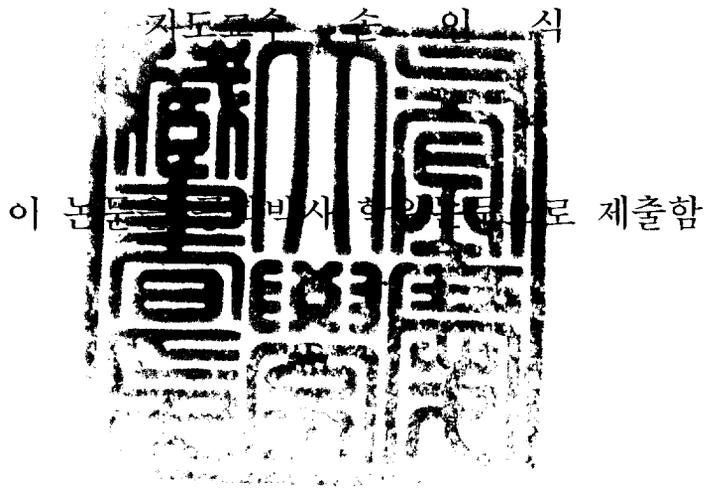


공학박사 학위논문

무산소-회전원판 공정을 이용한  
고도수처리 시스템의 개발



2005년 2월

부경대학교 대학원

토목공학과

최명섭

# 최명섭의 공학박사 학위논문을 인준함.

2004년 12월 23일

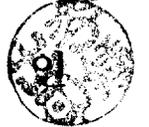
주 심 농 공 학 박 사 이 영 대



위 원 공 학 박 사 김 상 용



위 원 공 학 박 사 이 중 출



위 원 공 학 박 사 정 승 현



위 원 공 학 박 사 손 인 식



# 목 차

목차 .....	iii
표목차 .....	vi
그림목차 .....	viii
Abstract .....	x
<b>I. 서 론 .....</b>	<b>1</b>
1.1 연구배경 .....	1
1.2 연구목적 .....	3
1.3 문헌연구 .....	4
1.3.1 미생물의 부착 .....	4
1.3.2 RBC .....	5
1.3.3 질소제거 공정 .....	6
<b>II. 이론적 배경 .....</b>	<b>7</b>
2.1 RBC .....	7
2.1.1 RBC의 장점 .....	7
2.1.2 RBC의 원리 .....	9
2.2 RBC 공법의 동력학 인자 산출 .....	11
2.3 생물학적 질소제거 .....	16
2.3.1 질산화 .....	16
2.3.2 탈질 .....	18
2.3.3 생물학적 방법에 의한 질소제거 .....	22
<b>III. 재료 및 실험방법 .....</b>	<b>24</b>
3.1 Anoxic-RBC 공정을 이용한 유기물질 및 질소 제거 특성 실험 .....	24

3.1.1 실험장치 .....	24
3.1.2 시료의 조제 및 분석 방법 .....	26
3.1.3 실험방법 .....	29
3.2 Anoxic-RBC 공정에서의 유기물질 및 질소 제거 동력학 .....	30
3.2.1 실험장치 .....	30
3.2.2 실험방법 .....	30
3.3 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot 운전 특성 실험 .....	31
3.3.1 실험장치 .....	31
3.3.2 폐수의 성상 및 분석 방법 .....	34
3.3.3 실험방법 .....	35
<b>IV. 실험결과 및 고찰 .....</b>	<b>36</b>
4.1 Anoxic-RBC 공정을 이용한 유기물질 및 질소 제거 특성 .....	36
4.1.1 부하변화에 따른 제거 특성 .....	36
4.1.2 부하변화에 따른 RBC 유입 특성 .....	42
4.1.3 내부 반응이 질소제거에 미치는 영향 .....	47
4.1.4 유기물 부하가 질소제거에 미치는 영향 .....	50
4.2 동력학적 고찰 .....	53
4.2.1 RBC 반응조의 생물막 특성 .....	53
4.2.2 동력학적 인자 .....	59
4.3 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot 공정을 이용한 고도처리 .....	63
4.3.1 부하변화에 따른 제거 특성 .....	63
4.3.2 내부 반응이 질소제거에 미치는 영향 .....	66
4.3.3 유입 분배율의 변화에 따른 제거 특성 .....	69
4.4 고찰 .....	76
4.4.1 Anoxic-RBC 공정을 이용한 유기물질 및 질소 제거 특성 실험 ..	76
4.4.2 Anoxic-RBC 공정에서의 유기물질 및 질소 제거 동력학 .....	76

4.4.3 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot 공정을 이용한 고도처리 ..... 77

**V. 결 론 ..... 78**

참고문헌 ..... 79

부 록 ..... 87

## 표 목차

Table 2.1 Denitrification rates with various carbon sources .....	19
Table 3.1 Dimensions and parameters of the experimental units. ....	25
Table 3.2 Composition of synthetic waste water .....	27
Table 3.3 Analytical methods and instruments .....	28
Table 3.4 Conditions of each experimental .....	29
Table 3.5 Dimensions and parameters of the experimental units. ....	33
Table 3.6 Conditions of each experimental .....	35
Table 4.1 Operational results .....	36
Table 4.2 Variations of effluent COD and nitrogen concentration with operating periods .....	38
Table 4.3 Effluent COD and nitrogen concentration in each experimental .....	40
Table 4.4 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each experimental. ....	41
Table 4.5 Operating results of applied characteristics in RBC. ....	42
Table 4.6 Influent COD and nitrogen concentration applied to RBC in each experimental .....	44
Table 4.7 COD and $\text{NH}_4^+-\text{N}$ loading rate applied to RBC in each experimental. ....	45
Table 4.8 Operational results .....	48
Table 4.9 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each internal recycle rate(%). ....	48
Table 4.10 Operational results .....	50
Table 4.11 Biofilm thickness and density in each experimental .....	53
Table 4.12 Microbial attachment rates in each experimental. ....	54
Table 4.13 Operational results .....	63

Table 4.14 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each experimental. ....	65
Table 4.15 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each internal recycle rate. ....	68
Table 4.16 Operational results .....	70
Table 4.17 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each influent allocation ratio. ....	71
Table 4.18 Variation of BOD /N ratio applied on 2nd anoxic reactor in each experimental. ....	75

## 그림 목차

Fig. 2.1 Flow diagram for rotating biological contactor process and oxygen supply(U. S. EPA, 1975). .....	8
Fig. 2.2 RBC flow sheet .....	9
Fig. 2.3 A2/O Process .....	22
Fig. 2.4 Bardenpho Process .....	23
Fig. 3.1 Schematic flow of the experimental apparatus. ....	24
Fig. 3.2 Composition of synthetic waste water. ....	26
Fig. 3.3 Picture of the experimental apparatus. ....	31
Fig. 3.4 Schematic flow of the experimental apparatus. ....	32
Fig. 4.1 Variations of effluent COD and nitrogen concentration with operating periods. ....	38
Fig. 4.2 Effluent COD and nitrogen concentration in each experimental. ..	40
Fig. 4.3 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each experimental. ....	41
Fig. 4.4 Influent COD and nitrogen concentration applied to RBC in each experimental. ....	44
Fig. 4.5 COD and $\text{NH}_4^{+}\text{-N}$ loading rate applied to RBC in each experimental. ....	45
Fig. 4.6 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each internal recycle rate. ....	49
Fig. 4.7 Variation of effluent COD and nitrogen concentration in each internal recycle rate. ....	49
Fig. 4.8 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification for COD loading rate. ....	51
Fig. 4.9 Variation of effluent COD and nitrogen concentration for COD	

loading rate. ....	52
Fig. 4.10 Microbial attachment rates in each experimental. ....	54
Fig. 4.11 The correlation between $K_{maxH}/XT$ and $K_{maxN}/XT$ to determine the $k_{max}$ value. ....	57
Fig. 4.12 Percentage of Heterotrophs and Nitrofier in each experimental. .	58
Fig. 4.13 Graphical determination of kinetics for anoxic reactor. ....	61
Fig. 4.14 Graphical determination of kinetics for RBC reactor. ....	62
Fig. 4.15 Variations of effluent BOD and T-N concentration in each experimental. ....	64
Fig. 4.16 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each experimental. ....	65
Fig. 4.17 Variation of BOD and T-N concentration in each experimental.	67
Fig. 4.18 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each internal recycle rate. ....	68
Fig. 4.19 Variation of BOD and T-N concentration in each experimental.	70
Fig. 4.20 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each influent allocation ratio. ....	71
Fig. 4.21 Variation of BOD and T-N from 1st reactor in each experimental.	72
Fig. 4.22 Variation of BOD /N ratio applied on 2nd anoxic reactor in each experimental. ....	75

# Development of Advanced Wastewater Treatment System using Anoxic-RBC Process

Myung-Seob Choi

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

## Abstract

This study was conducted to investigate anoxic-RBC and its application in advanced municipal wastewater treatment process to remove biologically organics and ammonia nitrogen. The study shows that effluent COD and nitrogen concentration increases as volumetric loading rate is increased. However, the concentration changes of  $\text{NO}_2\text{-N}$  and  $\text{NO}_3\text{-N}$  were found to be little in comparison to COD and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ .

