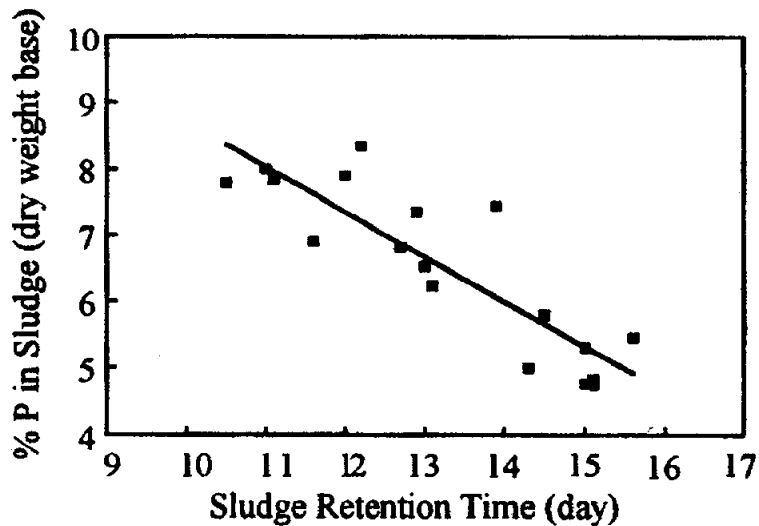


Fig. 2-9 Relations between phosphorus contained in sludge and SRT.
(Su,1996)

Kurata(1996)는 SRT가 짧을수록 인의 제거 효율이 증가한다고 하였으며, Choi(1996)도 Fig. 2-8의 결과를 통해 SRT가 짧을수록 인의 제거 효율을 향상시킨다고 하였으며, Rodrigo(1996)는 SRT가 짧아지면, 인 제거를 위한 VFA(Volatile fatty acids) 섭취가 많아져 인 제거가 증가한다고 하였다.

또, Chang(1996)의 결과에서 호기조와 혐기조의 부피비가 같고 SRT 10일과 SRT 15일의 결과를 비교해 보면, SRT가 짧을 때 인의 유출 수 농도가 낮고 인의 제거효율이 높은 것을 볼 수 있다. SRT 5day와 SRT 10day에서는 SRT 5day 일 때 낮은 인의 제거효율을 보였는데, 이는 위의 Choi(1996)의 결과와 유사함을 볼 수 있다.

Su(1996)은 유입수의 농도를 높게 유지시키고, HRT를 감소시키거나, F/M를 증가시킴으로서 SRT를 짧게 유지하여 인의 제거효율을 향상시킨다고 하였다.

그리고 Su(1996)는 SRT가 짧을수록 슬러지 내 인의 함량이 높기 때문에 적절한 SRT를 유지하면서 높은 인 함량을 가진 슬러지를 폐기함으로서 인의 제거효율을 높일 수 있다고 하였다.

2-3. 유기물 농도에 따른 영양염류 제거

2-3-1. 유기물 농도가 질소 제거에 미치는 영향

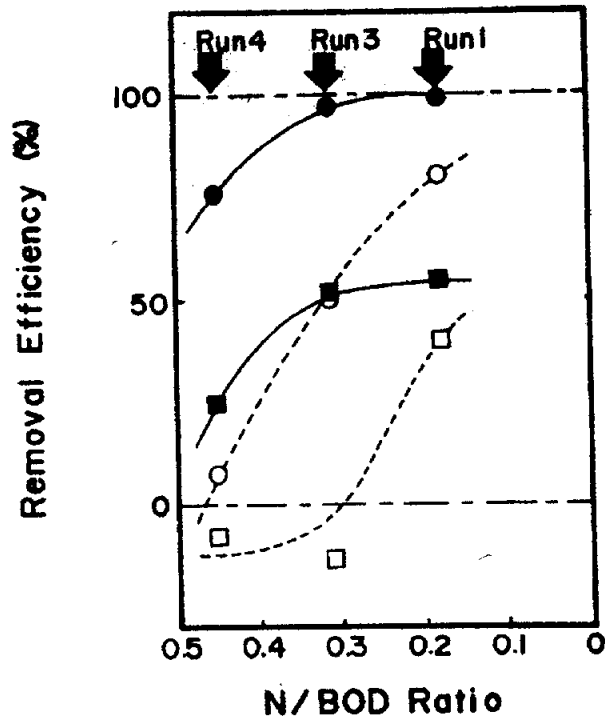


Fig. 2-10 Effect of the N/BOD ratio of the influent wastewater on the removal efficiency of nitrogen and phosphorus (Osada,1991).

생물학적으로 질소를 제거 공정에서 탈질 작용을 원활하게 하기 위해서는 유기물의 공급이 일정하게 이루어져야 하는데, 제거하고자 하는 질소의 양에 대해 유기물 공급이 클수록 탈질 효율이 증대된다.

Osada(1991)는 질소와 인에 대하여 유기물의 농도가 높을수록 질소와 인의 제거 효율이 높다고 하였는데, Fig. 2-10의 검은색 표점은 질소의 제거율을, 흰 표점은 인의 제거율을 나타낸다. Osada(1991)는 N/BOD가 0.18일 때 질소 및 인의 제거효율이 높았다고 하였으며, Chui(1996)의 경우는 유입수의 COD/N가 5일 때 질소제거가 높다고 하였다.

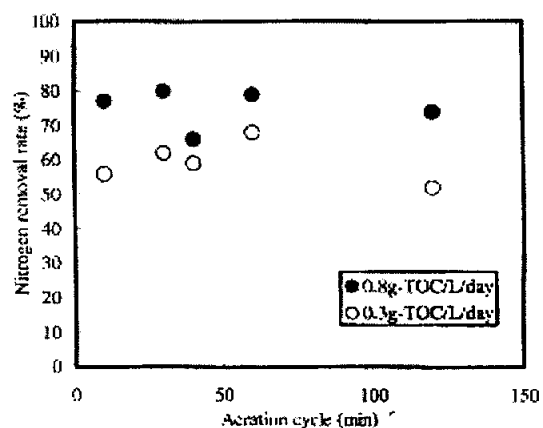


Fig. 2-11 Influence of aeration/non -aeration cycle on nitrogen removal rate (Nagaoka,2002).

Nagaoka (2002)는 C/N 비를 5로 고정시키고 유기물 부하에 따라 질소의 제거 효율을 비교하였는데, 유기물 부하가 0.8 g TOC /L/d 일 때의 질소 제거 효율은 80 % 정도였고, 유기물 부하가 0.3 g TOC /L/d일 때의 질소 제거 효율은 평균 60 %로 낮게 나왔다.

2-3-2. 유기물 농도가 인 제거에 미치는 영향

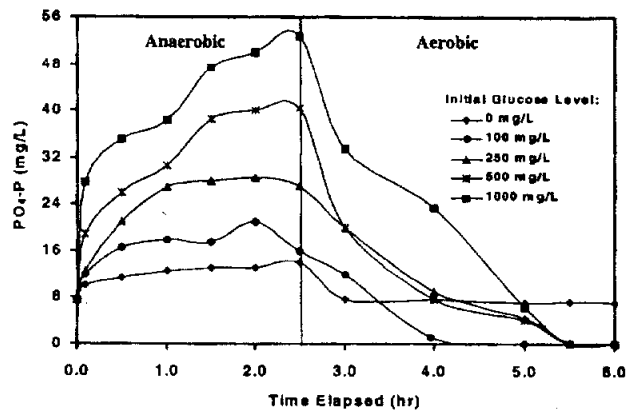


Fig. 2-12 Profiles of $\text{PO}_4\text{-P}$ in batch experiments with varying initial glucose conditions (Wang,2002).

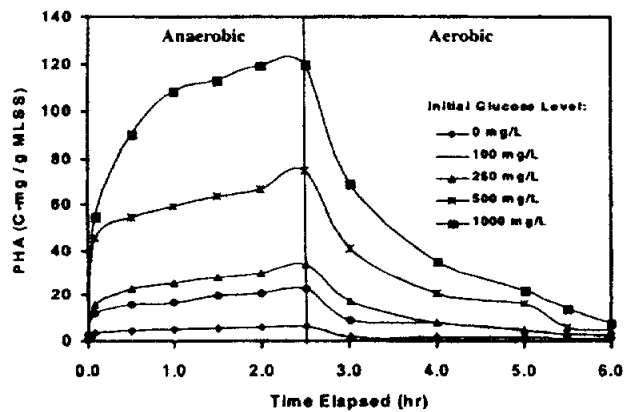


Fig. 2-13 Profiles of PHA from batch experiments with varying initial glucose concentrations (Wang,2002).

Wang(2002)는 초기 인 농도를 7.5 mg/L로 하고, 유기물 농도를 달리 하여 회분식 실험을 수행하였는데, Fig. 2-12, 2-13에서 보면 유기물의 농도가 높을수록 혐기 단계에서 용액 중에 방출된 인의 농도와 PHA 농도가 높음을 알 수 있다.

이것은 혐기 단계에서 유기물 (glucose)을 PHA로 저장할 때 에너지가 필요하게 되는데, 세포내에 저장되어 있던 다중인산염을 가수분해시킴으로서 필요 에너지를 얻게 된다.

따라서 더 높은 유기물 농도에서는 더 많은 PHA를 저장하기 위해 더 많은 에너지가 필요하게 되며, 더 많은 인을 방출시키게 되는 것이다.

2-4. DO의 영향에 따른 영양염류 제거

2-4-1. DO 농도가 질소 제거에 미치는 영향

1) DO 농도가 질산화에 미치는 영향

질산화를 위해 필요한 SRT는 아래의 식으로부터 구한 μ_n 의 역수로 구할 수 있다(Metcalf & Eddy,2003).

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm}N}{K_N + N} \right) \left(\frac{DO}{K_O + DO} \right) - k_{dn}$$

μ_n = specific growth rate for nitrification

μ_{nm} = maximum specific growth rate of nitrifying bacteria

N = nitrogen concentration

k_{dn} = endogenous decay coefficient for nitrifying organisms

DO = dissolved oxygen

K_n = half-velocity constant

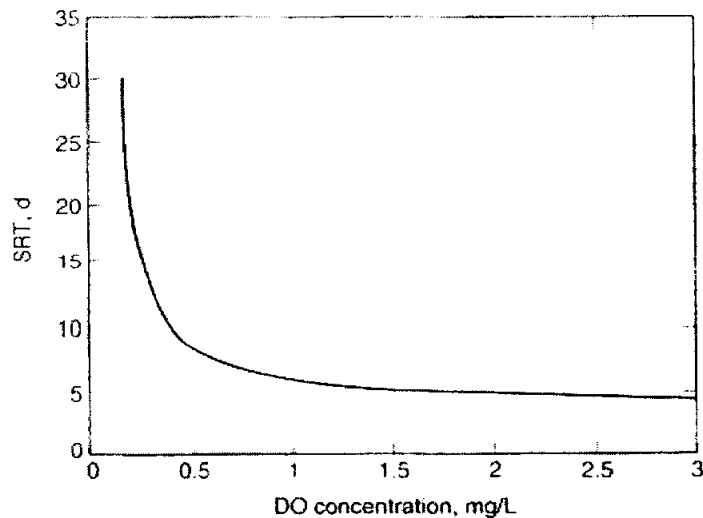


Fig. 2-14 Effect of DO concentration on SRT required to achieve effluent NH_4-N concentration of 1 mg/L at 20 °C in a CMAS system (Metcalf & Eddy,2003).

위 Fig. 2-14에서 DO가 0.2 mg/L와 2 mg/L일 때의 SRT로부터 구한 질산화 속도를 비교해 보면, 0.2mg/L일 때의 질산화 속도가 2 mg/L의 질산화 속도의 24 %정도로 나타났다(Metcalf & Eddy,2003).

Chui(1996)는 일반적으로 용존산소가 2 mg/L에서 4 mg/L 정도 존재해야만 질산화를 달성할 수 있다고 하였으며, Sutton(1981)는 높은 질산화율을 얻기 위해서는 용존산소 농도가 3 mg/L이상은 되어야 한다고 하였다.

또, Chiemchaisri(1992)는 운전 중 용존 산소의 농도가 0.5 mg/L 일 때 질산화 저해 작용이 일어났으며, 1 mg/L 이상으로 유지함으로써 질산화율을 회복할 수 있었다.

그리고 완전한 질산화를 이루기 위해서는 역시 3 mg/L이상의 용존산소가 필요하다고 언급하였다.

2) DO 농도가 탈질화에 미치는 영향

일반적으로 무산소조에서 탈질 속도는 아래의 식으로 표현된다(Metcalf & Eddy, 2003).

$$r_{NO_x} = \left(\frac{1 - 1.42Y}{2.86} \right) \left(\frac{kXS}{K_s + S} \right) \left(\frac{NO_3}{K_{s,NO_3} + NO_3} \right) \left(\frac{K_o}{K_o + DO} \right) (\eta) \\ + \left(\frac{NO_3}{K_{s,NO_x} + NO_3} \right) \left(\frac{K_o}{K_o + DO} \right) \left(\frac{1.42}{2.86} \right) k_d X \eta$$

r_{NO_x} = NO_3 -N reduction rate

Y = biomass yield

k = maximum rate of substrate utilization

X = biomass concentration

S = concentration of growth-limiting substrate in solution (COD)

K_s = half-velocity constant

K_{s,NO_3} = half-velocity constant for nitrate limited reaction

K_o = oxygen inhibition coefficient

DO = dissolved oxygen

k_d = endogenous decay coefficient

η = ratio of substrate utilization rate with nitrate versus oxygen as the electron acceptor

위 식에서 보면, 탈질 속도는 COD, NO_3 -N, DO, 미생물 농도, 여러 가지 동력학적인 인자 등에 따라 달라지는데, 그 중 DO의 영향에 대한 그림이 Fig. 2-15에 나타나 있다.

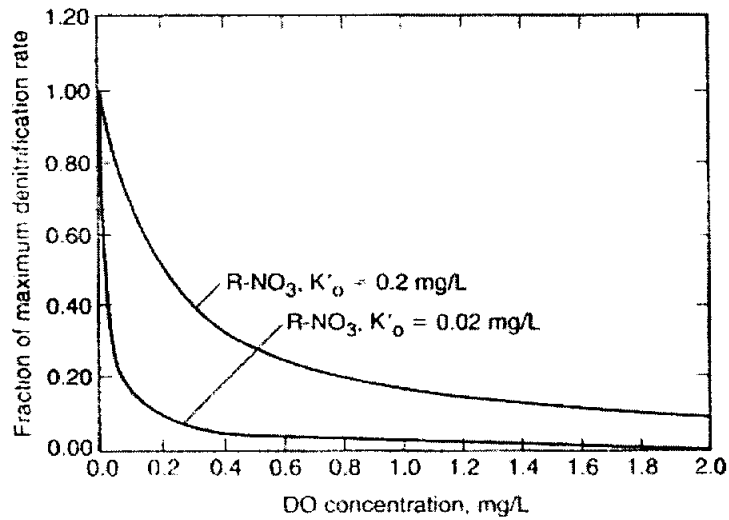


Fig. 2-15 Effect of mixed-liquor DO concentration on maximum denitrification rates (Metcalf &Eddy,2003).

DO가 0.2 mg/L에서는 탈질 속도가 각 경우의 최대 탈질 속도에 비해 10-50 %정도 낮을 수 있다(Metcalf &Eddy,2003).

2-4-2. DO 농도가 인 제거에 미치는 영향

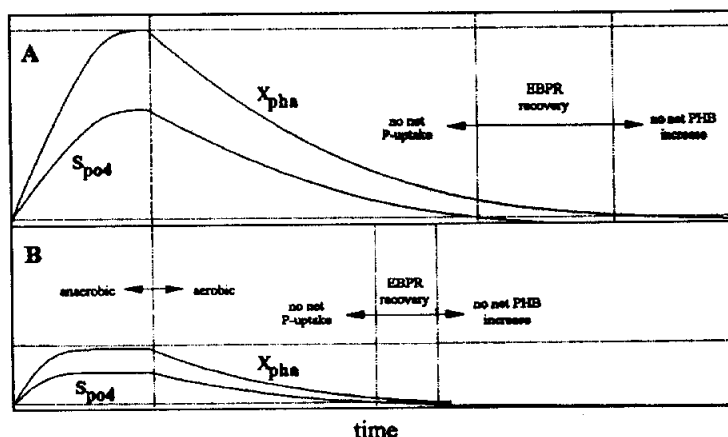


Fig. 2-16 Phosphate(S_{po4} -p) and PHB (X_{PHA}) over a batch cycle in case of a high(A) and a low(B) organic loading (Temminck,1996).