The result also shows that with the volumetric loading rate increase, COD removal efficiency and nitrification also appeared to be very high to record 96.7~98.8% and 92.5~98.8% respectively; however, denitrification has been decreased to 76.2~88%. That is, denitrification rate is more affected than COD removal efficiency or nitrification rate by the changes of volumetric loading rate.

The surface loading rate of RBC reactor were 0.13~6.01 g  $\text{COD}/\text{m}^3\text{-day}$  and 0.312~1.677g  $\text{NH}_4^+\text{-N}/\text{m}^2\text{-day}$  in each experiment and

increased proportionately as volumetric rate increased in the process. However, the nitrification rate was found to be higher than 90%.

Increase of internal recycle rate has little effect in COD removal and nitrification, and denitrification. These factors slightly increases as the internal recycle rate increases up to 200%; but, after this there was no more considerable increment.

When the applied COD decreased that is as COD/N level dropped down; the change of COD removal and nitrification were found to be little. However, denitrification was observed to be reduced to 62.7%, when the applied COD was 0.20 (COD/N=2.48)g COD/L-day.

Thickness and density of the biofilm in RBC reactor was measured as 0.13~0.141mm and 79.62~83.78mg/cm<sup>3</sup> respectively in the beginning. The thickness and the density of the biofilm in RBC reactor were found to be increased as the surface loading rate was increased. The value of parameter  $k_{\max H}$  and  $k_{\max N}$  in the batch kinetic tests were 1.586 gC/g VSS-day and 0.276 g N/g VSS-day respectively.

Kinetic constants of denitrofier in anoxic reactor:  $Y$ ,  $K_e$ ,  $K_s$  and  $k$  were 0.678 mg VSS/mg N, 0.0032 day<sup>1</sup>, 29.0 mg N/L, and 0.108 day<sup>1</sup> respectively.  $P$  and  $K_s$  value of nitrification and organics removal in RBC reactor were 0.556g N/m<sup>2</sup>-day and 18.71g COD/m<sup>2</sup>-day respectively.

In the pilot plant of anoxic-RBC-anoxic-RBC, BOD and total-nitrogen (T-N) removal efficiency was decreased as volumetric loading rate increased; but, the removal efficiency changes of T-N were found to be little as compared to BOD. Increase of internal recycle rate has few effect of BOD and T-N removal rate. Also, influent allocation (to 2nd anoxic reactor) has been found to be little

effect of BOD removal efficiency rate. However, T-N removal efficiency was found to be increased up to 84.1% when the influent allocation rate was 30%. BOD/N ratio applied to 2nd anoxic reactor was observed increased to range of 3.65~4.37 as influent allocation rate increased to range of 20~35%. But excessive influent allocation rate may have adverse effect, such as decrease of denitrification rate.

# I. 서론

## 1.1 연구배경

질소성분은 하천이나 호소에 유입되어 조류의 번식을 촉진하고 부영양화를 일으켜 수생 생태계에 악영향을 끼치며, 또한 수중에서 암모니아 형태로 존재하는 질소 성분은 질산화(Nitrification) 반응을 일으키는 동안 상당량의 산소를 요구함으로써 수중 용존산소를 고갈시키고 유리 암모니아는 수생 생물에 유독성을 일으킨다. 따라서 질소 제거는 수질관리 및 하수처리장 설계에 중요한 인자로 인식되어지고 있다.

우리나라에서는 1996년부터 농공단지 오·폐수 처리시설을 포함한 방류수 수질기준에 총질소를 규제항목으로 설정함으로써 질소제거 기법에 대한 중요성이 더해지고 있는 실정이며, 2001년부터는 기준을 강화시킴에 따라 하수처리장의 영양소 제거를 위한 고도처리는 불가피한 현실이다(환경부, 1996). 그러나 이들의 연구는 회전원판법(Rotating Biological Contactors; RBC) 단일 공정을 이용한 암모니아성 질소의 질산화에 대한 것이며 타 공법과의 조합한 예는 없다. 질소가 대략 20~40% 제거되는 활성슬러지법을 주요 공정으로 하고 있는 하수처리장의 경우 기존공정을 탈피하여 신공정을 개발하여 적용하는 것이 바람직하지만, 공정 개발을 위한 시간과 비용이 많이 드는 등 여러 가지 제약이 따라 기존 처리장의 공정 및 시설을 그대로 이용하면서 운전방법을 달리 하거나 기존 시설의 일부를 수정하여 공정개선을 유도하고 있다.

또한, 생물학적 질소 제거공법 중 A/O 및 Bardenpho 공정은 무산소(Anoxic)와 호기성 반응조를 조합한 단일슬러지 부유성장 처리공정(Waston, 1985)으로 우리 나라에서 많이 사용되고 있는데, 단일슬러지 처리공정의 경우 분리식 슬러지 처리 공정에 비해 탈질율이 상당히 저조한 것으로 알려져 있다(Metcalf 등, 1991). 이러한 원인으로서는 호기성 반응조에서 무산소 반응조로의 내부순환시 용존산소에 의한 탈질율의 저하와 부하변동에 따른 질산화율의 저하 등에 기인한

것으로 알려져 있으며, 특히 A/O 공정에서 내부순환을 할 경우 호기성 반응조의 용존산소에 의한 탈질율의 감소가 크며 부하변동에 따른 질산화균의 성장 저하로 인한 질산화율의 감소가 관찰되는 등 유지관리가 어려운 것으로 나타나고 있다.

따라서, 비교적 긴 SRT를 유지할 수 있고 부하변동에 강하며, 높은 처리효율 및 적은 슬러지 발생량으로 운전관리가 용이하고, 안전된 높은 제거율을 유지하는데 적절하고 확실한 고도하수처리 공정개발이 요구되어, 분리식 슬러지 공정인 생물막공법인 RBC를 이용하여 Anoxic-RBC 공정을 Pilot Plant 실험을 통하여 질소 제거의 특성을 고찰하고 동력학적 인자를 도출하여 질소제거에 효과적인 시스템 개발의 필요성이 있다.

## 1.2 연구목적

생물막을 사용하는 공법에는 살수여상, RBC, 침적여상, 생물여과법 등이 있는데(Metcalf 등, 1991), 특히 RBC는 에너지 비용 및 유지·보수비의 절감, 적은 공간요구도, 짧은 체류시간에서도 높은 처리효율을 달성할 수 있고 원판체가 모질로 되어 있어 설계에 유연성이 있으며 폭넓은 범위의 폐수 종류와 부하에 적용할 수 있다는 장점이 있다(정, 1994).

따라서 본 연구에서는 도시하수 중의 유기물질 및 질소를 동시 제거할 수 있는 고도하수처리 공정을 개발하기 위하여, 질산화에 매우 효과적이고 설비 및 운전비에 매우 경제적인 RBC를 이용하여 질소공정을 수정한 Anoxic-RBC 공정을 개발하고자 한다.

Anoxic-RBC 공정을 이용하여 유기물질 및 질소 특성을 고찰하고, 이에 대한 동력학적 인자를 도출하여 타당성을 분석한 후 개발된 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot Plant 공정에 적용하여 본 공정의 적용성을 평가하는데 본 연구의 목적이 있다.

## 1.3 문헌연구

### 1.3.1 미생물의 부착

Heukelekian과 Heller(1940)는 오염되지 않은 강물을 사용하여 서로 다른 유형의 접촉면적과 교반(agitation)이 세균의 성장에 미치는 영향을 연구하였는바 모래를 계속적으로 넣고 교반해 준 시료에서 그렇지 않은 시료보다 훨씬 더 세균의 농도가 많음을 관찰하였다. 그 후 Zobell(1943)은 접촉면적에서의 성장은 영양분의 농도가 낮을 때 더 현저함을 보고하였다. 그는 또한 부피에 대한 표면적비가 증대할 때 포도당, 글리세놀, 젖산염의 회박용액에 있어서는 별다른 영향이 없었고, 카세이산 나트륨(sodium caseinate), 리그노프로테인 및 에멀존化 한 가이틴(chitin) 용액에 있어서는 주요한(significant) 영향이 있었음을 밝혔다.

음용수 처리분야에 있어서 합성 중합체를 표면에 피복(coating)시키는 방법은 콜로이드성 물질이나 세균을 보다 많이 부착시키는데 효율적인 방법이 되는 것 같다(Eirich, 1969; Yao 등, 1971; Glaser 등, 1979). 그러나 폐수처리 분야에 있어서는 Hickey(1980)의 연구를 제외하고는 부착촉진에 관한 연구가 거의 없는 실정이다.

Cheetham(1984) 등은 생물막 공정은 미생물이 부착할 수 있는 적절한 담체(Media)에 부착시켜 처리하는 공법으로 활성슬러지공법에서 가장 문제가 되는 고액분리 문제를 해결할 수 있고 HRT에 관계없이 긴 SRT를 유지시킬 수 있어 최근 여러 가지 형태의 오폐수처리에 널리 사용되고 있다. 생물막을 사용하는 공법에는 살수여상, RBC, 침적여상, 산화지법, 생물여과법 등이 있는데(Metcalf 등, 1991), 특히 RBC는 에너지 비용 및 유지·보수비의 절감, 적은 공간요구도, 짧은 체류시간에서도 높은 처리효율을 달성할 수 있는 점, 원판체가 모줄로 되어 있어 설계에 유연성이 있다는 점 그리고 폭넓은 범위의 폐수 종류와 부하에 적용할 수 있다는 장점이 있다(정, 1994).

### 1.3.2 RBC

RBC의 연구는 미국의 J. Doman(1929)이 직경 35cm의 양철판을 회전축에 2.5cm 간격으로 배열하여 실험한 연구보고가 있으며, 1954년에는 서독 Stuttgart 공과대학에서는 직경 1m, 두께 6mm의 원판 40매를 4단으로 배열하여 연구한 결과를 1960년에 H. Hartmann가 발표하였다. 그 후 Stuttgart시 Büsnau 종말처리장에 건설되었으며, 실험결과는 1964년에 F. Pöpel에 의해 발표되어 RBC의 기초가 확립되었다. 1965년 Isikuro(일본)는 양돈배수 하수 3차처리, 오수정화 등에 대한 연구발표가 있었으며, 1967년 Motooi는 하수처리실험을 하였다.

Antonie(1974)는 공기에 의한 회전시스템(air drive system)의 경우 동력비의 절감효과 뿐만 아니라 생물막에 산소공급을 증가시켜 유리한 것으로 알려져 있다. 1976년 Lue-Hing 등은 RBC에 의한 도시하수와 각종 산업폐수의 처리는 유기물과 암모니아의 산화를 중심으로 널리 사용되고 있으며, 처리효율은 활성슬러지나 살수여상 등의 2차 처리방식에 비해 뒤떨어지지 않는 것으로 보고되었다. RBC는 또한 기존의 2차 처리시설의 처리효율 제고를 위하여 활용되기도 한다. 살수여상이나 활성슬러지 처리 후에 잔여 유기물의 제거 혹은 질산화 목적으로 RBC가 사용되고 있으며(Antonie, 1974; Poon 등, 1981) lagoon 유출수(Chittenden 등, 1971), 혐기성 소화조 유출수(Lue-Hing 등, 1976) 등의 처리에도 이용된다.

국내의 경우 1970년대 후반에 연구가 진행되면서 실용화를 위한 많은 노력이 이루어졌으며, 1980년대 후반부터 대구의 영남대학교 등을 중심으로 연구가 진행되었다. 1985년부터는 삼화기술단이 미국 및 일본과 기술제휴를 맺어 회전원판을 국내에 시공하였다. 이후 1999년 김은 원판회전속도와 처리효율, 원판회전속도와 전력소비량과의 관계 등을 연구하여 발표하였다.

### 1.3.3 질소제거 공정

하·폐수처리장에서의 질소제거를 위한 방법으로써 A/O 공정과 A<sup>2</sup>/O 공정 등이 많이 이용되고 있다(Bridle 등, 1979; Bachelor, 1982; Argaman 등, 1986; Sakai 등, 1990; Hiroshi 등, 1990; Toshihled 등, 1991). 또한, Fujii와 Boonyarat(1993)는 Anoxic과 Oxic 반응조의 유출수 중의 NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N, Alkalinity 및 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N가 양론적인 질산화 반응과 탈질 반응으로부터 추정되었고, A<sup>2</sup>/O 공정에서의 계산치 T-N 제거효율을 유입수질, 반송율(Recycling ratio) 그리고 두 번째 Anoxic 반응조로의 유입수 분배율(Influent allocation ratio)의 함수로 나타내었다. 그러나, A<sup>2</sup>/O 공정의 경우에 충분한 질소 제거를 위해 내부순환율(Internal recycling ratio; 1st Oxic→1st Anoxic)을 대부분 적용하고 있어 이에 대한 검토가 필요하다. 박 등(1995)은 A<sup>2</sup>/O 공정을 이용하여 질소에 대한 내부순환율 및 반응조 용적비를 계산하여 양론적으로 해석하였다.

## II. 이론적 배경

### 2.1 RBC

#### 2.1.1 RBC의 장점

RBC는 생물막공법 중의 하나로서 Fig. 2.1과 같이 회전하는 원판의 표면에 부착하여 성장하는 미생물을 이용하여 폐수중의 오염물질을 제거하는 방법으로 유럽의 중소도시 하수처리장에 사용되어 왔으며 운전의 간편함과 유지 관리비가 저렴한 이점 때문에 점차 사용이 확대되고 있다.

RBC는 2차 처리의 한 방법으로 유기물 제거 목적으로 널리 쓰이고 있으나 낮은 유기물 부하시 암모니아가 쉽게 산화되므로 질산화 목적으로 널리 쓰이고 있기도 한다. 질산화 과정에서는 미생물 생산량이 극히 적기 때문에 부유식 처리법을 도입할 경우 높은 슬러지 일령(sludge age)을 필요로 하여 2차 침전지의 좋은 효율과 슬러지의 재순환이 필요조건이나, RBC의 부착미생물은 자연적으로 높은 슬러지 일령을 갖게 되어 슬러지의 재순환 없이 높은 처리효율을 얻을 수 있다.