ASM 2D(Henze,1999)에서 제시하고 있는 인의 방출율과 인의 섭취 율을 보면, 인의 방출 율이 인의 섭취 율의 2배의 값을 가진다고 나타나 있는데, 이는 미생물의 인의 방출에 걸리는 시간보다 인의 섭취에 걸리는 시간이 더 필요함 보여준다.

따라서 인의 제거 효율을 높이기 위해서는 인의 섭취가 이루어지는 호기 시간을 충분히 공급해 주어야 하는데, Temminck(1996)도 인의 제거를 위해서는 호기 시간이 필요하다고 하였다.

Fig. 2-16에서 A는 B에 비하여 유기물 농도가 높은 경우로 앞서 언급한 인 제거 시 유기물의 영향에 대한 연구와 같은 내용을 나타내었다. 그리고 두 경우 모두 미생물의 인 방출 시간은 인 섭취시간에 비해 빨리 정상상태에 도달함을 볼 수 있다.

다시 말해 인 섭취를 위한 호기 시간이 충분히 주어져야만 인의 제거효율을 높일 수 있는 것이다.

Table 2-3 Summary of the results from the experimental runs (Ana,1996)

Run	Cycle duration	Anerobic phase duration	Organic load	Effluent concentrations						Total removals				Released phosphates*
	hours	(%)*	(gtCOD / m ³ · d)	tCOD (mg/ℓ)	sCOD (mg/ℓ)	TOC (mg/ℓ)	PO ₄ -P (mg/ℓ)	NH ₄ -N (mg/ℓ)	NO ₃ -N (mg/ℓ)	tCOD (%)	sCOD (%)	TOC (%)	PO ₄ -P (%)	PO ₄ -P (%)
1	8	65	18.0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	12	65	3.98	97.2	22.2	9.8	1.7	16.65	0.3	70.1	83.1	92.6	81.1	133.3
3	12	50	3.23	34.2	24	12.3	0.77	0.68	3.68	78.5	88.5	82.6	92	235.6
4	12	35	3.68	30.6	23.4	14.3	0.52	0	1.1	88.5	88	83.3	92	245.6
5	12	80	3.81	75.6	28	13.8	10	9.53	0.49	72.5	81	81.6	0	350
6	8	65	3.49	37.3	19.2	4.7	5.2	7.68	0.4	78.7	75.2	85	39.3	78.8
7	8	50	4.37	45	28.8	6.9	2.4	4.11	1.38	78.4	75.8	88	73	72
8	8	35	3.8	39.6	12.6	5.8	4.8	4.18	1.85	78.2	89	85	54.3	61.8

*In percent of cycle duration;

**At the end of the anaerobic phase, in percent of influent concentration.

Chang(1996)의 결과에서는 호기와 혐기의 HRT비가 1:2.3일 때 좋은 인 제거율을 이룰 수 있었으며, Ana(1996)도 호기와 혐기의 HRT를 변화시켜 인 제거 실험을 수행하였다.

Table 2-3의 결과를 볼 때 같은 cycle duration을 가질 때 혐기보다 호기시간이 더 긴 경우가 인의 제거효율이 높은 것을 볼 수 있으며, 혐기와 호기의 비가 7 : 15 일 때 가장 높은 인의 제거효율을 보였다(Ana,1996).

2-5. 질산성 질소가 인제거에 미치는 영향

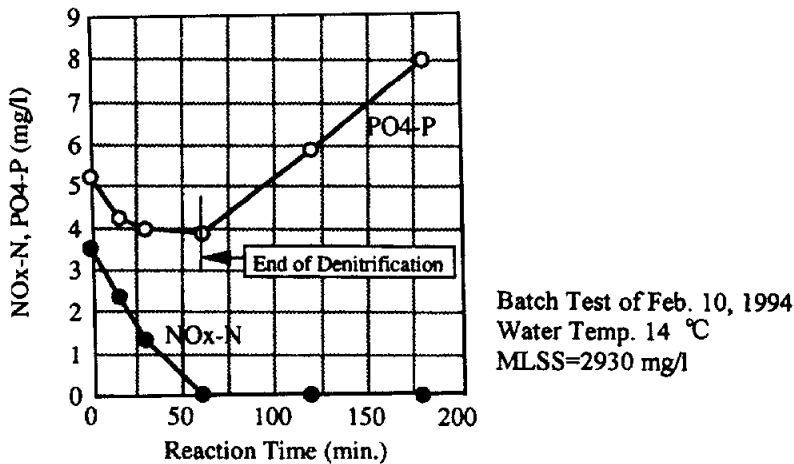


Fig. 2-17 Typical results of the denitrification tests. (Mishima ,1996).

혐기 단계에서 인이 방출될 때 질산성 질소가 존재하면 인의 방출이 억제되거나(Rensink ,1991) 인의 방출 작용과 인의 제거효율의 관계는 약간 있다고 하였는데, Su(1996)와 Osada(1991) 등도 혐기 단계에서 $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 존재하면 인의 방출이 방해를 받아, 호기 단계에서의 인 섭취가 줄어든다고 하였다.

Starkenbug(1993)은 유입 수내에 VFA가 낮을 때는 혐기 단계에서 $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 존재하면 탈질작용이 일어나고 인의 방출은 억제된 후 탈질이 완료되면 인의 방출이 일어나며, VFA가 높을 경우는 탈질 작용과 인 방출 작용이 동시에 일어난다고 하였다.

Mishima(1996)의 실험에서 보면 $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 존재할 때는 인 농도가 감소하지만, $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 없어지면서, 인의 방출이 일어나 용액 속의 인의 농도가 다시 증가하였다.

이것은 Kuba(1996)는 질산염을 이용하여 인을 섭취하고, 그 과정에서 탈질 작용에 대하여 DPB(Denitrifying phosphorus removing bacteria)을 이용하여 인 제거 능력을 연구한 것과 같은 결과를 보이고 있다.

DPB는 $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 있을 때 용존 산소가 존재할 경우와 마찬가지로의 인 섭취율을 보이지만, DPB도 $\text{NO}_2\text{-N}$ 이 5-10 mg/L 축적되어 있을 때는 저해 작용을 받는다고 한다(Kuba, 1996).

2-6. 인 제거 반응 기작에 의한 슬러지 내 인 함량

미생물이 세포 합성을 하면서 인을 섭취하게 되는데, 일반적으로 슬러지 내 인의 함량은 1-2 % 정도가 된다.

Jardin(1996)은 운전 조건을 달리하여 반응 조를 운전하였을 때 슬러지 내 인의 함량을 조사하였는데, 그 결과는 Table 2-4.에 나타나 있다.

Plant I 은 일반적인 표준 활성 슬러지로 운전하였고, Plant II 는 EBPR(Enhanced Biological Phosphorus Removal)로 운전하면서 WAS-1~4까지 SRT를 변화시켜 실험을 수행하였고, WAS-4는 Plant I, II 모두 EBPR로 운전하였다.

슬러지 내 인의 함량 인 $P_x(\text{mgP/gSS})$ 가 18-59.6으로 나타났으며, 그 중 생물학적 인 제거 공정으로 운전한 것이 슬러지 내 인 함량이 높았지만, Fig 2-9 SRT와 슬러지 내 인 함량과의 관계 (Su,1996)와 SRT 10일 경우를 비교해 보면 슬러지 내 인 함량이 2 % 정도 낮게 나타났다.

Table 2-4 Operation conditions of the pilot plants (Jardin,1996)

mode of operation	WAS-0		WAS-1		WAS-2		WAS-3		WAS-4	
parameter/plant	plant I	plant II	plant I	plant II	plant I	plant II	plant I	plant II	plant I	plant II
SRT [d]	5.3	4.9	5.3	4.8	4.6	4.4	4.4	4.0	10.2	10.6
influent flow [m^3/h]	2.6	4.0	2.5	4.0	2.6	4.1	2.5	4.0	1.1	1.0
MLSS [g/l]	3.1	3.1	2.8	4.1	3.6	4.3	3.0	3.3	3.9	3.8
BOD ₅ [mg/l]	173	173	197	197	195	195	187	187	299	299
TDS _o [mg/l]	78	78	81	81	72	72	54	54	81	81
P_x [mgP/mss]	18.0	18.3	18.1	25.7	18.0	57.6	18.5	45.1	59.6	58.9

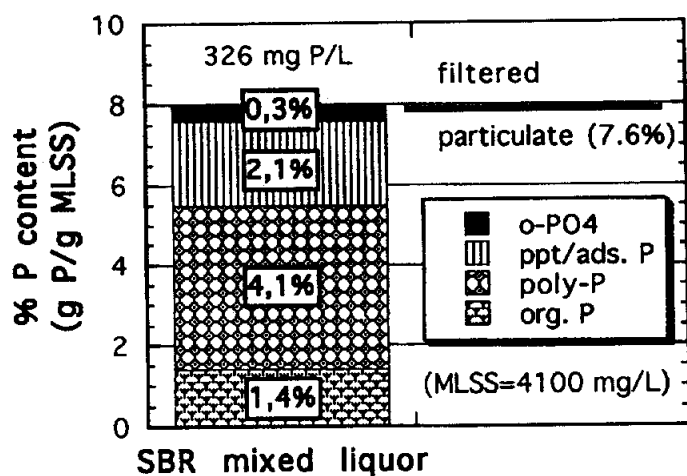


Fig. 2-18 Phosphorus fractions of the biomass.

The mixed liquor sample was analyzed on day 191 at the end of period aerobic of the SBR cycle the MLVSS/MLSS ratio was 0.70 (Comeau,1996)

Comeau(1996)도 슬러지내 인의 함량에 대하여 조사하였는데, Fig. 2-18에서 보면 미생물의 세포합성에 의한 인의 함량은 1.4 %이며, 다중인산 인은 4.1 %였다.

2-7. Activated Sludge Model NO.2d, ASM 2d의 속도 방정식 및 인자

Henze(1999)는 활성 슬러지 공정에서의 유기물, 질소, 인 제거에 관한 속도 방정식과 인자를 도출하여 Activated Sludge Model NO.2d, ASM 2d를 제안하였다.

이 모델이 ASM 2(Henze, 1995))와 가장 큰 차이를 보이는 것은 인의 제거에 있어 호기조건의 인 섭취뿐만 아니라 질산성 질소가 존재할 때의 인 섭취에 관한 속도 방정식을 제안한 것이다.

Table 2-5~7은 ASM 2d에 나타나 있는 것으로 각각 화학 양론 계수, 속도 방정식, 동력학 인자들이다.

Table 2-5 Stoichiometric matrix for ASM 2d for soluble and particulate components

(Henze,1999)

i Stoichiometric matrix for soluble components								
j	Process	Component	SO ₂	S _{COD}	S _{NH4}	S _{NO3}	S _{PO4}	S _{ALK}
		express as>	O ₂	COD	N	N	P	Mole
Heterotrophic organism : X _H								
1	Growth on S _{COD}		-0.60	-1.60	-0.07		-0.02	0.021
2	Denitrification with S _{COD}			-1.60	-0.07	-0.21	-0.02	0.036
3	Lysis				0.031		0.01	0.002
Phosphorus accumulating organisms :								
X _{PAO}								
4	Storage of PHA			-1			0.40	0.009
5	Aerobic storage of PP		-0.20				-1	0.016
6	Anoxic storage of PP					-0.07	-1	0.021
7	Aerobic growth		-0.60		-0.07		-0.02	-0.004
8	Anoxic growth				-0.07	-0.21	-0.02	0.011
9	Lysis of PAO				0.031		0.01	0.002
10	Lysis of PP						1	-0.016
11	Lysis of PHA			1				-0.016
Nitrifying organisms : X _A								
12	Aerobic Growth		-18.0		-4.24	4.17	-0.02	-0.60
13	Lysis				0.031		0.01	

Table 2-5 Stoichiometric matrix for ASM 2d for soluble and particulate components
(Henze,1999)

i Stoichiometric matrix for Particulate components								
j	Process	Component	X _I	X _{II}	X _{PAO}	X _{PP}	X _{PHA}	X _A
		express as>	COD	COD	COD	P	COD	COD
Heterotrophic organism : X _{II}								
1	Growth on S _{COD}			1				
2	Denitrification with S _{COD}			1				
3	Lysis		0.10	-1				
Phosphorus accumulating organisms : X _{PAO}								
4	Storage of PHA					-0.40	1	
5	Aerobic storage of PP					1	-0.20	
6	Anoxic storage of PP					1	-0.20	
7	Aerobic growth				1		-1.60	
8	Anoxic growth				1		-1.60	
9	Lysis of PAO		0.10		-1			
10	Lysis of PP					-1		
11	Lysis of PHA						-1	
Nitrifying organisms : X _A								
12	Aerobic Growth		0.10					1
13	Lysis							-1

Table 2-6 Process rate equations for ASM2d. (Henze,1999)

j	Process	Process rate equation p_j
Heterotrophic organism : X_H		
1	Growth on S_{COD}	$\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{COD}}{K_S + S_{COD}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
2	Denitrification with S_{COD}	$\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{COD}}{K_S + S_{COD}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
3	Lysis	$b_H \cdot X_H$
Phosphorus accumulating organisms : X_{PAO}		
4	Storage of PHA	$q_{PHA} \cdot \frac{S_{COD}}{K_S + S_{COD}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP} + X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
5	Aerobic storage of PP	$q_{PP} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP} + K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
6	Anoxic storage of PP	$\rho_1 \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}}$
7	Aerobic growth	$\mu_{PAO} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
8	Anoxic growth	$\rho_1 \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}}$
9	Lysis of PAO	$b_{PAO} \cdot X_{PAO} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$
10	Lysis of PP	$b_{PP} \cdot X_{PP} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$
11	Lysis of PHA	$b_{PHA} \cdot X_{PHA} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$
Nitrifying organisms : X_A		
12	Aerobic Growth	$\mu_A \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_A$
13	Lysis	$b_A \cdot X_A$

Table 2-7 Definition and typical values for the kinetic parameters of ASM2d
(Henze,1999)

Temperature	20℃	Units
Heterotrophic organism : X_H		
μ_H = Maximum growth rate on substrate	3.00	d^{-1}
η_{NO_3} = Reduction factor for denitrification	0.80	-
b_H = Rate constant for lysis and decay	0.40	d^{-1}
K_{O_2} = Saturation/ inhibition coefficient for oxygen	0.20	$g\ O_2\ m^{-3}$
K_S = Saturation coefficient for growth on COD	4.00	$g\ COD\ m^{-3}$
K_{NO_3} = Saturation/ inhibition coefficient for nitrate	0.50	$g\ N\ m^{-3}$
K_{NH_4} = Saturation coefficient for ammonium (nutrient)	0.05	$g\ N\ m^{-3}$
K_P = Saturation coefficient for phosphate (nutrient)	0.01	$g\ P\ m^{-3}$
K_{ALK} = Saturation coefficient for alkalinity (HCO_3^-)	0.10	$mole\ HCO_3^-\ m^{-3}$
Phosphorus accumulating organisms : X_{PAO}		
q_{PHA} = Rate constant for storage of X_{PHA} (base X_{PP})	3.00	$\frac{g\ X_{PHA}}{g\ X_{PAO}}\ d^{-1}$
q_{PP} = Rate constant for storage of X_{PP}	1.50	$\frac{g\ X_{PP}}{g\ X_{PAO}}\ d^{-1}$
μ_{PAO} = Maximum growth rate of PAO	1.00	d^{-1}
η_{NO_3} = Reduction factor for anoxic activity	0.60	-
b_{PAO} = Rate for lysis of X_{PAO}	0.20	d^{-1}
b_{PP} = Rate for lysis of X_{PP}	0.20	d^{-1}

Table 2-7 Definition and typical values for the kinetic parameters of ASM2d
(Henze,1999)