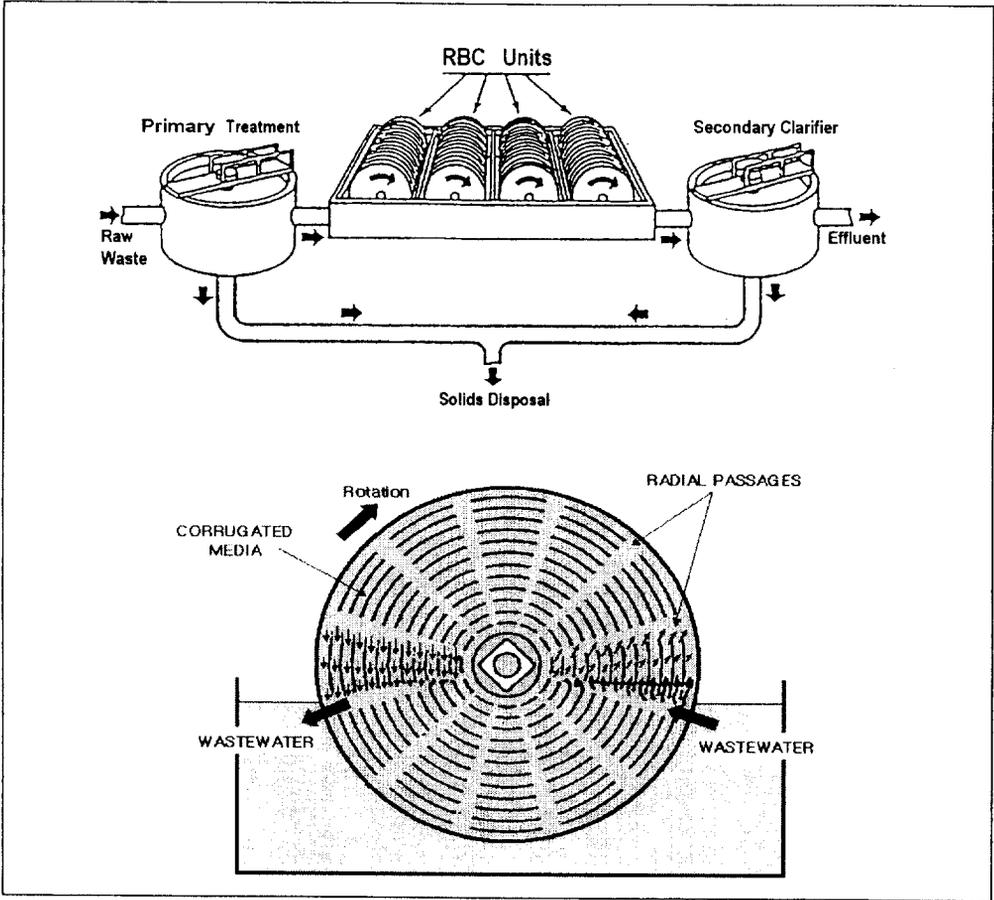


Fig. 2.1 Flow diagram for rotating biological contactor process and oxygen supply(U. S. EPA, 1975).

### 2.1.2 RBC의 원리

RBC의 시설물은 매질로 쓰이는 원판과 원판을 구동시키는 구동장치 그리고 폐수와 원판을 수용하는 탱크로 구성된다. 원판은 주로 폴리에틸렌(polyethylene)계통의 플라스틱으로 만들어지고 미생물 부착을 위한 표면적을 크게 하기 위해서 파도형의 굴곡을 갖도록 설계한다.

원판은 표면적의 Fig. 2.2와 같이 40~55% 가량이 폐수에 잠기고 회전운동에 따라 원판은 폐수 및 공기와 교대로 접촉함으로써 원판상에는 1.5~3.0mm 두께의 미생물이 성장하게 되며, 그 미생물의 MLSS 농도는 30,000~50,000mg/L에 달하게 되어 넓은 표면적으로 인한 전체의 미생물량이 많으므로 비교적 짧은 체류시간에 높은 처리효율을 얻을 수 있다.

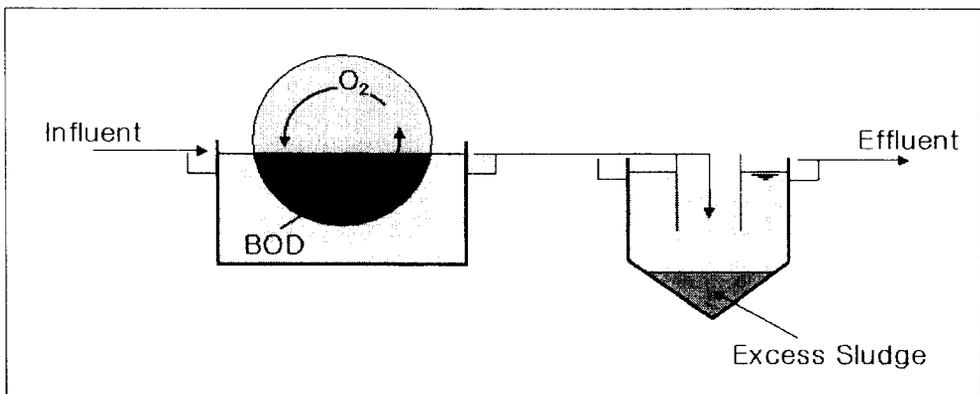


Fig. 2.2 RBC flow sheet

원판의 회전에 따라 폐수의 혼합이 이루어지고 생물막이 건조되는 것을 막아준다. 탱크는 보통 몇 개의 단계로 구분하여 운전하며 전반부에서는 유기물 분해가 주로 이루어지고 후반부에서는 질산화가 일어난다. 원판의 구동은 모터와 기어에 의한 기계식 구동방식(mechanical drive system)과 원판의 바깥 부분에 설치된 공기 보유컵(air cup)을 향해 주입되는 압축공기로 인해 발생하는 토크(torque)에 의해 회전하는 시스템(air drive system)에 의해 이루어진다. 공기에 의한 회전시스템(air drive system)의 경우 동력비의 절감효

과 뿐만 아니라 생물막에 산소공급을 증가시켜 유리한 것으로 알려져 있다 (Antonie, 1974).

RBC에 의한 도시하수와 각종 산업폐수의 처리는 유기물과 암모니아의 산화를 중심으로 널리 사용되고 있으며 처리효율은 활성슬러지나 살수여상 등의 2차 처리방식에 비해 뒤떨어지지 않는 것으로 보고되었다(Antonie 등, 1974; Antonie, 1976; Lue-Hing 등, 1976). RBC는 또한 기존의 2차 처리시설의 처리효율 제고를 위하여 활용되기도 한다. 살수여상이나 활성슬러지 처리 후에 잔여 유기물의 제거 혹은 질산화 목적으로 RBC가 사용되고 있으며 (Antonie, 1974; Poon 등, 1981) lagoon 유출수(Chittenden 등, 1971), 혐기성 소화조 유출수(Lue-Hing 등, 1976) 등의 처리에도 이용된다.

## 2.2 RBC 공법의 동력학 인자 산출

생물막공법에 관련된 수학적 모델은 비교적 많이 연구되어져 있다(Williamson 등, 1976; Rittmann 등, 1978). 그러나 이러한 모델의 적용을 위해서는 물질전달 플럭스(flux)의 수학적 수치해석에 의한 접근이 필요시 된다. 따라서 미생물막 바로 외층에 존재하는 고정 액체 필름(film) 평가와 생물막 내부에서의 기질 확산 계수, 농도구배, 필름의 두께, 기질 제거속도 등 비교적 측정하기가 용이하지 못한 모델상수의 실측이 필요시 된다. 따라서 이러한 모델들은 생물막 공법의 기질 제거 동력학적 연구에는 크게 기여하고 있으나, 실제 수처리 장치 적용에는 다소 제한을 받고 있다.

Kornegay(1968)가 개발한 모델을 발전시켜 Clark(1978) 등에 의해 보완 제안된 모델은 미생물막 내부로의 기질전달 및 기질제거 동력학 인자들이 포괄적으로 수용된 모델로써 보편적으로 미생물막 공법에서 크게 인정을 받고 있음은 물론, RBC에도 쉽게 응용이 가능하므로 본 연구에서는 RBC 최적화 설계를 위하여 Clark등에 의해서 보완 제안된 Kornegay의 모델을 이용하여 수처리 공법의 수학적 모델을 고려하였다.

반응조내의 미디어에서 탈리된 미생물은 유체의 난류 등에 의해 부유상으로 유지된다. 이러한 조건에서 미디어에 부착 및 부유 미생물이 성장함으로서 기질을 산화시키며 생물학적으로 이용되지 않은 기질은 유출수로 유출된다. 반응조에 유입 및 유출되는 기질에 대해 물질수지식을 취해보면,

$$\left[ \begin{array}{c} \text{반응조내} \\ \text{기질의 순변화량} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{반응조로 들어가는} \\ \text{기질의 양} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{반응조에서 제거되는} \\ \text{기질의 양} \end{array} \right]$$

이 때 반응조를 완전혼합조라고 가정하면,

$$V \cdot \left( \frac{dS}{dt} \right) = Q \cdot S_0 - \left[ \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uA} \cdot A_w + \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uS} \cdot V_S + Q \cdot S_e \right] \quad (2.1)$$

여기서,  $\left( \frac{dS}{dt} \right)_{uS}$  : 부착 미생물의 단위표면적당 기질 이용속도 [ $ML^{-2}T^{-1}$ ]

$\left( \frac{dS}{dt} \right)_{uA}$  : 부유 미생물의 단위부피당 기질 이용속도 [ $ML^{-3}T^{-1}$ ]

$A_w$  : 미생물에 의해 부착된 매질의 표면적 [ $L^2$ ]

$V_S$  : 반응조 액상부피 [ $L^3$ ]

$S_0$  : 유입수의 기질 농도 [ $ML^{-3}$ ]

$S_e$  : 유출수의 기질 농도 [ $ML^{-3}$ ]

유지 에너지를 무시하면(즉, 제거된 기질이 전부 미생물로 전환된다면)

$$\left( \frac{dX}{dt} \right)_g = Y_T \cdot \left( \frac{dS}{dt} \right)_u \quad (2.2)$$

### 1) 부착 성장 미생물

$$\left( \frac{dX}{dt} \right)_{Ag} = Y_A \cdot \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uA} \quad (2.3)$$

여기서,  $\left( \frac{dX}{dt} \right)_{Ag}$  : 부착 미생물의 성장속도 [ $ML^{-2}T^{-1}$ ]

$Y_A$  : 부착 성장에 대한 이론적인 생성계수

식 2.3을 정리하면,

$$\frac{\left( \frac{dX}{dt} \right)_{Ag}}{Y_A} = \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uA} \quad (2.4)$$

식 2.4의 좌변에  $(X_A/X_A)$ 를 곱하면,

$$\frac{\frac{(dX/dt)_{Ag}}{X_A} \cdot X_A}{Y_A} = \frac{\mu_A \cdot X_A}{Y_A} = \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uA} \quad (2.5)$$

여기서,  $X_A$  : 부착 미생물의 단위면적에 대한 미생물량

$\mu_A$  : 부착 미생물의 비성장속도,  $[T^{-1}]$

## 2) 부유 성장 미생물

$$\left( \frac{dX}{dt} \right)_{Sg} = Y_S \cdot \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uS} \quad (2.6)$$

여기서,  $\left( \frac{dX}{dt} \right)_{Sg}$  : 부유 미생물의 성장속도  $[ML^{-3}T^{-1}]$

$Y_S$  : 부유 성장에 대한 이론적인 생성계수

식 2.6을 정리하면,

$$\frac{(dX/dt)_{Sg}}{Y_S} = \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uS} \quad (2.7)$$

식 2.7의 좌변에  $(X_S/X_S)$ 를 곱하면,

$$\frac{\frac{(dX/dt)_{Sg}}{X_S} \cdot X_S}{Y_S} = \frac{\mu_S \cdot X_S}{Y_S} = \left( \frac{dS}{dt} \right)_{uS} \quad (2.8)$$

여기서,  $X_S$  : 부유 미생물의 단위부피에 대한 미생물량

$\mu_S$  : 부유 미생물의 비성장속도,  $[T^{-1}]$

식 2.5와 식 2.8를 식 2.1에 대입하면,

$$V \cdot \left( \frac{dS}{dt} \right) = Q \cdot S_0 - Q \cdot S_e - \frac{\mu_A \cdot X_A}{Y_A} \cdot A_w - \frac{\mu_S \cdot X_S}{Y_S} \cdot V_S \quad (2.9)$$

정상상태에서  $\frac{dS}{dt} = 0$ 이므로

$$0 = Q \cdot S_0 - Q \cdot S_e - \frac{\mu_A \cdot X_A}{Y_A} \cdot A_w - \frac{\mu_S \cdot X_S}{Y_S} \cdot V_S \quad (2.10)$$

미생물 성장이 Monod식에 따른다면,

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (2.11)$$

식 2.11를 식 2.10에 대입하면,

$$0 = Q \cdot S_0 - Q \cdot S_e - \frac{(\mu_m)_A}{Y_A} \cdot \frac{X_A \cdot S}{K_s + S} \cdot A_w - \frac{(\mu_m)_S}{Y_S} \cdot \frac{X_S \cdot S}{K_s + S} \cdot V_S \quad (2.12)$$

여기서 부유성장에 의한 미생물은 부착성장에 의한 미생물량에 비해 대단히 적어서 부유성장에 의한 기질이용을 무시할 수 있으므로 식 2.12는

다음과 같이 된다.

$$0 = Q \cdot S_0 - Q \cdot S_e - \frac{(\mu_m)_A}{Y_A} \cdot \frac{X_A \cdot S}{K_s + S} \cdot A_w \quad (2.13)$$

식 2.13을 정리하면,

$$\frac{A_w}{Q \cdot (S_0 - S)} = \frac{Y_A \cdot K_s}{(\mu_m)_A \cdot X_A \cdot S} + \frac{Y_A \cdot S}{(\mu_m)_A \cdot X_A \cdot S} \quad (2.14)$$

$$\frac{1}{R} = \frac{K_s}{P} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{P} \quad (2.15)$$

여기서,  $P = \frac{(\mu_m)_A \cdot X_A}{Y_A}$  (area capacity constant,  $\text{mg}/\text{m}^2 \cdot d$ )

$R = \frac{Q \cdot (S_0 - S)}{A_w}$  (removal efficiency,  $\text{mg}/\text{m}^2 \cdot d$ )

식 2.14를 다시  $A_w$ 에 대해서 정리하면 식 2.16가 된다.

$$A_w = Q \cdot (S_0 - S) - \left( \frac{K_s}{P} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{P} \right) \quad (2.16)$$

식 2.15는 기울기가  $K_s/P$ 이고 절편이  $1/P$ 인 직선이 되어  $P$ ,  $K_s$  값이 결정되면 식 2.16으로부터 유출수 수질을 만족시킬 수 있는 매질의 표면적을 구할 수 있다.

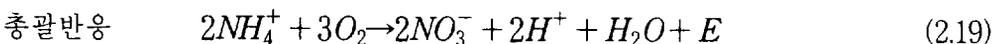
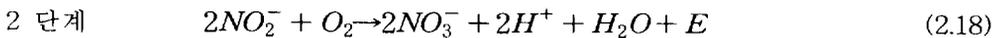
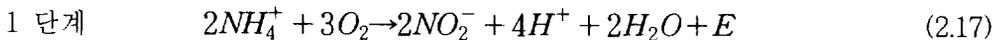
## 2.3 생물학적 질소제거

부영양화 및 적조 현상과 같은 2차 환경 오염문제를 최소화 또는 방지하기 위해 방류수 수질 규제항목에 총질소(T-N)가 추가됨에 따라 처리된 폐수 내 잔존하는 질소를 제거하기 위한 후처리가 필요시되고 있다. 이러한 질소제거 방법으로 질산화와 탈질산화와 같은 생물학적 제거법이 흔히 사용되고 있다.

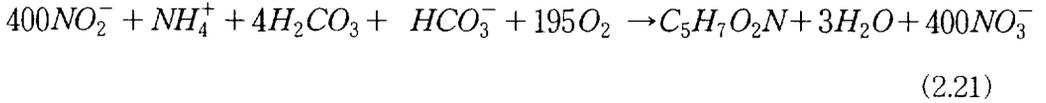
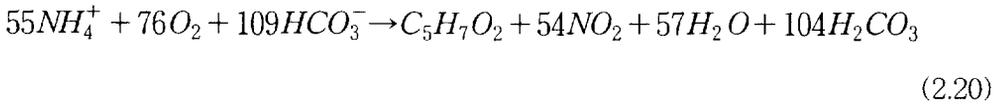
### 2.3.1 질산화

생물학적 폐수처리에서 종속영양미생물은 유기물을 이용하여 세포합성을 하고 동시에  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  형태의 질소를 이용한다. 질소는  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  의 형태로 종속영양미생물과 독립영양미생물에 의해 제거될 수 있는데 종속영양미생물에 의한 질소 제거는 그 양이 매우 적으며 대부분이 독립영양미생물에 의해 이루어진다(Leslie Grady 등, 1980). 대부분의 미생물은 세포합성을 위하여  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  형태의 질소를 이용하지만 남조류와 같은 극소수의 종은  $\text{NO}_3^-\text{-N}$  형태의 질소를  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  형태의 질소로 전환하여 이용하기도 한다.

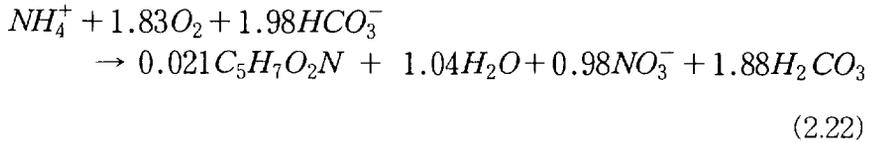
세포합성으로 동화되어지는 질소의 양은 단위 유기물당 미생물 합성량과 관계가 있으며,  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  형태의 질소가 질산화 미생물에 의해 생물학적 폐수처리와 자연계에서 질산성 질소로 산화되는 반응식으로 나타내면 다음과 같다.