Temperature	20°C	Units
b_{PHA} = Rate for lysis of X_{PHA}	0.20	d^{-1}
K_{O_2} = Saturation/ inhibition coefficient for oxygen	0.20	$g\ O_2\ m^{-3}$
K_{NO_3} = Saturation coefficient for nitrate, S_{NO_3}	0.50	$g\ N\ m^{-3}$
K_{NH_4} = Saturation coefficient for ammonium (nutrient)	0.05	$g\ N\ m^{-3}$
K_{PS} = Saturation coefficient for phosphorus in storage of PP	0.20	$g\ P\ m^{-3}$
K_P = Saturation coefficient for phosphate (nutrient)	0.01	$g\ P\ m^{-3}$
K_{PP} = Saturation coefficient for Poly-phosphate	0.01	$g\ X_{PP}\ g^{-1} X_{PAO}$
K_{MAX} = Maximum ratio of X_{PP}/X_{PAO}	0.34	$g\ X_{PP}\ g^{-1} X_{PAO}$
K_{IPP} = Inhibition coefficient for PP storage	0.02	$g\ X_{PP}\ g^{-1} X_{PAO}$
K_{PHA} = Saturation coefficient for PHA	0.01	$g\ X_{PHA}\ g^{-1} X_{PAO}$
Nitrifying organisms : X_A		
μ_A = Maximum growth rate of X_A	1.00	d^{-1}
b_A = Rate for lysis of X_A	0.15	d^{-1}
K_{O_2} = Saturation coefficient for oxygen	0.50	$g\ O_2\ m^{-3}$
K_{NH_4} = Saturation coefficient for ammonium (substrate)	1.00	$g\ N\ m^{-3}$
K_{ALK} = Saturation coefficient for alkalinity (HCO_3^-)	0.50	$mole\ HCO_3^-\ m^{-3}$
K_P = Saturation coefficient for phosphate (nutrient)	0.01	$g\ P\ m^{-3}$

제 3 장 실험장치 및 실험방법

3-1. 실험 장치

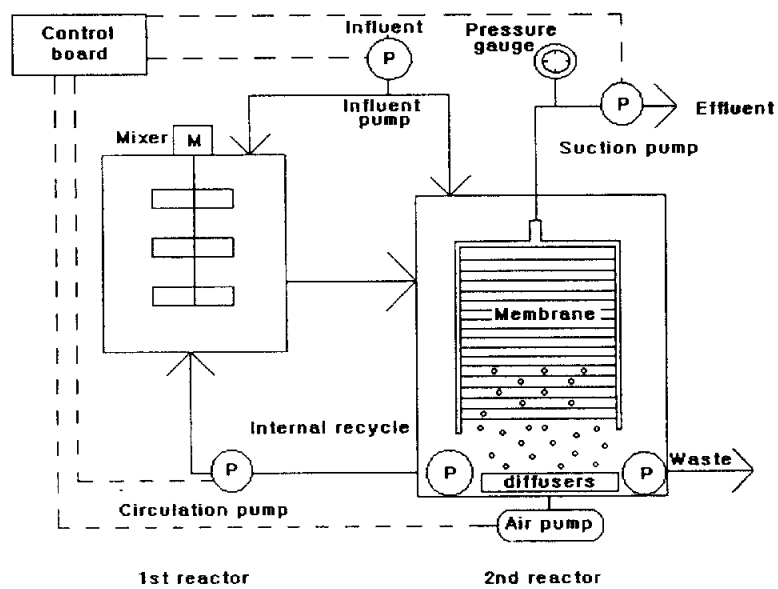


Fig. 3-1 Schematic of experiment reactor.

2단 간헐식 막분리 SBR 공정의 반응조는 제 1반응조와 막을 침지 시킨 제 2 반응조로 되어 있으며, 유입 및 유출, 포기, 내부 반송 펌프는 control board 에 연결되어 자동으로 제어된다.

유입 수는 제 1 반응조와 제 2 반응조에 3/1의 비율로 분할 주입하였으며, 내부 반송은 유입 유량에 대하여 80-100%로 하였으며, 완전 혼합을 위하여 제 1 반응조에는 교반기를, 제 2 반응조에는 막을 침지시키고 순환 펌프를 반응 조 아래 부분에 설치하여 혼합이 잘 되도록 하였다.

제 1반응조의 부피는 34.5L로 계속 유지되게 하였으며, 제 2 반응조는 유출이후에는 50 L가 유지되도록 하여 반응조의 총 부피는 84.5 L로 운전하였다.

약 90일 동안은 슬러지 폐기를 시키지 않았으며, 그 이후에는 SRT 25-30 day로 운전하였고, HRT는 8-10 hr으로, MLSS는 3000-7000 mg/L로 운전하였다.

막의 유출 flux는 $0.2-0.29 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{d}^{-1}$ 로 운전하였으며, 슬러지가 막 표면에 부착되었을 때는 막을 물리적으로 흔들어 주어 막 표면의 슬러지를 떨어내었다.

막의 fouling 현상을 고려하여 포기시간에 유출을 하였고, 실제 유출 시간보다 자동제어 유출 시간을 조금 더 길게 하는 대신, 유출 펌프의 유출 flux를 조금 더 높게 설정해 두었으나, 유출 설정 시간보다 유출이 더 빨리 완료되면, 포기가 계속 되어 DO가 계속 높아진다.

그러면 다음 cycle의 무산소 단계에서 탈질 작용에 쓰일 유기물이 남아 있는 DO에 의하여 많이 소비되어 탈질 효율을 저하시킬 수 있으므로 수위조절 센서를 유출 펌프와 포기 장치에 각각 장착하여 유출이 완료되면 포기도 멈추도록 하였다.

1cycle은 1시간으로 하여, 유입, 유출, 포기, 내부반송을 간헐적으로 운전하였는데, 간헐 운전 조건은 유출수 수질변화 등에 따라 조금씩 변화시키며 실험을 수행하였다.

Fig. 3-2는 간헐 운전 조건 중 10월 18일 이후의 운전 조건으로서 HRT는 8 hr이다.

0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60(min)
on					off							Influent
off									on			Effluent
off						on						Aeration
on						off						Internal recycle

Fig. 3-2 Operation condition of 1 cycle.

본 반응조에 사용된 막의 사양은 아래 Table 3-1에 나타나있으며, 유입 수는 합성폐수를 사용하였는데 성상은 Table 2-2와 같으며, 분석 방법은 Table 3-3과 같다.

Table 3-1 Membrane Specifications (D 사)

Hollow Fiber	Material	Polyethylene
	Pore Size	0.4 μ m
	Effective Membrane Surface area	4m ²
	Outer	450 μ m
	Inner	350 μ m
	Thickness	50 μ m
Material of Parts	Material	ABS
	Connector Size	20mm Union
	Dimension	795mmL×525mmH
	Weigh	1.0kg/Module
Performance	Operating Differential	≤ 40cmHg
	pH Range	3~11
	(℃)Operating Temperature Range	45℃

Table 3-2 Composition of synthetic food

Item	using reagent	Concentration
COD	$C_6H_{12}O_2$	150 ~ 280 mgCOD/ℓ
Phosphorus	KH_2PO_4	4 ~ 5 mgP/ℓ
Nitrogen	NH_4Cl	35 ~ 50 mgN/ℓ
Alkalinity	$NaHCO_3$	220 ~ 280 mgCaCO ₃ /ℓ

Table 3-3 Analytical Item and methods (Standard Method 20th,1998)

Item	Experimental methods
NH_4^+ -N	Ammonia-selective electrode method using known addition
NO_3^- -N	Ion Chromatography (Dionex co. ltd. DX-100)
NO_2^- -N	Ion Chromatography (Dionex co. ltd. DX-100)
PO_4^{3-} -P	Ion Chromatography (Dionex co. ltd. DX-100)
COD	Potassium Dichromate Reflux Method
SS	Total solid dried at 103~105℃
T-N	UV adsorption method
T-P	Ascorbic acid method
Alkalinity	Potentionmetric titration method
pH	Electrode method
DO	Electrode method
Mesophilic bacteria(cfu/mL)	먹는물 수질공정시험방법(환경부, 1997)

3-2. 운전 조건 변화

3-2-1. C/N 변화

유입 수 성상은 N/P는 약 8.8로 고정시키고, 평균 DO 농도 1 mg/L, HRT 10시간, COD 농도만 변화시킴으로서 C/N 및 C/P를 각각 3.5-5.7 34.8-57.9 로 변화시켜 COD, TN, TP의 제거 효율을 보았다.

3-2-2. HRT 변화

C/N 는 평균 5.5로 맞추고, 평균 DO 농도 1 mg/L, 용적 부하는 $0.67 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, HRT를 10시간에서 8시간으로 변화시켜 COD, TN, TP의 제거 효율을 보았다.

3-2-3. 평균 DO 농도 변화

C/N 평균 5.5, HRT는 8시간으로 고정시키고, 평균 DO 농도를 1 mg/L - 3 mg/L로 변화시킬 때 COD, TN, TP의 제거 효율을 보았다.

3-2-4. 포기 시간 변화

C/N 는 평균 5.5, HRT는 8시간, 평균 DO를 3 mg/L로 고정시키고, 포기시간을 25분-30분으로 변화시킬 때 COD, TN, TP의 제거 효율을 보았다.

3-2-5. COD loading rate 변화

C/N 평균 5.5, HRT는 8시간, 평균 DO를 3 mg/L , 포기시간 30 min으로 고정시키고, COD loading rate를 $0.67 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ - $0.720 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 로 변화시킬 때 COD, TN, TP의 제거 효율을 보았다.

3-3. 1cycle의 각 성분의 거동

3-3-1. 포기 시간 및 유출 시간 변경에 따른 각 성분의 농도 변화

COD loading rate를 $0.67 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, HRT는 8시간, 평균 DO를 3 mg/L 로 고정시키고 1cycle의 포기 시간 및 유출 시간에 변화를 주어 실험을 수행하였는데, 각 조건에 대한 1cycle의 운전 상태는 아래 Fig. 3-3 , Fig. 3-4와 같다.

a. 포기 시간은 30분이며, 유출을 포기 12분부터 18분 동안 시킨 경우

0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60(min)
on					off							Influent
off									on			Effluent
off						on						Aeration
on						off						Internal recycle

Fig. 3-3 Operation condition of aeration time 30min and effluent time 18min.

b. 포기는 25분이며, 유출을 포기 10분부터 15분 동안 시킨 경우

0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60(min)
on					off							Influent
off								on			off	Effluent
off						on					off	Aeration
on						off						Internal recycle

Fig. 3-4 Operation condition of aeration time 25min and effluent time 15min.

3-3-2. COD loading rate 변화에 따른 각 성분의 농도 변화

HRT는 8시간, 평균 DO를 3 mg/L , 포기시간 30min으로 고정시키고, COD loading rate를 $0.67 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 와 $0.72 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 로 변화시켜 실험을 수행하였는데, 각 조건에 대한 1cycle의 운전 상태는 Fig. 3-3과 같다.

0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60(min)
on					off							Influent
off									on			Effluent
off						on						Aeration
on						off						Internal recycle

Fig. 3-3 Operation condition of aeration time 30min and effluent time 18min.

3-4. 슬러지 내 인의 함량에 관한 회분식 실험

COD loading rate는 $0.720 \text{ kg COD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 이며, 포기 시간 30분, 평균 DO 농도는 3 mg/L 일 때 슬러지 내 인 함량에 관한 회분식 실험을 아래의 운전 조건으로 실험을 수행하였다.

0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60(min)
on					off							Influent
off									on			Effluent
off						on						Aeration
on						off						Internal recycle

Fig. 3-5 phosphorus contained in sludge from batch experiments.

3-5. 막의 미생물 배제 실험

Chiemchaisri(1992)은 막의 pore size가 작기 때문에 미생물이나 virus를 배제하는 능력을 가지고 있다고 하였다. 막을 나온 유출수의 미생물 배제 실험을 수행하였으며, 미생물 실험은 먹는 물 수질 공정 시험방법(환경부,1997) 중 (중온)일반 세균(Mesophilic)의 배지를 사용하였으며, 배지의 성분은 다음과 같다.

Table 3-9 Composition of medium (먹는 물 수질 공정 시험방법 (환경부,1997))

Tryptone	5.0g
Yeast extract	2.5g
Glucose	1g
Agar	15g
Distilled Water	1L

위 배지를 121℃에서 15분간 고압 증기 멸균시킨 후 균을 접종하여 35±0.5℃에서 48±2시간 배양하여 형성된 집락의 수를 계산한다.

제 4 장 결과 및 고찰

4-1. 운전 기간동안 반응조 상태 및 유입수, 유출수 농도 및 제거율 변화

4-1-1. 운전 기간동안의 수온, MLSS , Flux, 유출 압력

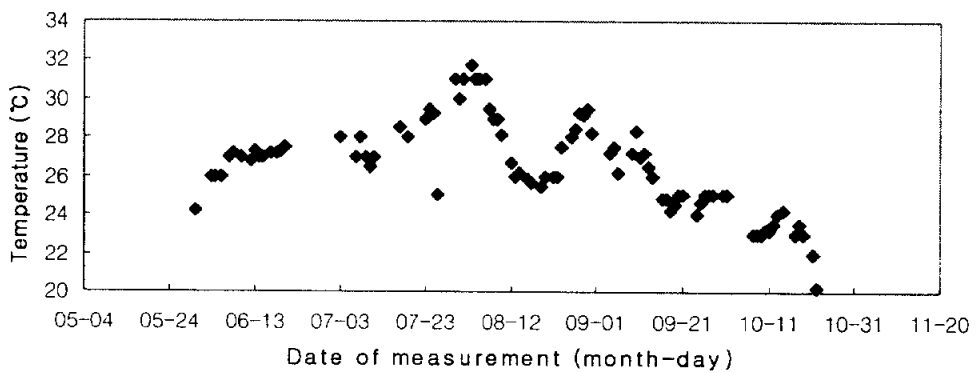


Fig. 4-1 Variation of temperature during operating periods.

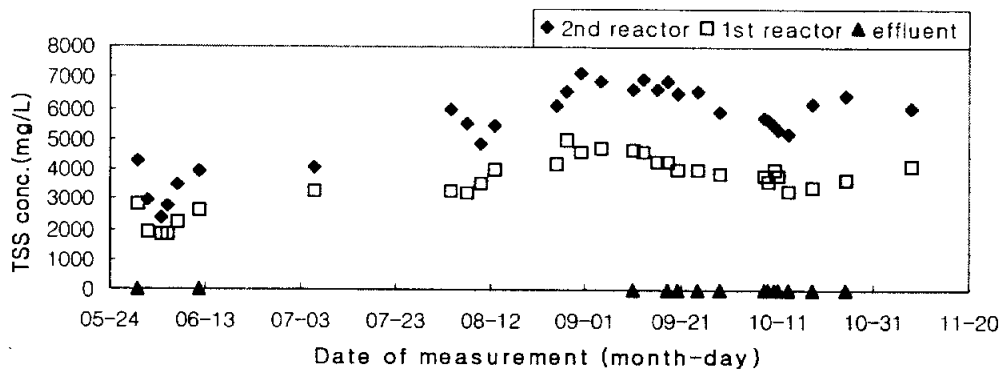


Fig. 4-2 Variation of MLSS and Effluent TSS during operating periods.

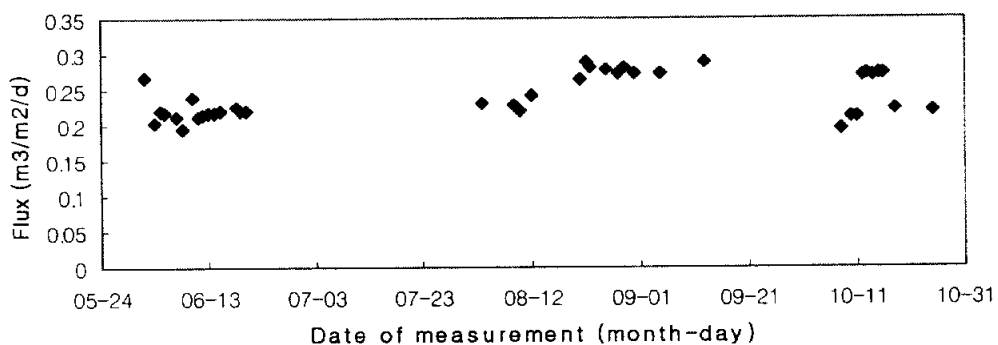


Fig. 4-3 Variation of flux during operating periods.

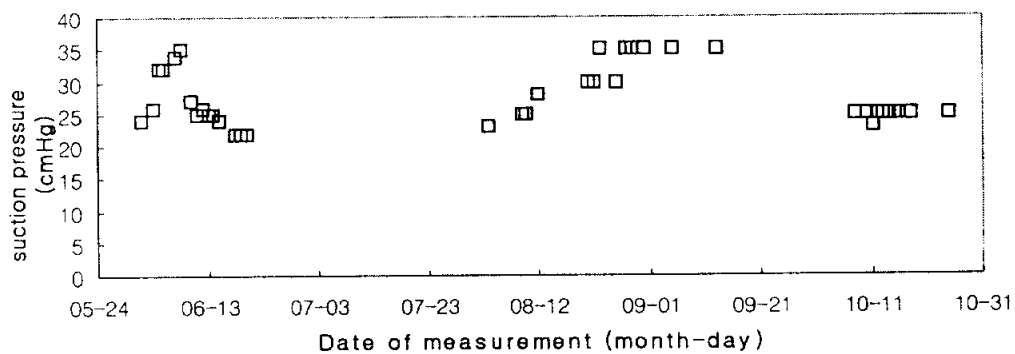


Fig. 4-4 Variation of pressure differentia during operating periods.

운전기간동안의 온도 변화는 20-32 ℃로 12 ℃ 내외의 변화를 보였다.

MLSS 농도는 3000-7000 mg/L로 변화하였는데, 막의 장점을 이용하기 위하여 운전 시작 일부터 약 90일까지는 슬러지 폐기를 시키지 않고 계속 운전하였으나, 그 이후에 SRT를 20-30일로 유지하였다.

막을 통과한 유출수의 TSS는 0.2-0.6 mg/L로 1 mg/L 이하를 유지하였다.

투과 플럭스와 유출 압력의 그래프의 경향을 보면, 투과 플럭스가 높을수록 유출 압력이 높아 걸림을 알 수 있다. 그러나 10월의 투과 플럭스는 일정 기간 증가했으나, 유출 압력은 높지 않았는데, 이는 9월 이후로 슬러지 폐기를 시켜 MLSS농도가 7000 mg/L에서 6000 mg/L이하로 낮아지고, 평균 DO 농도를 높이기 위해 송풍량 또한 증가되어 막 표면의 슬러지 부착 양이 작아졌기 때문이다(Yamamoto(1989), Ueda (1996)).

운전기간 동안 MLSS 농도가 7000 mg/L 이고, 투과 플러스가 0.28 m³/m²/d 이상에서는 유출압력이 35 cmHg로 걸렸으며, 이때는 막 표면에 슬러지가 많이 부착되어 막의 fouling 현상이 많았으나, 역 세척은 필요하지 않았으나, 대신 막을 주기적으로 떨어주었다.

4-1-2. 운전 기간동안의 유기물 및 질소 인의 농도 변화

운전기간 동안의 COD, TN, TP 농도 변화에 대한 결과가 Fig. 4-5~4-10에 나타내었다.

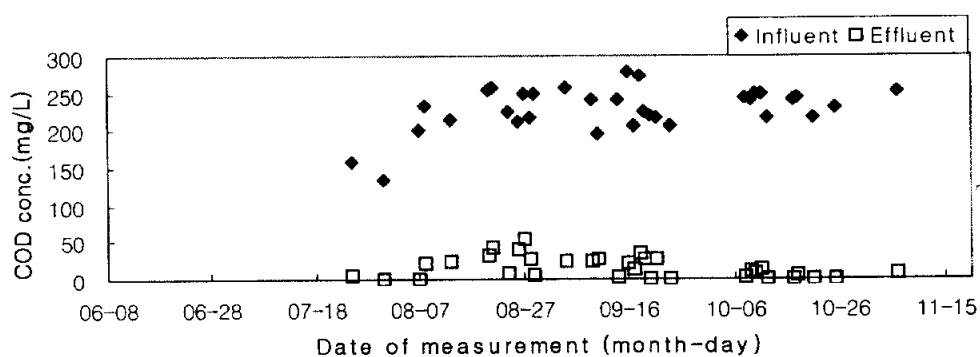


Fig. 4-5 Variation of COD influent and effluent concentration during operating periods.

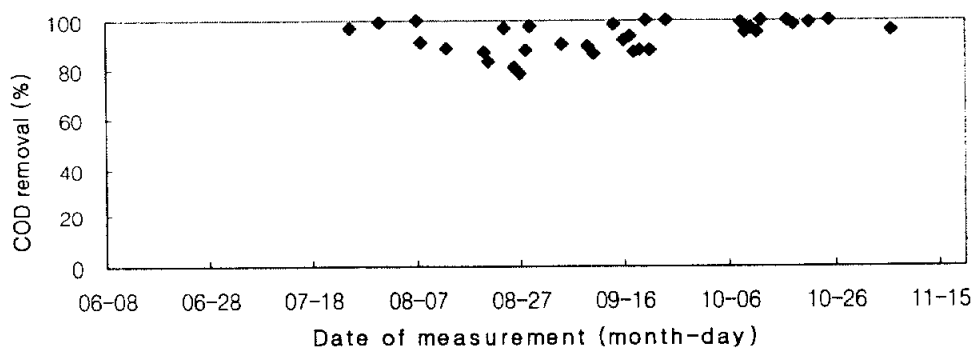


Fig. 4-6 Variation of COD removal efficiency during operating periods.

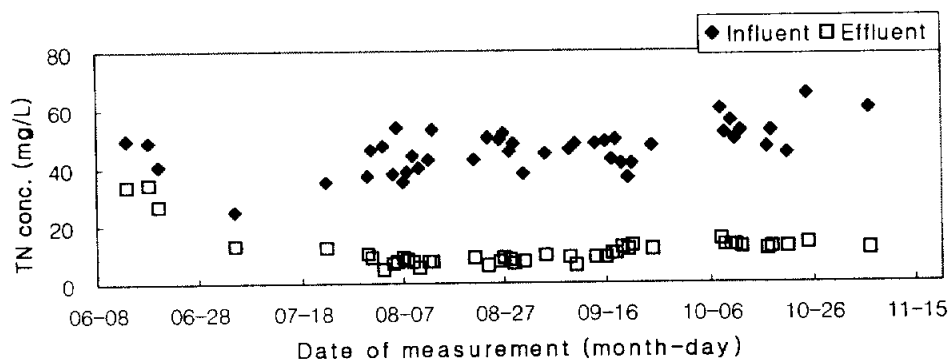


Fig. 4-7 Variation of TN influent and effluent concentration during operating periods.

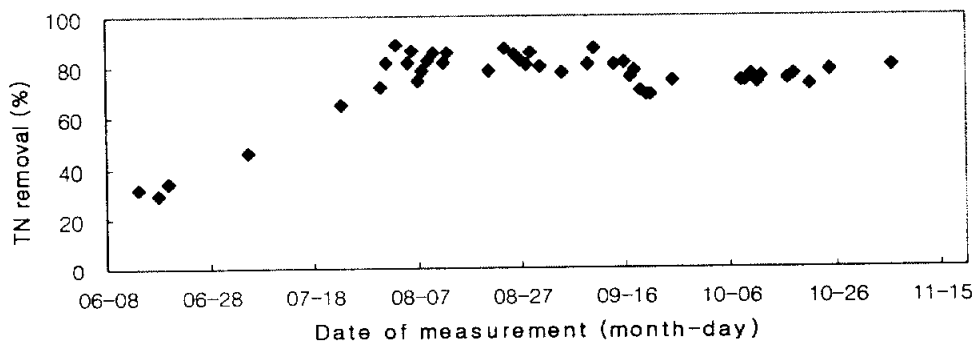


Fig. 4-8 Variation of TN removal efficiency during operating periods.

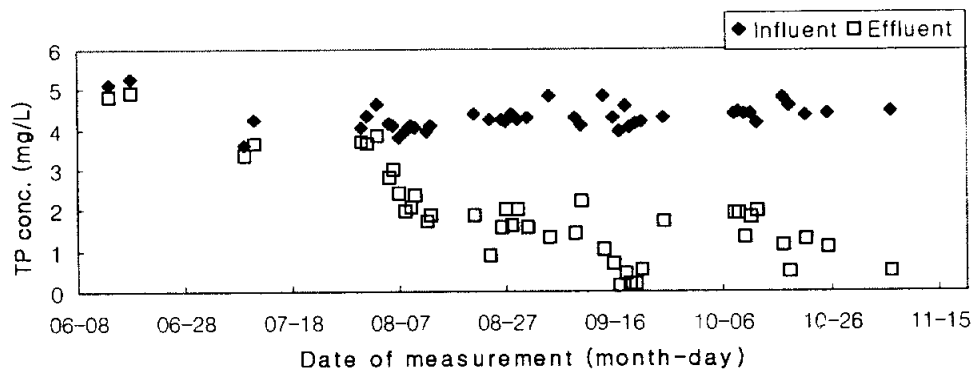


Fig. 4-9 Variation of TP influent and effluent concentration during operating periods.

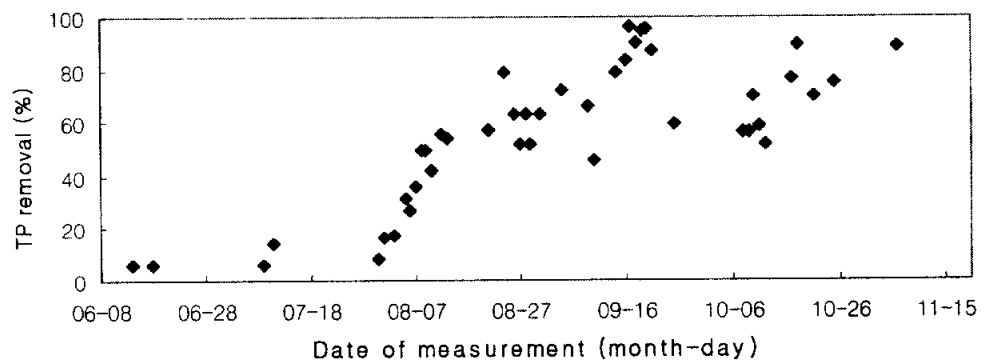


Fig. 4-10 Variation of TP removal efficiency during operating periods.

각 결과를 보면 운전 시작 일부러 질산화 반응이 정상 상태로 되기까지 약 30일의 기간이 걸렸으며, 정상 상태에 도달하면서 운전 조건을 변화시켜 실험을 수행하였다.

4-2. 각 운전 상태에 따른 처리효율 비교

4-2-1. C/N 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거

Table 4-1 COD, TN and TP removal with variation of C/N

C/N	COD			TN			TP		
	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)
3.5	145.82	3.39	97.68	41.85	9.49	77.32	4.20	3.67	12.62
4.8	200.00	0.00	100	42.09	7.68	80.93	4.15	3.01	27.47
5.7	232.10	20.82	91.03	40.83	7.26	82.18	4.01	2.13	46.97

C/N 가 증가할수록 TN, TP 의 제거 효율은 높았는데, TN의 경우는 탈질에 사용되는 COD가 많아지면 탈질 효율이 증가하였기 때문이다(Osada,1991; Chui,1996).

TP의 경우는 제 1반응 조의 혐기 조건에서 미생물이 COD를 PHA로 저장하면서 인의 방출이 일어나는 데, PHA가 세포내에 많이 저장될수록 제 2 반응조의 호기 조건에서의 인의 섭취 작용도 커지므로 COD의 증가로 인해 혐기 조건에서 많은 양의 PHA가 저장되었기 때문이다(Wang,2002).

4-2-2. HRT 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거

Table 4-2 COD, TN and TP removal with variation of HRT

HRT (hr)	COD			TN			TP		
	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)
10	232.10	20.82	91.03	40.83	7.26	82.18	4.01	2.13	46.97
8	237.62	28.77	87.89	46.76	8.04	82.81	4.27	1.65	61.45

HRT가 감소할수록 TN의 제거율은 약간 높게 나타났으나, TP의 경우는 제거율 차이가 크게 나타났다.

이는 Su(1996)은 유입수의 농도를 높게 유지시키고, HRT(Hydraulic Retention Time)를 감소시키거나, F/M를 증가시킴으로서 인의 제거효율을 향상시킨다고 하였다. HRT가 증가하면 용적 부하가 증가하는데, Nagaoka(2002)의 실험에 의하면 용적부하를 증가시켰을 때 질소의 제거효율도 높게 나타났다.

4-2-3. 평균 DO 농도의 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거

Table 4-3 COD, TN and TP removal with variation of mean DO concentration

DO (mg/L)	COD			TN			TP		
	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)
1	237.62	28.77	87.89	46.76	8.04	82.81	4.27	1.65	61.45
3	238.64	7.28	96.65	49.80	12.95	74.00	4.30	1.70	60.42

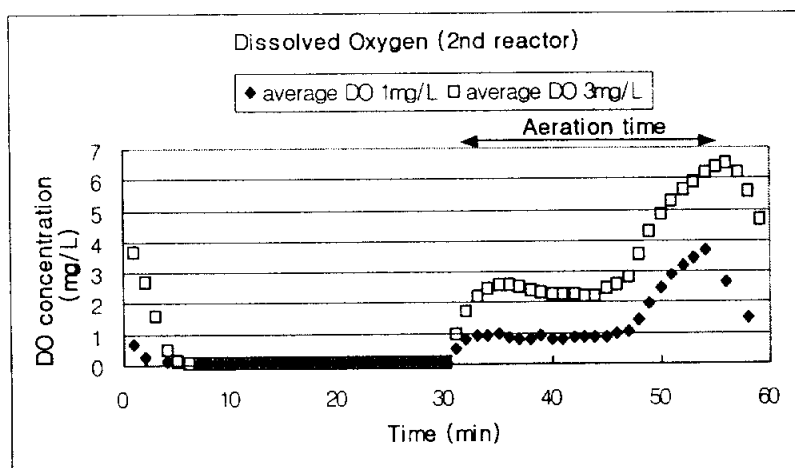


Fig. 4-11 variation of DO concentration.

평균 DO 농도가 증가하면 호기성 종속 영양 미생물의 활동이 활발하게 되므로 COD제거가 높게 나타났다.

그러나 제 2 반응 조에서 포기 후기에 질산화가 완료되는 시점부터 DO가 급격히 증가하는데, 평균 DO 농도를 1 mg/L에서 3 mg/L로 증가시키면 평균 DO농도가 1 mg/L일 때는 최고 DO 농도가 약 2 mg/L이지만, DO 농도가 3 mg/L 일 때는 최고 DO 농도가 6-7 mg/L까지 올라감을 Fig에서 볼 수 있다.

이렇게 되면, 포기가 끝난 이후에 제 2 반응 조에서 제 1 반응조로의 내부 반송이 일어나고, 동시에 제 2 반응조도 무산소 조건이 되어야 하는데, 잔존하는 DO 농도가 높게 되면, 빨리 무산소 조건이 되지 못하게 되고 탈질 속도도 적어진다(Metcalf & Eddy, 2003).

따라서 같은 유기물 농도에 대하여 종속 영양 미생물이 $\text{NO}_3\text{-N}$ 대신 DO를 이용하여 유기물을 소모하므로 탈질 양도 적어져, 전체적인 TN 제거율도 떨어지게 되는 것이지만, TP의 제거율은 비슷하였다.

4-2-4. 포기 시간 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거

Table 4-4 COD, TN and TP removal with variation of aeration time

Aeration time (min)	COD			TN			TP		
	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)
25	238.64	7.28	96.95	49.80	12.95	74.00	4.30	1.70	60.42
30	223.43	0.99	99.56	45.17	12.96	72.86	4.35	1.20	72.50

포기 시간이 증가하면, COD, TN은 평균 DO 농도 변화 실험과 비슷한 경향으로, 각각 COD는 조금 높고, TN은 조금 낮은 제거율을 나타내었다.

또 포기 시간이 짧아지면 제 2 반응조에서 제 1 반응조로 내부 반송이 일어나기 전에 무산소 구간이 5분 더 형성되는데, 이 구간은 휴지기간으로서 다음 cycle로 넘어 갈 때 남아 있는 DO 농도를 낮추는 역할을 한다.

그래서, 포기 시간이 길어지면 휴지기간이 사라지게 되고 탈질 효율이 더 낮아진다. 이를 극복하기 위해서는 유출 후반부에 점 감 포기 장치를 사용하여 남아 있는 DO 농도를 최소화하여 다음 cycle의 무산소 구간에 영향이 적도록 해야 할 것이며, 그렇지 않을 경우에는 질소에 대하여 유기물 공급 비를 조금 더 늘려야 할 것으로 사료된다.

그러나 TP의 경우는 제거효율이 12%나 증가하는 것을 볼 수 있다. 이는 혐기 조건에서의 인 방출 속도보다 호기 조건에서의 인 섭취 속도가 낮으므로 포기시간을 좀 더 길게 두면 유출 평균 TP의 농도가 낮게 나타남을 알 수 있었다(ASM 2d,1999: Temnink,1996).