총괄반응식에 나타난 질산화 과정에서 생성된 에너지는  $\text{CO}_2$ 를 이용하여 세포를 합성하는 에너지로 이용된다. 질산화 과정에 의하여 *Nitrifiers*가 생성되는 과정은 다음과 같다(EPA, 1975; Gujer 등, 1980).



총괄반응



총괄반응식에서 살펴보면 질산화 과정에서는 1 g의  $NH_4^+$ -N을 산화시키는데 약 7 g의 알칼리도가 필요하다.

Autotrophic nitrifying bacteria 중에서 *Nitrobacter*는 호기성 조건하에서  $NO_2^-$ -N을  $NO_3^-$ -N으로 변화시키고 anoxic 조건에서  $NO_3^-$ -N을  $NO_2^-$ -N,  $NH_4^+$ -N,  $N_2O$  등으로 환원시키는 기능도 가지고 있기 때문에 호기성조건 및 anoxic 조건 어디에서나 증식 가능하다고 알려져 있다(Eberhard Bock, 1988).

자연 환경내에서 암모니아성 질소가 질산성 질소로 산화되는 질산화 과정에는 그람 음성 간균인 nitrifying bacteria가 관여하며 1890년경 처음으로 분리되었다. 여기에는  $NH_4^+$ -N 산화균인 *Nitrosomonas*와  $NO_2^-$ -N 산화균인 *Nitrobacter*가 있으며 이들은 절대 무기 영양성이다. 그러나, *Nitrobacter* 중에는  $NO_2^-$ -N을 이용하여 성장하는 속도보다 생육은 느리지만 acetate를 이용하여 성장하는 것도 있다. 또한, 독립영양 미생물인 질산화 미생물은 자양영양 미생물보다 성장이 느리기 때문에 성장속도가 작지 않게끔 환경조건을 조절하여야 한다. 즉 화학적 산소요구량(COD)은 50 mg/l 이하, 생물화학적 산소요구량(BOD)은 14mg/L 이하인 낮은 유기물 부하 상태에서는 종속영양 미생물이 내생성장 단계에 있으므로 질산화 미생물의 성장속도가 더 커지게 되어 질산

화가 발생된다(Weng 등, 1974).

유기물에 의한 영향은 아직도 확실히 규명되지 있지 않았으며, 다만 몇 가지 유기물이 질산화에 악영향을 주는 것으로 보고하고 있으나 glucose, glycerol, acetate와 같은 화합물은 *Nitromonas*에는 독성영향은 없으나, peptone(1~10mg/L의 농도)은 25~60 % 정도의 성장속도 감소를 초래한다고 알려져 있다. 이러한 유기물의 저해 영향에 관하여 Hanaki(1990) 등은 종속영양 미생물의 동화가 질산화에 선행되어 일어나기 때문에 암모니아 산화 미생물을 감소시키며, 또한 *Nitrifier*가 성장속도가 빠른 종속영양 미생물의 군집세포들에 의해 둘러 쌓여 ammonia와의 친화력을 감소시키기 때문이며 이러한 저해영향은 저농도의 DO(0.5mg/L)에서 가중된다고 하였다.

질산화 미생물은 환경조건에 매우 민감한 반응을 나타내는데 Sharma and Ahlert(1977)의 연구에 의하면 *Nitrosomonas*는  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  농도가 100mg/L 이하에서는 전혀 방해효과를 받지 않으며 8,000mg/L 에서도 반응율은 감소하지만 질산화는 진행된다고 하였다. 질산화를 위한 최적 pH는 7.5~8.5 이지만 pH는 6~9 에서도 질산화는 양호하게 진행되며, 최적온도는 28~32 °C 이고 5 °C 이하에서는 질산화 반응이 일어나지 않는다. DO 농도는 1mg/L 이하에서도 질산화 효율에는 전혀 영향을 미치지 않으나 0.2mg/L 이하에서는 질산화가 전혀 일어나지 않는다.

### 2.3.2 탈질

탈질(Denitrification)은 질산 및 아질산을 기체 질소 화합물로 전환시키는 공정이며 가스 상태의 질소화합물은  $\text{N}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ 와  $\text{NO}_2$ 를 포함한다. 미생물이 유기물을 분해할 때 산소대신 질산성 질소를 최종전자수용체(final electron acceptor)로 사용하면서 아질산성 질소가 질소 가스로 변화되는 것이 탈질반응이다. 생물학적 질소제거시 사용되는 유기탄소의 형태는 세 가지 형태로 공급될 수 있으며, 유입 폐수중의 유기물질, 외부로부터의 유기물질 첨가 및 세포의 내생호흡 단계에서 분해된 유기물질을 이용하는 방법이 있다.

탈질에 이용되는 유기 탄소원은 대부분의 물질이 사용가능하나 벤젠 등과 같은 방향족 화합물은 불가능하며 일반적으로 가장 많이 사용되는 탄소원은 메탄올, 에탄올, 초산 그리고 도시하수 및 공장폐수 등이며 각각의 탈질율은 Table 2.2와 같다(EPA, 1975; Beccari 등, 1976).

Table 2.1 Denitrification rates with various carbon sources

Carbon sources	Denitrification rates (g NO <sub>3</sub> -N/g VSS-day)	Temperature(°C)
Methanol	0.21 ~ 0.32	25
	0.12 ~ 0.90	20
Sewage	0.03 ~ 0.11	15 ~ 27
	0.072 ~ 0.72	-
Endogenous Metabolism	0.017 ~ 0.048	12 ~ 20

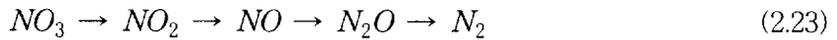
탈질에 관여하는 미생물은 *Pseudomonas* sp., *Micrococcus* sp., *Archromobactor* sp., *Bacillus* sp. 등과 같은 속이 있으며, 무산소 조건하에서 질산기나 아질산기를 전자 수용체로 사용하는 임의성 종속영양 박테리아 등도 여기에 속한다.

질산염 환원은 두가지 명백한 생리학적 메카니즘 즉, 질산염 동화작용(nitrate assimilation)과 질산염 이화작용(nitrate dissimilation)에 의해 이루어진다. 이화작용 과정(질산염 호흡 과정)동안, 질산염은 산소 대신에 수소 수용체로서 작용하며, 이 때 일어나는 동화작용으로 인하여 질산염이 감소하며 세포내 질소성 물질로 된다. 만약 암모니아가 이미 존재한다면, 질산염의 동화작용은 세포 합성에 필요한 양이 충분하기 때문에 일어나지 않는다.

이화적인 질산염 환원에는 다음과 같은 세 가지의 미생물학적 반응들이 있다.

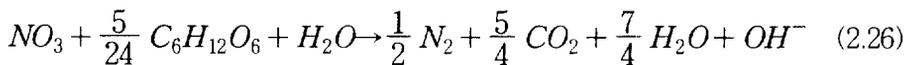
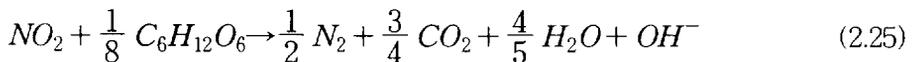
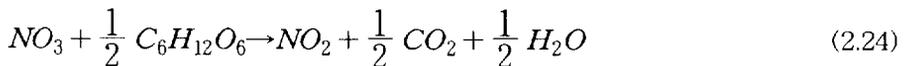
- 1) 암모니아로 완전한 환원, 즉 암모니아화(ammonification), 이것은 아질산염의 일시적 존재시 흔히 일어난다.
- 2) 불완전한 환원과 배지내 아질산의 축적,
- 3) 질산염으로 환원된 후 가스상 화합물로 방출, 또는 탈질(denitrification)

질소 가스로 질산염의 환원은 다음과 같은 많은 단계를 거치면서 진행된다.



Akunna.(1992) 등은 초기 COD(글루코스) :  $NO_3$ -N 비가 5.3보다 높은 동안 암모니아화가 주요한 질산염 환원 경로라고 하였다. 질산염 농도가 증가함에 따라, 암모니아화가 감소한 반면 탈질율은 증가하였다. 또한, Akunna.(1993) 등은 혐기성 슬러지에 의한 암모니아화가 글루코스와 글리세롤(glycerol)과 같은 발효가능한 유기탄소 화합물의 존재시에만 일어나며, 초산과 젖산(lactic acid) 같은 비 발효성 탄소 화합물 존재시에는 탈질산화가 주요한 질산염 환원 경로라고 제시하였다.