4-2-5. COD loading rate 변화에 따른 COD, TN, TP의 제거

Table 4-5 COD, TN and TP removal with variation of COD loading rate

COD loading rate (kgCOD · m ⁻³ · d ⁻¹)	COD			TN			TP		
	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)	Influent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Removal (%)
0.72	241.55	0.40	99.83	49.51	11.82	76.14	4.66	0.80	82.94
0.67	223.43	0.99	99.56	45.17	12.26	72.86	4.35	1.20	72.50

용적부하를 증가시키게 되면, HRT가 감소될 때의 경향과 같은 결과를 보였는데, 용적부하가 증가하면, COD, TN, TP의 제거 효율이 모두 높음을 알 수 있었다.

이는 용적부하와 HRT가 증가하면, SRT가 감소되게 되는데, 특히 TP의 경우는 SRT가 감소할수록 인의 제거율이 높은 것으로 나타났다(Su,1996).

Nagaoka(2002)는 C/N 비를 5로 고정시키고 유기물 부하에 따라 질소의 제거 효율을 비교하였는데, 유기물 부하가 0.8 g TOC /L/d 일 때의 질소 제거 효율은 80 % 정도였고, 유기물 부하가 0.3 g TOC /L/d일 때의 질소 제거 효율은 평균 60 %로 낮게 나왔다.

4-3. 1cycle의 각 성분의 거동

4-3-1. 포기 시간 및 유출 시간 변경에 따른 각 성분의 농도 변화

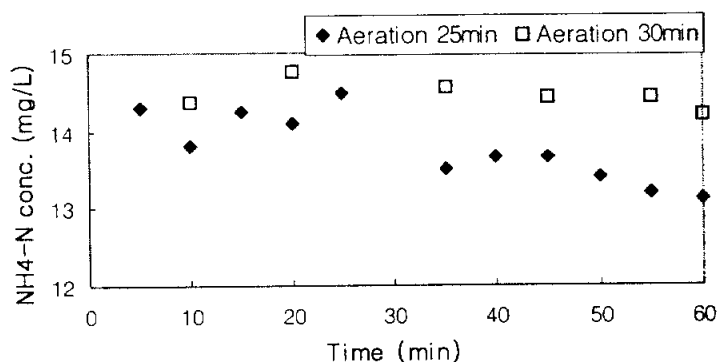


Fig 4-12 Variation of $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration according to aeration time change (1st reactor).

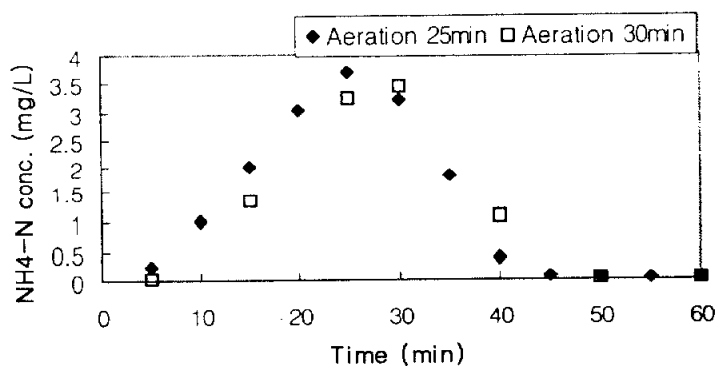


Fig. 4-13 Variation of $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration according to aeration time change (2nd reactor).

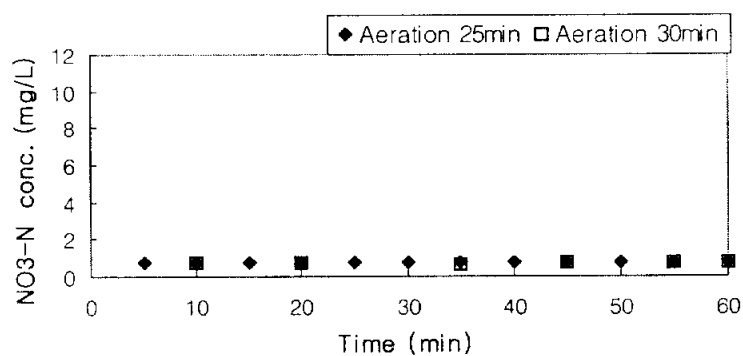


Fig. 4-14 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to aeration time change (1st reactor).

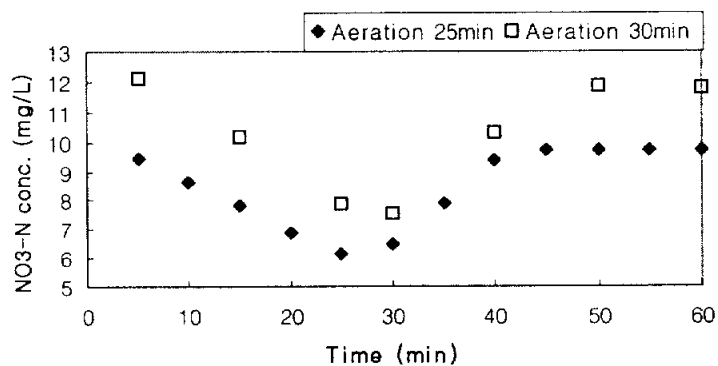


Fig. 4-15 Variation of $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration according to aeration time change (2nd reactor).

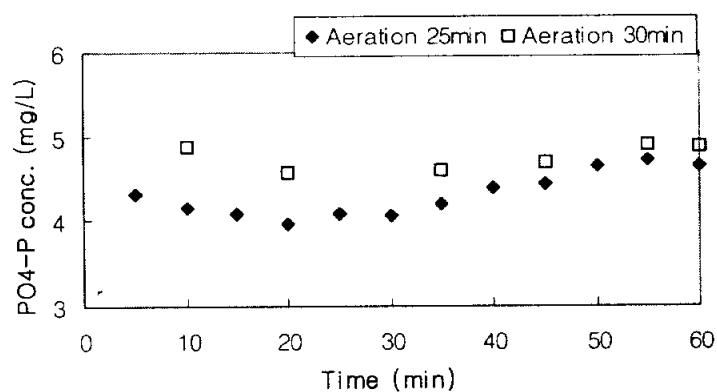


Fig. 4-16 Variation of $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration according to aeration time change (1st reactor).

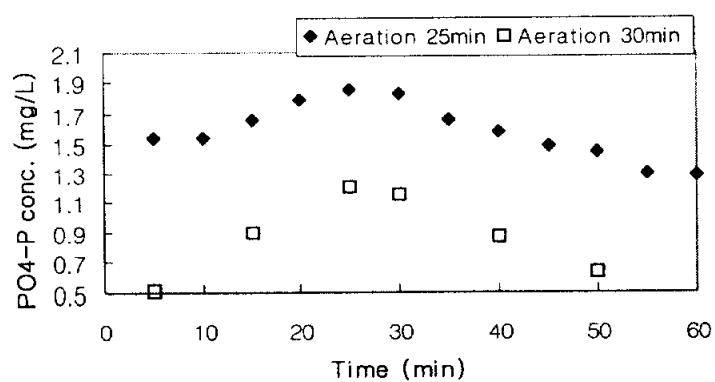


Fig. 4-17 Variation of $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration according to aeration time change (2nd reactor).

$\text{NH}_4\text{-N}$ 의 경우는 제 1 반응조에서는 질산화가 일어나지 않으므로 $\text{NH}_4\text{-N}$ 의 농도는 변화 없이 일정하게 나타났으며, 제 2 반응 조에서는 간헐 포기 시 질산화가 일어나며 포기 시간에 큰 영향 없이 포기 시간이 25min 과 30min일 때 제 2 반응조의 $\text{NH}_4\text{-N}$ 의 농도 는 비슷한 경향을 보였다.

$\text{NO}_3\text{-N}$ 의 경우는 제 1 반응조에서는 포기 시간에 관계없이 비슷한 거동이 보였으나, 제 2 반응 조에서는 포기 시간이 길어지면 $\text{NO}_3\text{-N}$ 의 농도가 약간 높았다.

이는 포기 시간이 길어질 경우 DO 농도가 증가하여 다음 cycle에 남아 있게 되고, 비포기 시간에서의 실제적인 무산소 구간이 줄어들어 같은 유기물 부하에 대한 탈질 시간이 감소하였기 때문에 탈질 되지 못한 $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 남아 있게 된다.

$\text{PO}_4\text{-P}$ 변화에 있어서는, 포기 시간이 길어질수록 인의 축적이 많아지며, 따라서 제 1반응 조에서의 인 방출양도 많게 나타났으며, 제 2 반응조에서 인 축적이 많아 포기 시간 30min일 때의 $\text{PO}_4\text{-P}$ 의 농도가 더 낮게 나타났다.

1 cycle의 운전 조건을 볼 때, 제 1 반응조는 내부 반응 시에 무산소 구간이 되었다가 내부 반응이 끝나면 혐기 구간이 되며, 제 2 반응조는 포기 시간에는 호기 구간이 되었다가 비포기 시간에는 무산소 구간이 된다.

전체 1cycle 1시간에서의 실제적인 무산소 : 혐기 : 호기 시간을 계산해 보면 Table 4-6 과 같이 나타난다.

Table 4-6 Actual time of anoxic, anaerobic and aerobic time with variation of aeration time

Aeration time	Anoxic		Anaerobic		Aerobic	
	Time (min)	Fraction (%)	Time (min)	Fraction (%)	Time (min)	Fraction (%)
25min	33	55	12.2	20.3	14.8	24.7
30min	30	50	12.2	20.3	17.8	29.7

Table 4-6에서 보면, 실제적인 혐기 시간과 호기 시간의 비를 각각 구하여 보면, 포기 시간이 25분 일 때는 혐기 시간: 호기 시간이 1 : 1.21 이지만, 30분 일 때는 혐기 시간: 호기 시간이 1 : 1.46이다.

Chang(1996)의 결과에서는 호기와 혐기의 HRT비가 1: 2.3일 때 좋은 인 제거율을 이룰수 있었으며, Ana(1996)는 혐기와 호기의 비가 7 : 15 일 때 가장 높은 인의 제거효율을 보였다.

4-3-2. COD loading rate의 변화에 따른 각 성분의 농도 변화

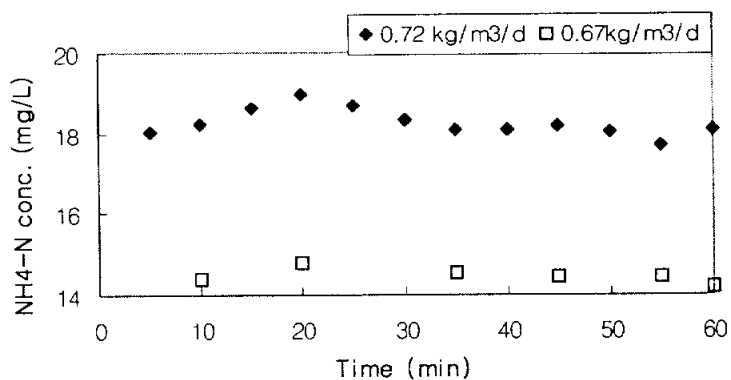


Fig. 4-18 Variation of NH₄-N concentration according to COD loading rate change (1st reactor).

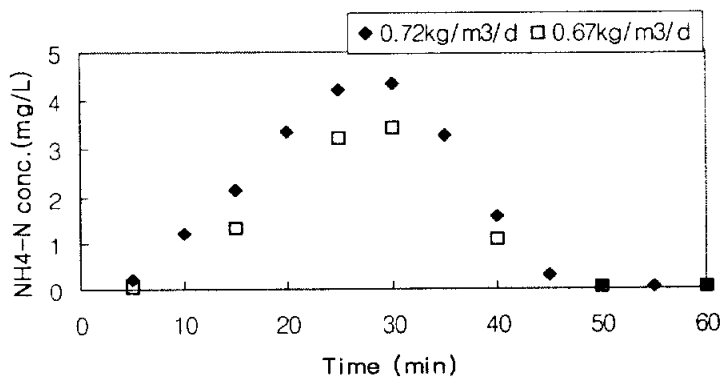


Fig. 4-19 Variation of NH₄-N concentration according to COD loading rate change (2nd reactor).

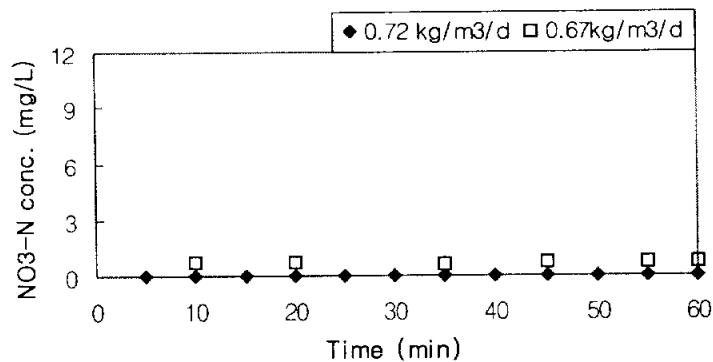


Fig. 4-20 Variation of NO₃-N concentration according to COD loading rate change (1st reactor).

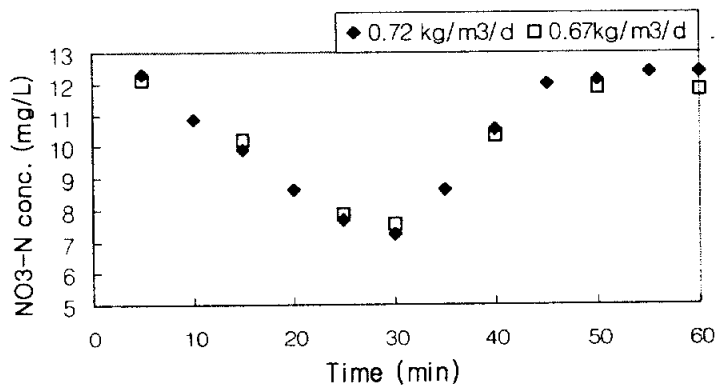


Fig. 4-21 Variation of NO₃-N concentration according to COD loading rate change (2nd reactor).

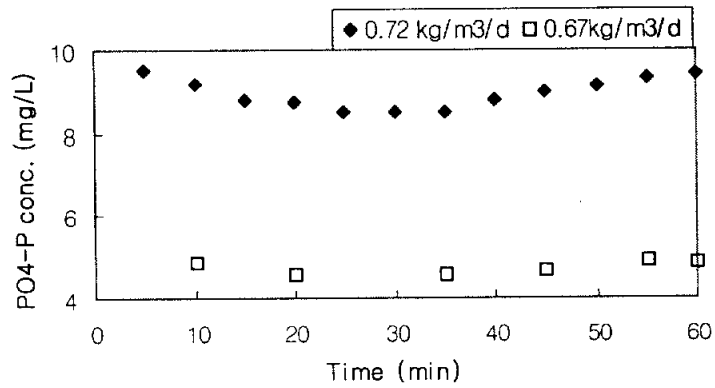


Fig. 4-22 Variation of PO₄-P concentration according to COD loading rate change (1st reactor).

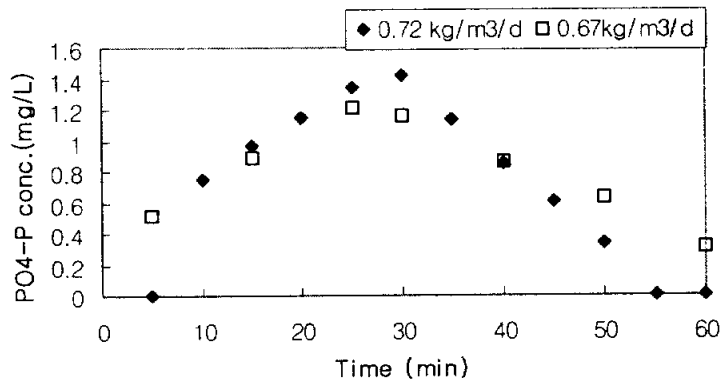


Fig. 4-23 Variation of PO₃-N concentration according to COD loading rate change (2nd reactor).

$\text{NH}_4\text{-N}$ 의 경우, COD loading rate가 높을수록 제 1 반응조의 $\text{NH}_4\text{-N}$ 의 농도가 더 높게 나타났으며, 제 2 반응조에서의 질산화는 비슷하여 두 조건에서 100 %의 질산화를 보였다.