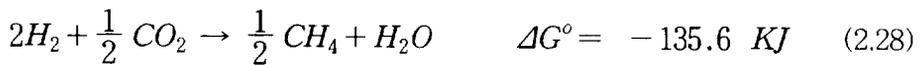
탈질은 2단계의 반응 즉, 질산염이 생물학적으로 질소가스로 환원되는 것이다. 전자공여체로서 글루코스를 사용할 때 화학양론식으로 나타내면 다음과 같다.



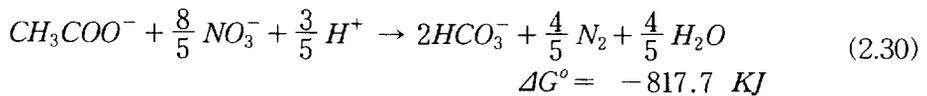
반응식에 있어서, 완전한 탈질을 위한 글루코스/질산염 그리고 글루코스/아

질산염의 양적 비는 각각 2.68과 1.72이다. 그러나, 미생물 합성을 위해 글루코스가 이용되기 때문에 실제 비는 위의 것보다 많다(Akunna 등, 1992). 혐기성 처리 시스템에서 메탄생성과 탈질은 함께 일어나지만, 일반적으로 메탄을 생성하는 활성도(Methanogenic activities)는 다음과 같은 열역학적 측면에서 살펴볼 때 단지 탈질산화가 일어난 후에 일어나게 된다(McCarty 등, 1988; Harper 등, 1985).

### Methanogenesis



### Denitrification



탈질 박테리아는 메탄생성 박테리아보다 수소에 대한 친화력이 훨씬 크며 낮은 수소 분압을 유지할 수 있다. 수소에 대한 경쟁 외에도, 또한 탈질 박테리아와 메탄생성 박테리아는 개미산, 초산, 프로피온산 그리고 다른 유기산에 대해서도 경쟁관계에 있다.

탈질시 pH는 중요한 화학적 인자이며, 반응과정에서 알카리도가 생성되기 때문에 이론적으로 처리수 중의 pH는 상승한다. 즉, 탄소원으로서 메탄올, 펄톤, 초산+프로피온산을 주입한 경우 pH는 9~10로 높게 나타났다. 그러나, 글루코스를 주입한 경우 탈질반응에도 불구하고 처리수의 pH가 원수의 pH보다

낮게 나타났는데 이것은 글루코스의 분해과정에서 생성된 중간산물(휘발성산)에 의한 중화작용 때문이다(Takasi 등, 1989).

### 2.3.3 생물학적 방법에 의한 질소제거

질소 및 인을 제거하기 위하여 혐기성(Anaerobic), 무산소(Anoxic) 그리고 호기성(Aerobic) 지역이나 반응조를 혼합하여 사용하고 있다. 질소와 인의 혼합제거에 가장 흔히 사용되는 공정은  $A^2/O$ 공정, 5단계 Badenpho공정, UCT(University of Cape Town)공정, 그리고 VIP(Virginia Initiative Plant)공정 등이 있는데, 국내의 경우  $A^2/O$ 공정과 Badenpho공정을 주로 사용하고 있다.

#### 1) $A^2/O$ 공정

$A^2/O$ 공정은 A/O공정의 변형으로서 Fig. 2.3과 같이 탈질화를 위한 Anoxic 공정이 주어진다. Anoxic공정에는 용존산소가 없지만 질산염과 아질산염 형태의 화학적으로 결합된 산소가 호기성 지역으로부터 질산화된 MLSS로 반송되어 유입된다.

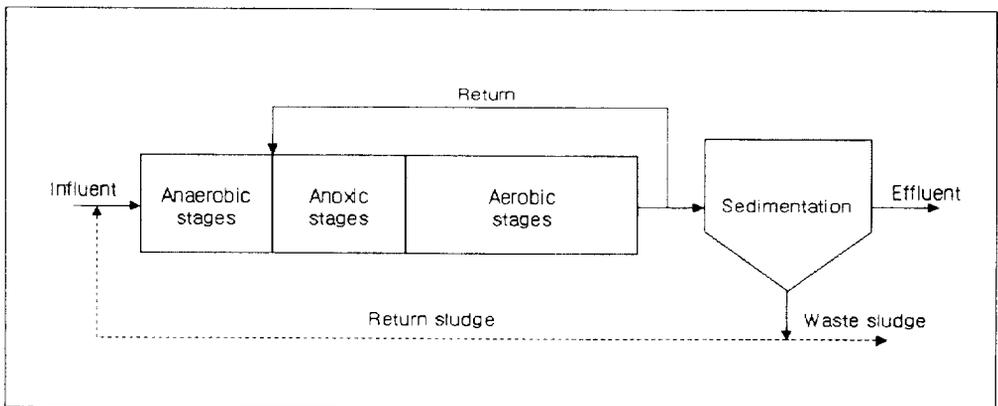


Fig. 2.3  $A^2/O$  Process

## 2) 5단계 Badenpho공정

Badenpho공법의 처리공정은 반송슬러지가 유입하수와 함께 혐기성 흡착조에 유입되어 발효반응이 일어나면서 인이 방출되는 것으로부터 시작된다. 1단계 Anoxic조에서는 호기성 질화조로부터 내부 반송된 혼합액과 함께 섞여 유입하수중의 용해성 유기물을 탄소원으로 하여 질산이 질소가스로 환원되는 탈질반응에 의하여 시스템에서 발생된 질산의 약 70%가 여기에서 제거된다. 연속되는 1단계 포기조에서는 질화가 일어나 암모니아를 질산으로 질화시키는 동시에 BOD제거와 함께 과잉의 인이 섭취된다. 2단계 Anoxic에서는 혼합액 중 미생물의 내생호흡에 의하여 다시 질화반응이 일어나 혐기성 접촉조로 질산의 반송을 최소화한다.

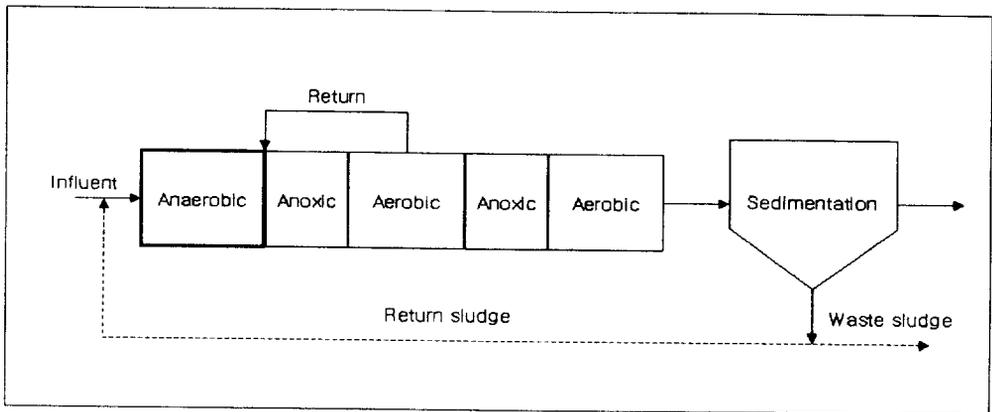


Fig. 2.4 Bardenpho Process

### III. 재료 및 실험방법

#### 3.1 Anoxic-RBC 공정을 이용한 유기물질 및 질소 제거 특성 실험

##### 3.1.1 실험장치

본 연구에서 사용한 실험 장치는 Fig. 3.1과 같이 아크릴을 이용하여 Anoxic-RBC 반응조 형태로 만들었으며, 반응기 본체의 규격은 Anoxic조의 경우  $25\text{W} \times 25\text{L} \times 20\text{Hcm}$ , 유효용적 약  $9\ell$ 였으며, RBC 반응조의 경우  $25\text{W} \times 75\text{L} \times 20\text{Hcm}$ , 유효용적 약  $28\ell$ , 침전조는  $25\text{W} \times 25\text{L} \times 30\text{Hcm}$ , 유효용적 약  $15\ell$ 로 제작하여  $20^\circ\text{C}$  항온실에 설치하였다.