COD loading rate가 증가하면 탈질 효율도 증가하여 제 1 반응조에서 $\text{NO}_3\text{-N}$ 이 존재하지 않았으며, COD loading rate가 높음에도 불구하고 제 2 반응조에서의 $\text{NO}_3\text{-N}$ 농도가 COD loading rate가 높은 때 약간 더 낮게 나타났다.

$\text{PO}_4\text{-P}$ 의 농도 변화를 보면, COD loading rate가 높을수록 인의 방출 양이 많아 제 1 반응조에서의 COD loading rate가 높을 때, $\text{PO}_4\text{-P}$ 의 농도가 높게 나타났으며, 제 2 반응조에서 역시 COD loading rate가 높을 때 인의 섭취 속도가 더 빠름을 볼 수 있다.

4-4. 슬러지 내 인의 함량에 관한 회분식 실험

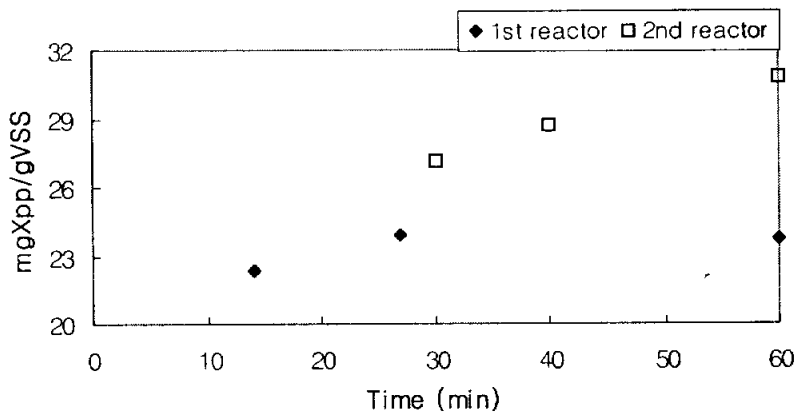


Fig. 4-24 Variation of mgXpp/gVss from batch experiment.

제 1 반응조에서 30분까지 슬러지 내 인의 함량이 증가함을 볼 수 있는데, 이는 이 시간에 제 2 반응 조로부터 내부반송이 일어나기 때문이며, 그 이후에는 인이 약간 방출됨을 볼 수 있다.

그리고 제 2 반응조에서 30min 이후에 간헐 포기에 의해 호기 구간이 되기 때문에, 인의 축적 현상으로 슬러지 내 인의 함량은 꾸준히 증가함을 볼 수 있다.

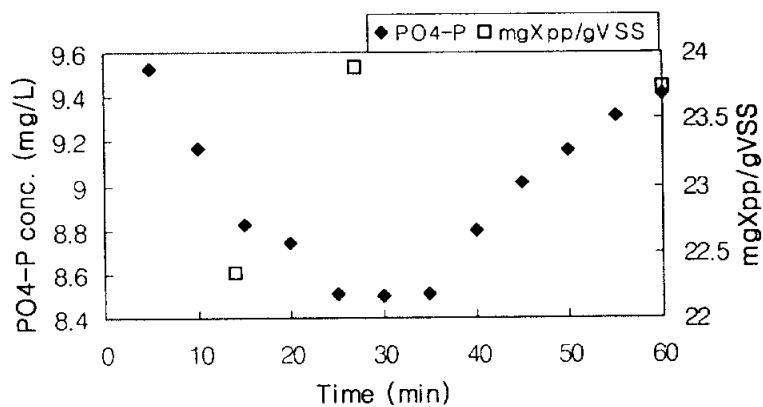


Fig. 4-25 Variation of mgXpp/gVss and dissolved phosphorus from batch experiment (1st reactor).

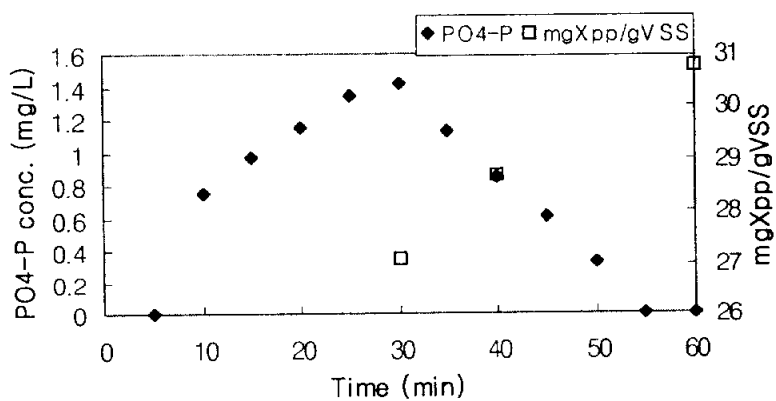


Fig. 4-26 Variation of mgXpp/gVss and dissolved phosphorus from batch experiment (2nd reactor).

Fig. 4-25와 Fig. 4-26을 보면 슬러지 내 인의 함량과 용액 중의 인의 농도 그래프가 서로 반대의 경향을 나타내고 있음을 알 수 있다.

이는 제 1 반응조의 혐기 구간에서는 인의 방출 현상이 일어나므로 미생물 내에는 인의 함량이 줄어들며, 제 2 반응조의 호기 구간에서는 인의 섭취 현상이 일어나므로 용액속의 인의 농도는 줄어드나, 슬러지 내 인의 함량은 증가하게 되는 것이다(Sin, 1996; Comeau, 1996).

본 실험에서는 인의 함량이 제 1 반응조에서는 VSS에 대하여 2.2 %정도이며, 제 2 반응조에서는 VSS에 대하여 인 함량이 3.1 %까지 증가함을 볼 수 있다.

4-5. 기존의 2 단 MBR 공정과의 유기물 및 질소, 인의 제거율 비교

Table 4-7 COD, TN and TP removal between other 2 단 MBRs and this experiment

		Experimental data	G.T.seo (2000)	Z .Ujang (2002)
C/N		4.9	7.6	27.7
C/P		51.8	57.8	60.2
COD	Influent (mg/L)	241.6	283.0	674.0
	Effluent (mg/L)	4.0	9.6	16.0
	Removal (%)	98.3	96.6	97.6
TN	Influent (mg/L)	49.5	37.2	24.3
	Effluent (mg/L)	11.8	3.5	0.9
	Removal (%)	76.1	90.6	96.3
TP	Influent (mg/L)	4.7	4.9	11.2
	Effluent (mg/L)	0.8	2.0	2.6
	Removal (%)	82.9	59.2	77.1

Table 4-7에서 보면 유기물의 제거율은 다른 2 단 MBR 공정과 비슷하게 높게 나타났으나, TN 제거는 다른 공정에 비해 낮게 나왔다.

Osada(1991)는 C/N가 높을수록 질소의 제거율이 높다고 하였는데, 본 연구에 있어 다른 공정에 비해 C/N비가 낮아 TN 제거율이 낮게 나온 것으로 사료된다. 하지만 TP의 제거에 있어서 다른 공정과 비교해 볼 때 C/P가 낮아도 제거율은 높았는데, 이는 1cycle의 인의 거동에 관한 실험을 볼 때 인의 방출과 인의 섭취 작용이 활발히 일어나 높은 제거율을 보인 것으로 사료된다.

4-6. 막의 미생물 배제 실험 결과

막의 미생물 배제 실험의 결과는 아래의 Fig 4-27, 4-28과 같다.

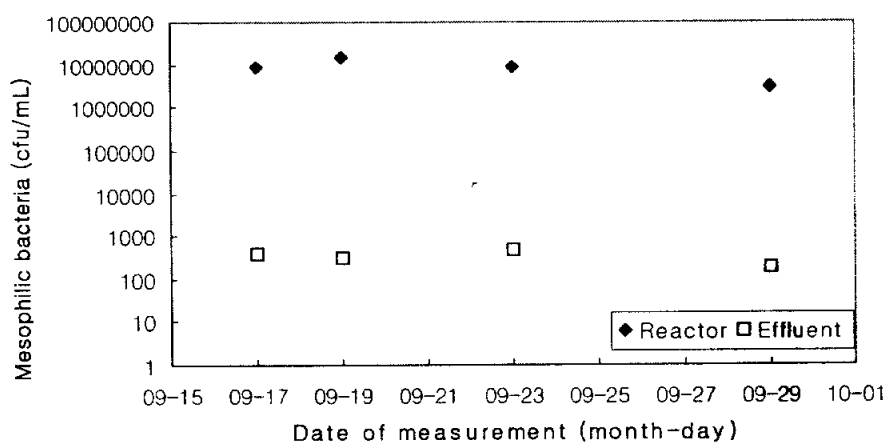


Fig. 4-27 Mesophilic bacteria colony forming unit per mL in reactor and effluent.

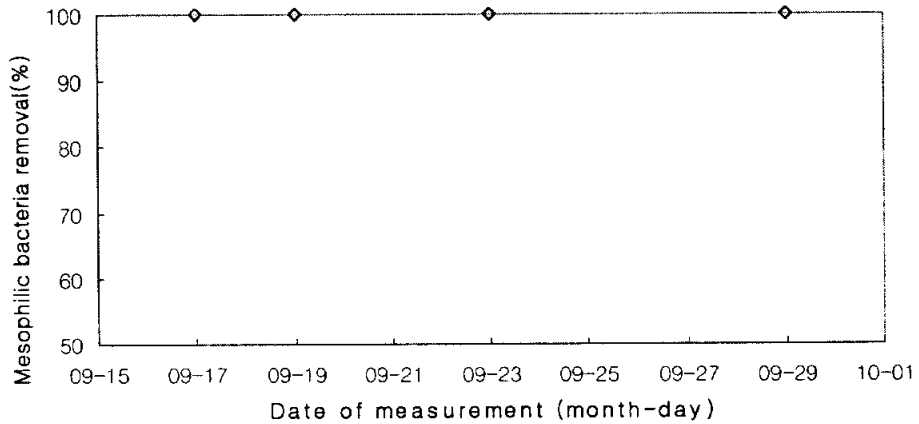


Fig. 4-28 Removal efficiency of Mesophilic bacteria.

반응조의 미생물의 집락 수는 $2.9 \times 10^6 \sim 1.5 \times 10^7$ cfu/mL로 나타났으며, 유출수 내의 미생물 집락 수는 185~460 cfu/mL로 막의 미생물 배제능력이 99.99%이상으로 아주 높았으며, 이는 물의 재이용 가능성이 높을 것으로 사료된다(Chiemchaisri, 1992).

제 5 장 모델링을 통한 미생물 성장속도 도출 및 해석

5-1. 모델의 수식화

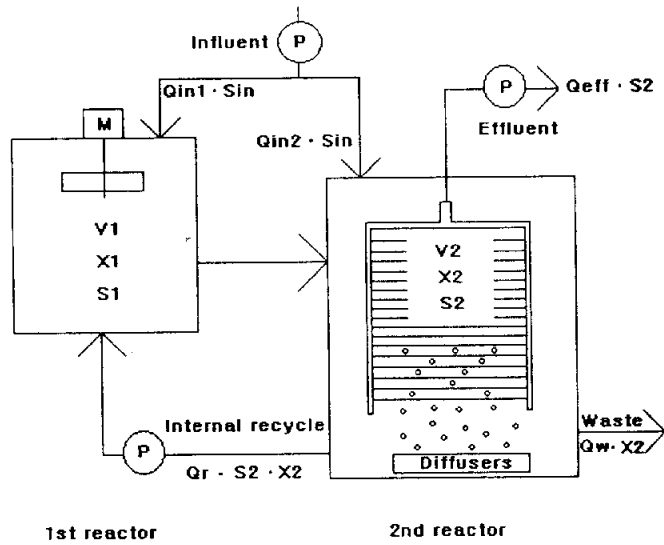


Fig. 5-1 Schematic of reactor for modeling.

1) 제 1 반응조

① 기질에 대한 비정상 상태 물질 수지식

반응 조는 완전 혼합 반응 조라고 가정한다.

$$\frac{dS_1}{dt} = \frac{Q_{in1} * S_{in}}{V_1} + \frac{Q_r * S_2}{V_1} - \frac{(Q_{in1} + Q_r) * S_1}{V_1} + i * \rho_i$$

여기서,

S : COD, NH₄-N, NO₃-N, PO₄-P, O₂ (g/m³)

Q_{in1} : 제 1반응조로 유입되는 유량 (m³/d)

Q_r : 제 2 반응조에서 반송되는 반송 유량(m³/d)

V₁: 제 1 반응조 부피

i : 화학 양론 계수

ρ_i : 속도 방정식

② 미생물에 대한 비정상 상태 물질 수지식

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{Q_r * X_2}{V_1} - \frac{(Q_r + Q_{in1}) * X_1}{V_1} + i * \rho_i$$

여기서,

X : X_H, X_{PAO}, X_A

(그러나 유입수 중의 X는 무시한다)

2) 제 2 반응조

① 기질에 대한 비정상 상태 물질 수지식

반응 조는 완전 혼합 반응 조라고 가정한다.

$$\frac{dS_2}{dt} = \frac{Q_{in2} * S_{in}}{V_2} - \frac{Q_{eff} * S_2}{V_2} + \frac{(Q_{in1} + Q_r) * S_1}{V_2} - \frac{Q_r * S_2}{V_2} + i * \rho_i$$

여기서,

Q_{eff} : 유출 유량 (m^3/d)

Q_{in12} : 제 2 반응조로 유입되는 유량 (m^3/d)

1 : 제 1반응조

2 : 제 2반응조

V_2 : 제 2반응조의 부피

제 2 반응조는 포기 시간이 있으므로 산소에 대한 물질 수지식은 다음과 같다.

$$\frac{dS_{O_2}}{dt} = K_{La} * (C_s - S_{O_2}) + \frac{(Q_r + Q_{in1}) * S_{O_2_1}}{V_2} - \frac{Q_{eff} * S_{O_2}}{V_2} - \frac{Q_r * S_{O_2}}{V_2} + i * \rho_i$$

여기서,

K_{La} : 산소 전달 계수 (d^{-1})

C_s : 반응조 온도에서 포화 용존 산소 농도 (g/m^3)

② 미생물에 대한 비정상 상태 물질 수지식

$$\frac{dX_2}{dt} = \frac{(Q_r + Q_{in1}) * X_1}{V_2} - \frac{Q_r * X_2}{V_2} + i * \rho_i$$

모델링에 사용된 화학 양론계수 및, 동력인자는 ASM 2D의 값을 사용하였다.

5-2. 모델링 결과

1cycle 동안의 호기시간과 용적부하에 따른 실험결과를 통해 증식속도를 구하였으며, 아래의 결과는 용적부하 $0.67 \text{ kg/m}^3/\text{d}$ 이고, 포기 시간 30분일 때의 실험값과 모델링 값을 비교하여 나타내었다.

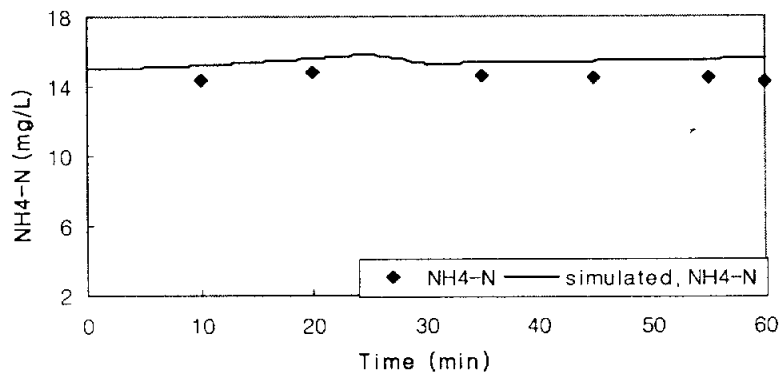


Fig. 5-2 Comparison between simulated and observed $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration (1st reactor).

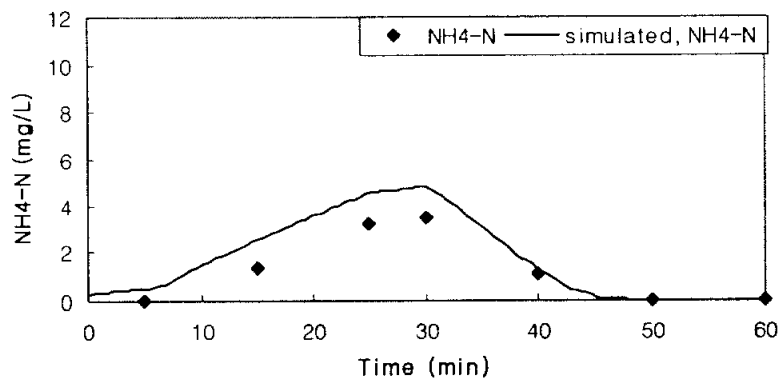


Fig. 5-3 Comparison between simulated and observed $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration (2nd reactor).

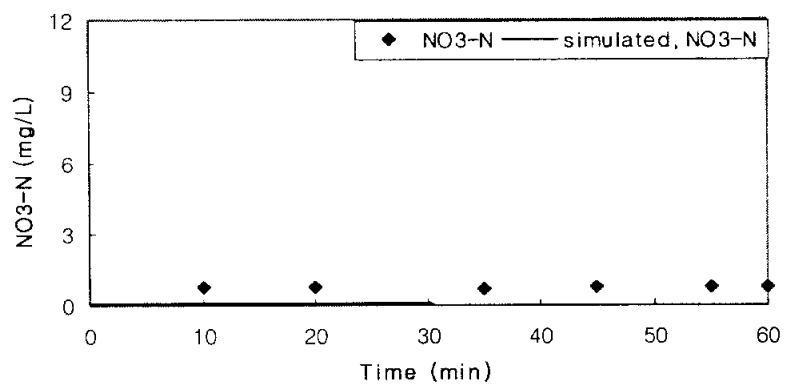


Fig. 5-4 Comparison between simulated and observed $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration (1st reactor).

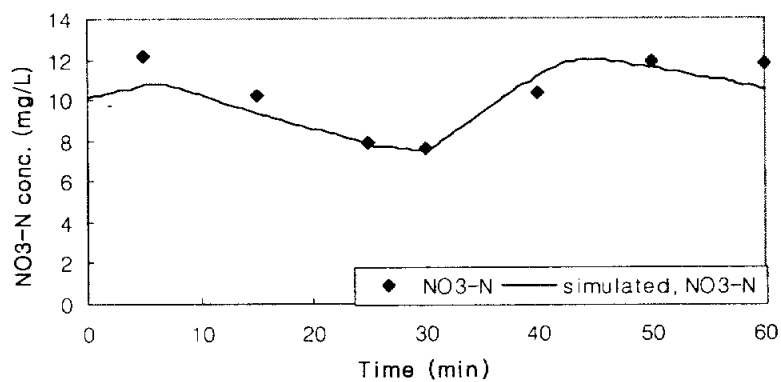


Fig. 5-5 Comparison between simulated and observed $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration (2nd reactor).

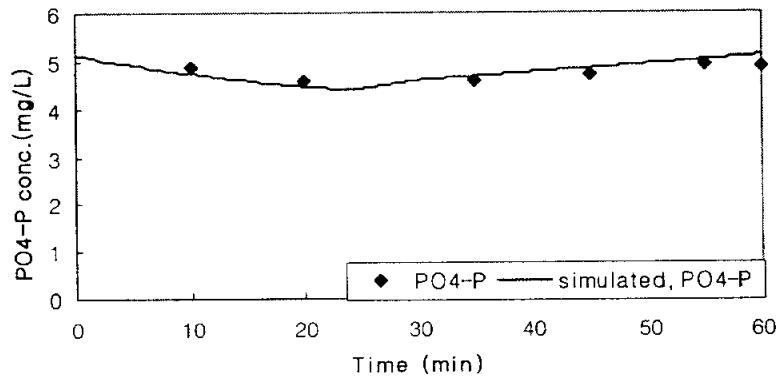


Fig. 5-6 Comparison between simulated and observed $\text{PO}_4\text{-P}$ concentration (1st reactor).

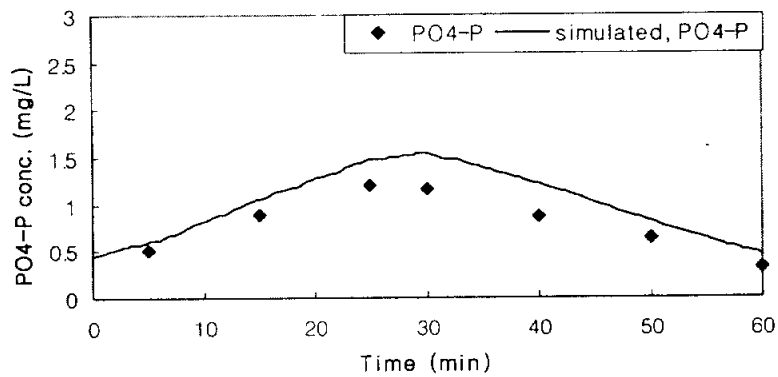


Fig. 5-7 Comparison between simulated and observed $\text{PO}_4\text{-N}$ concentration (2nd reactor).

실험값과 모델링 값은 위의 그림을 통해 잘 일치하는 것을 보였으며, 위의 모델링을 통한 호기시간과 용적부하에 따른 실험에 대한 각 미생물의 증식 속도를 산출하였다.

Table 5-1 Calculation of growth rate from results of Modeling

Condition	Growth, phosphorus release and phosphorus uptake rate				
	μ_H (1/d)	μ_{Aut} (1/d)	μ_{PAO} (1/d)	q_{PHA} (1/d)	q_{PP} (1/d)
Aeration 25min COD loading rate 0.67kg/m ³ /d	6.00	1.500	0.230	1.175	0.344
Aeration 30min COD loading rate 0.72kg/m ³ /d	6.605	1.998	1.200	3.444	1.797
Aeration 30min COD loading rate 0.67kg/m ³ /d	6.00	1.499	0.380	1.198	0.569

모델링으로부터 산출한 미생물 증식 속도를 보면 호기 시간이 증가하면, q_{PHA} , q_{PP} 가 큰 것을 볼 수 있다. 이는 호기 시간이 증가하면 인 축적이 같은 시간에 그만큼 많이 되고 혐기 구간에서 인 방출도 많아져서 인의 유출 수 농도가 높아짐을 알 수 있다.

또 용적부하가 증가하면 증식속도가 전체적으로 증가함을 볼 수 있는데, 이는 미생물이 유기물 제거뿐만 아니라 TN, TP의 제거가 활발한 것을 나타낸다.

제 6 장 결 론

본 연구과정으로 개발된 2단 간헐식 막분리 SBR 공정에 의한 고도처리에 관한 연구 결과는 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 막을 결합시킨 본 공정은 운전 기간 동안의 막 fouling 현상이 적어 화학적인 세척 없이 운전 되었으나, 막 fouling 현상을 좀 더 줄이기 위해서는 MLSS 농도를 7000 mg/L이하, flux를 $0.28 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ 이하로 운전해야 하며, 제 2 반응조가 포기 되지 않는 구간에서는 막이 침지 되어 있으므로 반응조 내에서의 순환을 원활하게 유지시키는 것이 중요하였다.

2. 운전 기간 중 유출수의 TSS 농도는 1 mg/L 이하로 안정된 수질을 보였다.

3. 간헐적인 내부 반응은 혐기 구간을 잘 형성시켜 주어 인 방출이 잘 일어났다.

4. 본 공정에서 COD의 제거에 있어서 DO의 농도 및 포기 시간에 적은 영향을 받지만, TN, TP의 제거에 있어서는 DO 농도와 호기 시간을 고려해야 한다.

TN의 경우는 짧은 시간에 완전한 질산화를 위해서는 충분한 DO 공급이 이루어져야 하지만, 대신 1 cycle이 끝날 때는 남아 있는 DO가 빠른 시간 내에 제거될수록 다음 cycle에서의 탈질 효율이 증가하여 전체적인 TN 제거효율이 높아진다.

그리고, TP의 경우는 혐기 구간은 DO가 존재하지 않아야 하지만, 혐기 구간에서인 방출속도보다 호기 구간의 인의 섭취속도가 작으므로 더 많은 인 섭취를 위해서는 적절한 호기 시간이 필요하다.

5. TP의 경우 25분의 호기시간을 준 경우와 30분 호기시간을 준 경우에 있어서 30분의 호기시간의 TP의 제거율이 약 12 % 더 높게 나타났다.

6. 본 공정에서 용적부하 $0.72\text{kg}/\text{m}^3/\text{d}$ 이고, 호기시간이 30분일 때 COD는 99.8 %, TN는 76.2 %, TP는 82.9 %의 제거효율을 나타내었다.

7. 막의 미생물 배제 실험에서 유출수 내 일반 세균의 수가 185-460 cfu/mL로 99.99 %의 제거율을 보여 물의 재이용 가능성이 높았다.

참고문헌

- Ana, M.C. and Simon, G. M. 1996. "Effects of population displacements on biological phosphorus removal in a biofilm SBR", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.303-313
- Atkinson, B. W. Mudaly, D. D. and Bux, F. 2001. "Contribution of *Pseudomonas* spp. to phosphorus uptake in the anoxic zone of an anaerobic-anoxic-aerobic continuous activated sludge system", *Water Science and Technology*. 43, 1, pp.139-146.
- Bailey, A. D. Hansford, G. S. and Dold, P. L. 1994. "Use of cross-flow microfiltration to enhance the performance of an activated sludge reactor", *Water Research* 28, pp.297-301.
- Brdjanovic, D. Van Loosdrecht, M. C. M. Hooijmans, C. M. Mino, T. Alaerts, G. J. and Heijnen, J. J. 1999. "Innovative methods for sludge characterization in biological phosphorus removal systems", *Water Science and Technology*. 39, 6, pp.37-43.
- Chang, W. C. Chiou, R. J. and Ouyang, C. F. 1996. "The effect of residual substrate utilization on sludge settling in an enhanced biological phosphorus removal process", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.425-430.
- Chaize, S. and Huyard, A. 1991. "Membrane bioreactor on domestic wastewater treatment sludge production and modeling approach", *Water Science and Technology*. 23, pp 1591-1600.
- Chiemchaisri, C. Wong, Y. K. Urase, T. and Yamamoto, K. 1992. "Organic stabilization and nitrogen removal in membrane separation bioreactor for domestic wastewater treatment", *Water Science and Technology*. 25, pp 231-240.

Choi, Y. S. Shin, E. B. and Lee, Y. D. 1996. "Biological phosphorus removal from wastewater in a single reactor combining anaerobic and aerobic conditions", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.179-186.

Chui, P. Terashima, C. Y. Tay, J. H. and Ozaki, H. 1996. "Perform of a partly aerated biofilter in the removal of nitrogen", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.187-194.

Comeau, Y. Lamarre, D. Roberge, F. Perrier, M. Desjardins, G. Hade C. and Mayer, R. 1996. "Biological nutrient removal from a phosphorus-rich pre-fermented industrial wastewater", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.169-177.

Dittrich, J. Gnirss, R. Peter-Frohlich, A. and Sarfer, F. 1996. "Microfiltration of Municipal Wastewater for disinfection and advanced phosphorus removal", *Water Science and Technology*. 34, 9, pp.125-131.

Fan, X. J. Urbain, V. Qian, Y. and Manem, J. 1996. "Nitrification and mass balance with a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.129-136.

Fan, X. J. Urbain, V. Qian, Y. and Manem, J. 2000. "Ultrafiltration of activated sludge with ceramic membranes in a cross-flow membrane bioreactor process", *Water Science and Technology*. 41, 10-11, pp.243-250.

Gunder, B. and Krauth, K. H. 1999. "Replacement of secondary clarification by membrane separation-results with plate and hallow fiber modules", *Water Science and Technology*. 40, pp.311-320.

Goronszy, M. C. Demoulin, G. and Newland, M. 1996. "Aerated denitrification in full-scale activated sludge facilities", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.487-491.

Hanaki, K. and Polprasert, C. 1989. "Contribution of methanogenesis to denitrification with an upflow filter", *Journal WPCF*. **61**, 9, pp1604-1611.

Henze, M. Gujer, W. Mino, T. Matsuo, T. Wentzel, M. C. Marais, G. v. R. and Van Loosdrecht, M. C. M. 1999. "Activated Sludge Model No.2d, ASM2d", *Water Science and Technology*. **39**, 1, pp.165-182.

Henze, M. Gujer, W. Mino, T. Matsuo, T. Wentzel, M. C. and Marais, G. v. R. 1995. "Activated Sludge Model No. 2. *IAWQ Scientific and Technical Report*, No, 3, IAWQ, London. ISBN 1 900222 00 0.

Jardin, N. and Popel, H. J. 1996. "Influence of the enhanced biological phosphorus removal on the waste activated sludge production", *Water Science and Technology*. **34**, 1-2, pp.17-23.

Jenkins, D. and Tandoi, V. 1991. "The applied microbiology of enhanced biological phosphate removal-accomplishments and needs", *Water Science and Technology*. **25**, 12, pp.1471-1478.

Kimura, K. Nakamura, M. and Watanabe, Y. 2002. "Nitrate removal by a combination of elemental sulfur-based denitrification and membrane filtration", *Water Research*. **36**, pp. 1758-1766.

Kimura, K. Watanabe, Y. and Ohkuma, N. 2000. "Filtration Resistance and Efficient Cleaning Methods of The Membrane with Fixed Nitrifiers", *Water Research*. **34**, 11, pp.2895-2904.

Krauth, K. H. and Staab, K. F. 1993. "Pressurized Bioreactor with Membrane Filtration for Wastewater Treatment", *Water Research*. **27**, 3, pp.405-411.

Kurata, G. Tsumura, K. Nakamura, S. Kuwahara, M. Sato, A. and Kanaya, T. 1996. "Retrofit of biological nutrient removal process assisted by numerical simulation with Activated Sludge Model NO.2", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.221-228.

Kuba, T. Van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. 1996 "Effect of cyclic oxygen exposure on the activity of denitrifying phosphorus removing bacteria", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.33-40.

Kuba, T. Wachtmeister, A. Van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. 1994. "Effect of Nitrate on Phosphorus Release in Biological Phosphorus Removal Systems", *Water Science and Technology*. 30, 6, pp.263-269.

Kuba, T. Van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. 1996. "Phosphorus and Nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation of nitrification in a two-sludge system", *Water Science and Technology*. 30, 7, pp.1702-1710.

Liu, W. T. Mino, T. Matsuo, T. and Nakamura, K. 1996. "Biological phosphorus removal processes-effect of pH on anaerobic substrate metabolism", *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.25-32.

Low, E. W. and Chase, H. A. 1999. "The Effect of maintenance energy requirements on biomass production during wastewater treatment", *Water Research*. 33, 3, pp.847-853.

Merzouki, M. Delgenes, J-P. Bernet, N. Moletta, R. and Benlemlih, M. 1999. "Polyphosphate-Accumulating and Denitrifying Bacteria Isolated from Anaerobic-Anoxic and Anaerobic Sequencing Batch Reactors", *Current Microbiology*. 38, pp.9-17.

Metcalf & Eddy. 2003. Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. McGraw-Hill, pp659-886

Mishima, K. Nishimura, T. Goi, M. and Katsukura, N. 1996. "Characteristics of nitrification and denitrification of the media-anaerobic-anoxic-oxic process", *Water Science and Technology*. **34**, 1-2, pp.137-143.

Muller, E. B. Stouthamer, A. H. Van Verseveld, H. W. and Eikelboom, D. H. 1995. "Aerobic domestic waste water treatment in a pilot plant with complete sludge retention by cross-flow filtration", *Water Research* **29**, 4, pp.1179-1189.

Muller, E. B. Stouthamer, A. H. and Van Verseveld, H. W. 1995. "A novel method to determine maximal nitrification rates by sewage sludge at a non-inhibitory nitrite concentration applied to determine maximal rates as a function of the nitrogen load", *Water Research* **29**, 4, pp.1191-1197.

Murakami, T. Usui, J. Takamura, K. and Yoshikawa, T. 2000. "Application of immersed-type membrane separation activated sludge process to municipal wastewater treatment", *Water Science and Technology*. **41**, 10-11, pp.295-301.

Nagaoka, H. Kono, S. Yamamishi, S. and Miya, A. 2000. "Influence of organic loading rate on membrane fouling in membrane separation activated sludge process", *Water Science and Technology*. **41**, 10-11, pp.355-362.

Nowak, O. Svardal, K. and Kroiss, H. 1996. "The impact of phosphorus deficiency on nitrification-case study of a biological pretreatment plant for rendering plant effluent", *Water Science and Technology*. **34**, 1-2, pp.229-236.

Nagaoka, H. and Kudo, C. 2002. "Effect of loading rate and intermittent aeration cycle on nitrogen removal in membrane separation activated sludge process", *Water Science and Technology*. **46**, 8, pp.119-126.

Ng, W. J. Ong, S. L. Gomez, M. J. Hu, J. Y. and Fan, X. J. 2000. "Study on a sequencing batch membrane bioreactor for wastewater treatment", *Water Science and Technology*. **41**, 10-11, pp.227-234.

Ogoshi, M. and Suzuki, Y. 2000. "Application of MBR to an easily installed municipal wastewater treatment plant", *Water Science and Technology*. **41**, 10-11, pp.287-293.

Ohmori, H. Yahashi, T. Furukawa, Y. Kawamura, K. and Yamamoto, Y. 2000. "Treatment performance of newly developed johkasous with membrane separation", *Water Science and Technology*. **41**, 10-11, pp.197-204.

Osada, T. Haga, K. and Harada, Y. 1991. "Removal of nitrogen and phosphorus from swine wastewater by the activated sludge units with the intermittent aeration process", *Water Research*. **25**, 11, pp.1377-1388.

Pollice, A. Tandoi, V. and Lestingi, C. 2002. "Influence of aeration and sludge retention time on ammonium oxidation to nitrite and nitrate", *Water Research*. **36**, pp.2541-2546.

Prakasam, T. B. S. Lue-Hing, C. Bogusch, E. and Zenz, D. R. 1979. "Pilot-scale studies of single-단 nitrification", *Journal WPCF*. **51**, 7, pp1904-1918.

Rensink, JH. Eggers, E. and Donker, HJGW. 1991. "High biological nutrient removal form domestic wastewater in combination with phosphorus recycling", *Water Science Technology*. **23**, 4-6, pp.651-657

Rosenberger, S. Kruger, U. Witzing, R. Manz, W. Szewzyk, U. and Kraume, M. 2002. "Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water", *Water Research*. **36**, pp.413-420.

Rodrigo, M. A. Seco, A. Penya-roja, J. M. and Ferrer, J. 1996. "Influence of sludge age on enhanced phosphorus removal in biological systems", *Water Science and Technology*. **34**, 1-2, pp.41-48.

Rozich, A. F. and Castens, D. J. 1986. "Inhibition kinetics of nitrification in continuos-flow reactor", *Journal WPCF*. **58**, 3, pp.220-226.

Seo, G. T. Lee, T. S. Moon, B. H. Lim, J. H. and Lee, K. S. 2000. "Two 단 intermittent aeration membrane bioreactor for simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal". *Water Science and Technology*. 41, 10-11, pp.217-225.

Shin, H. S. Lee, S. M. Seo, I. S. Kim, G. O. Lim, K. H. and Song, J. S. 1998. "Pilot-scale SBR and MF operation for the removal of organic and nitrogen compounds from greywater", *Water Science and Technology*. 38, 6, pp.79-88.

Skrinde, J. R. and Bhagat, S. K. 1982. "Industrial wastes as carbon sources in biological denitrification", *Journal WPCF*. 54, 4, pp.370-377.

Smith, Jr. C.V., Gregorio, D.D. and Talcott, R.M. 1969. "The use of ultrafiltration membrane for activated sludge separation", presented paper at 24th Annual Purdue Industrial Waste Conference.

Starkenbergh, W.van Rensink, J.H. and Jrijs, G.B. 1993. "Biological P-removal: stage of the art in the netherlands", *Water Science and Technology*. 27, 5-6, pp.317-328

Su, J. L. and Ouyang, C. F. 1996. "Nutrient removal using a combined process with activated sludge and fixed biofilm," *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.477-486.

Suwa, Y. Suzuki, T. Toyohara, H. Yamagishi, T. and Urushigawa, Y. 1992. "Single-stage, single-sludge nitrogen removal by an activated sludge process with cross-flow filtration". *Water Research*. 26, 9, pp.1149-1157.

Temmink, H. Petersen, B. Isaacs, S. and Henze, M. 1996. "Recovery of biological phosphorus removal after periods of low organic loading," *Water Science and Technology*. 34, 1-2, pp.1-8.

Ueda, T. Hata, K. and Kikuoka, Y. 1996. "Treatmeant of domestic sewage from rural settlements by a membrane bioreactor," *Water Science and Technology*. 34, pp 189-196.

Ujang, Z. Salim, M. R. and Khor, S. L. 2002. "The effect of aeration and non-aeration time on simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal using an intermittent aeration membrane bioreactor". *Water Science and Technology*. **46**, 9, pp.193-200.

Van Starckenburg, W. Rensink, J. H. and Rijs, G. B. J. 1993. "Biological P-Removal: State of The Art in the Netherlands," *Water Science and Technology*. **27**, 5-6, pp.317-328.

Villaverde, S. Garcia-Encina, P. A. and Fdz-Polanco, F. 1997. "Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters," *Water Research*. **31**, 5, pp.1180-1186.

Wang, N. Peng, J. and Hill, G. 2002. "Biochemical model of glucose induced enhanced biological phosphorus removal under anaerobic condition," *Water Research* **36**, pp.49-58.

Wachtmeister, A. Kuba, T. Van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. 1997. "A sludge characterization assay for aerobic and denitrifying phosphorus removing sludge," *Water Science and Technology*. **31**, 3, pp.471-478.

Witzing, R. Rosenberger, S. Kruger, U. Manz, W. Szewzyk, U. and Kraume, M. 2002. "Microbiological aspects of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water," *Water Research* **36**, pp.394-402.

Yamamoto, K. Hiasa, M. Mahmood, T. and Matsuo, T. 1989. "Direct solid-liquid separation using hollow fiber membrane in an activated sludge aeration tank," *Water Science and Technology*. **21**, pp.43-54.

Yoon, S. H. Kim, H. S. Park, J. K. Kim, H. and Sung, J. Y. 2000. "Influence of important operation parameters on performance of a membrane biological reactor". *Water Science and Technology*. **41**, 10-11, pp.235-242.

강문선, 안원영, 임성균, 최광호. 2000. "MBR(Membrane Bioreactor)을 이용한 침출수의 처리사례" 한국물환경학회 · 대한상하수도학회 · 한국수도협회. 공동춘계학술발표회 논문집

김규진, 윤성훈. 2001. "Membrane Bioreactor (MBR)를 이용한 오 · 폐수 처리" *J. Korean Ind. Eng. Chem.* 12, 3, pp.239-248.

김미영, 송경근, 안규홍. 1999. "질소제거를 위한 MBR System의 최적화 연구" 대한환경공학회. '99춘계학술연구발표회 논문집(I).

손은중, 최은경. "NF분리막을 사용한 염색폐수 처리 및 재활용에 관한 국내외 현황조사" 생산기술연구원 섬유기술개발센터.

신정훈, 정운철, 노수홍, 이상민, 손대희. 2001. "MBR을 이용한 축산폐수중의 유기물 및 질소 제거" 대한환경공학회지. 23. 8. pp.1275-1284.

안원영, 강문선, 임성균, 최광호. 2000. "MBR(Membrane Bioreactor)을 이용한 고염도 폐수의 처리" 한국물환경학회 · 대한상하수도학회 · 한국수도협회. 공동춘계학술발표회 논문집

최창규, 이재근, 한정환, 이광호. 2001. "간헐포기-MBR법에서 유입부하와 포기/비포기 시간의 변화에 따른 영양염류 제거" 대한환경공학회. '2001춘계학술연구발표회 논문집(I).

김성홍 외. 2002. 하수도 공학. 동화기술

먹는 물 공정 시험 방법 . 1997. 환경부

최의소. 1999. 상하수도 공학. 청문각

환경신기술 . 2001. 환경관리공단

감사의 글

이 논문이 나오기까지 늘 함께 해 주신 하나님께 먼저 감사를 드립니다.

항상 격려해주시고 제가 배움의 기회를 많이 갖도록 도와주신 이병헌 교수님 진심으로 감사드리며 선생님의 제자로서 사회에 나가서도 열심히 하도록 하겠습니다. 그리고 학부 때부터 많은 가르침을 주신 박청길 교수님, 이제근 교수님, 양병수 교수님, 여석준 교수님, 이석모 교수님, 강임석 교수님, 김일규 교수님 정말 감사드립니다. 제가 환경 공학 인으로 자랑스러워함은 모두 교수님들의 가르침 때문입니다.

저의 목표 설정에 있어 좋은 말씀도 많이 해주시고 가르침도 많이 주신 화학공학과 이민규 교수님 정말 감사드립니다. 생물 공학과 김중균 교수님과 삼림 종합 건설에 계시는 분들, 동국 환경에 계신 분들께 진심으로 감사드립니다.

대 하수도 공학 및 폐기물 실험실에 함께 한 모든 식구들 정말 감사드립니다. 한 분 한 분 이름을 쓰지 않으면 많이 화나시지요? 먼저, 우리의 영원한 오빠, 항상 동생으로 아껴주시고 챙겨주신 대수 선배님 감사합니다. 제가 정말로 좋아하는 거 알지요? 지금은 연락이 잘 안되지만 항상 좋은 말씀 많이 해주신 최혁 선배. 너무 보고 싶어요. 포근한 음성, 잔잔한 미소로 후배를 사랑하시는 박은정 언니, 언제나 소녀 같지만 일에는 남자답지 않게 똑 소리 나는 최해경 언니, 이야기를 넘 잘하고 정말 친 언니 같은 감성희 언니 정말 감사드려요. 그리고 필균이 선배, 종수 선배, 상구 선배, 현철 선배 보고 싶어요. 참 이쁜 하은정 언니도 감사드려요. 학부 때부터 저와 가장 많은 이야기를 하고 옆에 있어준 전은정 언니 정말 감사해요. 언니 짱인거 알죠! 언제나 당당하고 말 잘하는 엄혜경 언니 결혼식 못가서 미안하고, 행복하세요. 정말로 학부 때부터 좋아한 정래 선배 정말 감사해요. 선배의 넉넉한 맘, 성실함, 포근함 어떠한 좋은 말이라도 선배를 대변하진 못하겠지요? 행복하세요. 조교 선생님이라서 이전 접근이 불편한(?) 재성 선배 고마워요. 진짜루 편안한 오빠같아서 정말 좋구요, 행복하세요. 정래 선배 다음으로 제가 좋아하는 정인이 선배, 정래 선배와 외모를 제외하고는 너무 유사한 성격의 소유자. 아~ 넘 좋아요. 함께 많은 시간을 보내진 못했지만 우리의 터프 걸 혜선 언니 건강하고 행복하세요.

많은 조언을 해주신 창근 선배와 성일 선배, 윤식 선배 감사드립니다. 현 실험실의 양대 산맥을 이루고 있는 성재 선배와 은주 언니 정말 고맙습니다. 그리고 말도 많고 탈도 많았지만 함께 길을 걸어온 광필이 선배와 원철 선배 행복하시고 사회에서 빛을 발하시기 바랍니다

니다.

학부 때 같이 공부하던 창원 선배, 동훈 선배, 봉수 선배, 규동 선배, 동인 선배 정말 감사드립니다. 특히 동인이 선배, 모든 것을 싫다고 말하지만 끝까지 행동으로 다 해내는 모습이 참 보기 좋네요. 함께 웃을 때도 있었고, 짜증낼 때도 있었는데 모든 일들이 너무나 행복했던 것 같습니다. 나의 사랑하는 동기들 정말 고맙다. 윤희, 진경이, 승래, 정은이 나의 영원한 멤버들 함께 한 시간들이 너무 소중하다. 내가 너무 좋아하는 윤희야 힘들 때 이것저것 이야기 다 들어주고 좋은 말도 많이 해줘서 너무 고맙다는 말밖에 하지 못하는 구나. 또 다른 동기 시작은 달랐으나 함께 하고 있는 명환이. 언제나 든든한 방장. 오직 세심한 배려와 넓은 가슴으로 뚝뚝 뭉친 멋있는 사나이인 명환아 너무 고맙다. 동생으로 스스로없이 말하곤 했던 은진이, 너무 예쁘고 착해서 정말 많이 챙겨주고 싶었는데, 그러지 못해서 정말 미안하다. 당당하고 똑똑한 민기도 너무 고맙고 미안하다. 땡땡이 성훈이. 모든 말에 한마디도 안지지만 정말 내가 좋아하는 후배다. 너무 멋있고 정말 내가 일년만 젊었어도... 실험한다고 너무 수고했다. 성훈이의 뒤를 이으려고 노력하는 재성이도 실험한다고 너무 수고했다. 그리고 예쁜 숙희, 욕심이 많고 모든 일에 최선을 다하는 아름다운 여성이여.. 그대 이름은 숙희. 열심히 해서 꼭 네가 원하는 여성이 되어라. 데이터 분석부터 신뢰감 회복을 위해 열심히 해준 COD 팀 한 번 더 수고했다. 예쁜 후배 귀영아 실험한다고 너무 수고했고 많이 못 챙겨줘서 너무 미안한 맘뿐이구나. 행복해야 돼. 귀엽지만 조금 느긋한 희준이도 군 생활 잘 하길 바란다.

환경공학과 3층 실험실 식구들도 정말 감사드립니다.

옆 실험실에 있으면서 많이 아껴주시던 보인 선배, 효진 언니 너무 감사드리며, 언제나 소녀 같은 미경이 언니 너무 감사드려요. 그리고 나의 사랑하는 동기 수경아 지금 열심히 공부하고 있을 텐데, 네가 원하는 일 꼭 이루길 바랄게. 그리고 진숙이와 진아도 몸 건강하게 지내고 행복해라. 너무나 멋있는 경희 언니, 다정 다감 그 자체이신 상근 선배, 뭐든지 물어보면 너무나 자상하게 가르쳐 주신 충식 선배, 매일 인사 안한다고 구박하지만 잘 챙겨 주신 희철 선배, 남자지만 애교가 넘치는 훈근, 눈웃음이 너무나 예쁜 울선, 착한 우경이 모두들 행복하세요. 그리고 학부 때부터 저에게 따뜻함을 주신 재희 선배님께 진심으로 감사드립니다. 정말로 행복 가득 가득 하셨으면 합니다. 나의 동기 미숙아 항상 열심히 하는 너의 모습이 너무 아름답다. 나중에 만나면 서로 더 멋있게 되어있기로 하자.

시스템 실험실의 지호 선배, 진이 언니, 용수, 영륜이, 대기 확산 실험실의 용수 선배, 현종이 선배, 준호 선배, 그리고 제가 이름 모르는 분들 모두 행복하세요.

힘들 때 많은 기도를 해준 교회의 식구들에게도 정말 감사드립니다. 말하지 않아도 알 것

같은 친구 **경화**야 너무 고맙고 너의 행복을 위해서 기도할게.

나의 친구들 너무 고맙다. **정근아** 너무 사랑하는 거 알지? 네가 나의 옆에 있는 것만으로도 나에겐 큰 힘이 되며, 너의 말 한마디로 행복을 얻는다. 고맙다 친구야. 그리고 **민경아**, **은주야** 고맙다. 매 약속 때마다 실험실에 있다고 약속 시간 늦게 가서 타박도 많이 받았지만 너희들이 나를 믿고 함께 해줌에 내가 논문을 완성할 수 있었던 것 같다.

너무나 사랑하는 사람이 너무 많습니다. 그 분들이 제 곁에 없었다면 지금 이 글을 적을 수 있을까 의문을 가져봅니다. **성현아** 참 많이 힘든 시간을 너와 함께 해 온 것 같아. 힘들 때 투정 부릴 때 다 받아준 네가 있어서 얼마나 감사한지 모른다. 좋은 친구로 오래도록 함께 하면 좋겠다.

다른 과에서 왔다고 구박하지도 않고 함께 해준 생물 공학과 **해경이**, **철원이** 선배 정말 고마워요. 그리고 모든 일에 이해해 주고 사랑으로 보살펴 준 **해윤 오빠** 정말 고마워요. 멀리 있음에 더 소중함을 느끼는 것 같습니다.

너무나 사랑하는 우리 집 가족들... 정말 감사드립니다. 맘 많이 아프게 한 이 딸이 드디어 식사 되려고 논문을 적었습니다. 이 논문을 **아빠와 엄마**, **오빠**, 그리고 **예쁜 언니**에게 바칩니다. 저를 보살펴 주시고 끝까지 지켜 봐 주셔서 정말 감사드립니다. 아빠, 엄마 오래도록 사세요. 제가 효도 많이 할게요. 그리고 오빠, 언니 행복하세요.

너무나 감사할 분들이 많습니다. 제가 이 글로 다 적지 못한 감사의 마음은 앞으로 제가 사회에 나가서 더욱 열심히 해서 보답하겠습니다. 좌절과 시련이 있을 후에 나무는 더 곧게 뻗어 나가는 것을 이젠 조금 알 것 같습니다.