무산조 상부에는 반응조 내 슬러지의 교반을 위해  $20\text{rpm}$ 의 교반장치를 부착하였으며, 슬러지의 RBC 반응조로의 유실을 방지하기 위하여 방해판을 설치하였다. RBC 반응조의 회전 원판은  $\Phi 20\text{cm}$ , 두께  $2\text{mm}$ 의 아크릴을 이용하였으며, 미생물의 부착을 위하여 표면처리를 하여  $45\%$  침적시켰다. 회전원판은 총 54개였으며, 미생물 부착 가능 표면적은 약  $3.0\text{m}^2$ 이었고, 회전속도는  $10\text{rpm}$ 으로 하였다. 합성폐수, 내부반송 및 슬러지 반송수는 미량조절펌프(IPC peristaltic pump, IPC-8; Masterflux, 7520-47)를 이용하여 혼합조로 이송하여 자연유하방식으로 Anoxic조에 유입시켰다.

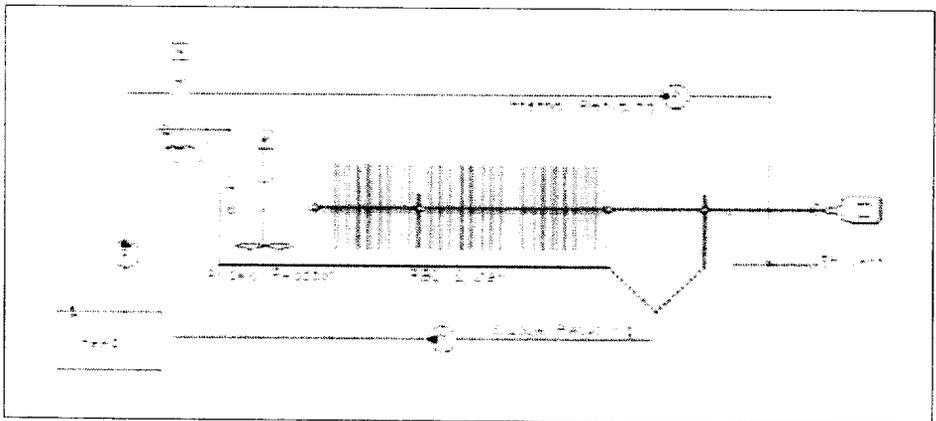


Fig. 3.1 Schematic flow of the experimental apparatus.

본 실험에 사용된 각 반응조의 물리적 특성 및 규격은 Table 3.1과 같다.

Table 3.1 Dimensions and parameters of the experimental units.

Reactor	Parameter	Values
Anoxic	Dimensions, cm	25W×25L×20H
	Revolution rate, rpm	20
	Volume of tank, ℓ	9
RBC	Dimensions, cm	25L×75W×20H
	Number of media	54
	Media material	Acrylic
	Diameter, cm	20
	Thickness, cm	0.2
	Submergence, %	45
	Tip speed, m/min	4.71
	Surface area, m <sup>2</sup>	3.0
	Revolution rate, rpm	10
Volume of tank, ℓ	28	

### 3.1.2 시료의 조제 및 분석 방법

#### (1) 합성 폐수의 조성

실험에 사용한 시료는 인조 합성 폐수로서 조성은 Table 3.2와 같다. COD 250,  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  40 mg/l 으로 조제하였는데 탄소원으로는 글루코스를 질소원으로는  $\text{NH}_4\text{Cl}$ 을 사용하였으며, 기타 조성물질의 농도는 Table에 나타난 바와 같다. 조제된 합성폐수는 냉장 보관하며 정량펌프로 유입시켰다.

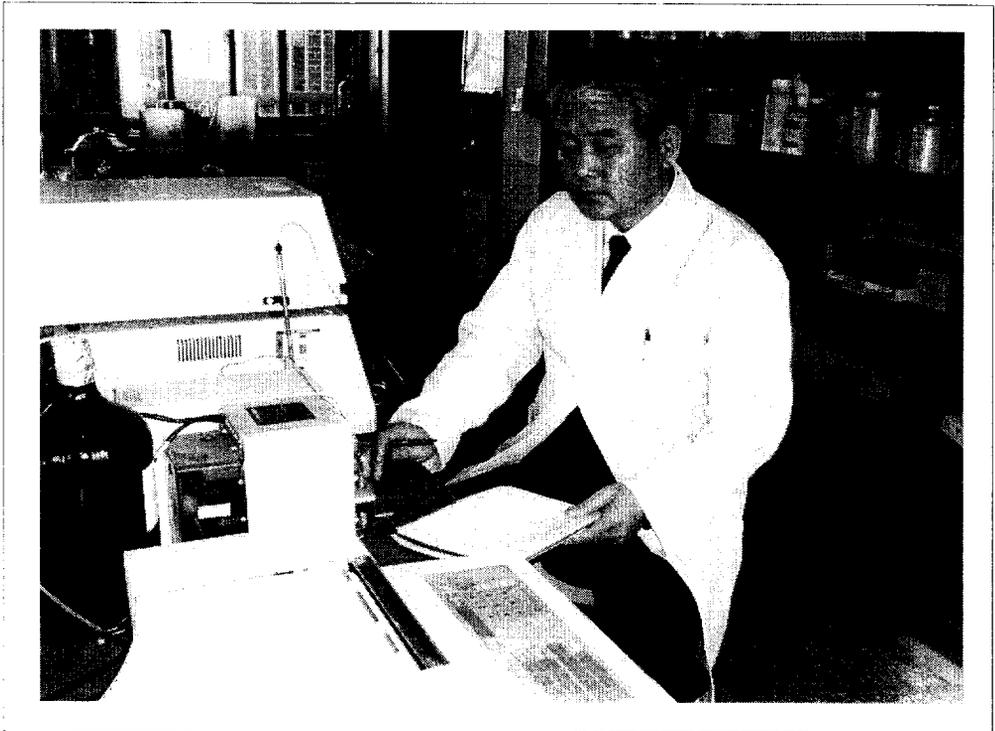


Fig. 3.2 Composition of synthetic waste water.

Table 3.2 Composition of synthetic waste water (based on 250 mg COD/L).

Constituents	Concentration	Remarks
Glucose	0.27 g/L	based on 40 mg NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/L
NH <sub>4</sub> Cl	0.153 g/L	
NaHCO <sub>3</sub>	0.25 g/L	
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	0.05 g/L	
* Trace element solution	0.1 mL/L	
Tap water	to 1 Liter	See the composition below
* Trace element solution		Concentrated
<i>H<sub>3</sub>BO<sub>4</sub></i>	50 mg/L	
<i>FeCl<sub>2</sub> · 4H<sub>2</sub>O</i>	2,000 mg/L	
<i>ZnCl<sub>2</sub></i>	50 mg/L	
<i>MnCl<sub>2</sub> · 4H<sub>2</sub>O</i>	500 mg/L	
<i>CaCl<sub>2</sub> · 2H<sub>2</sub>O</i>	80 mg/L	
<i>(NH<sub>4</sub>)<sub>6</sub>Mo<sub>7</sub>O<sub>2</sub> · 4H<sub>2</sub>O</i>	50 mg/L	
<i>AlCl<sub>3</sub> · 6H<sub>2</sub>O</i>	90 mg/L	
<i>CoCl<sub>2</sub> · 6H<sub>2</sub>O</i>	2,000 mg/L	
<i>NiCl<sub>2</sub> · 6H<sub>2</sub>O</i>	50 mg/L	
<i>Na<sub>2</sub>SeO<sub>3</sub></i>	100 mg/L	
<i>EDTA</i>	1,800 mg/L	
<i>HCl (30 %)</i>	1 mL/L	

(2) 식중 미생물

본 실험에 사용한 식중 미생물은 Anoxic조의 경우 하수종말처리장의 반송슬러지를 이용하여 약 4,000mg/L 되게 채웠으며, RBC 반응조의 경우 포기조 미생물을 채취하여 반응조에 채우고 상기 Table 3.2의 인조합성폐수 주입량을 늘려가며 약 60일간 부착 및 순치시켰다.

(3) 시료 채취 및 수질 분석

시료는 정상상태하에서 유입수 및 유출수를 채취하여 즉시 실험하였으며, 본 실험의 분석은 유입수에 대하여 pH, TCOD,  $\text{NH}_4^+-\text{N}$ 를 분석하였으며, 유출수에 대하여 SCOD,  $\text{NH}_4^+-\text{N}$ ,  $\text{NO}_2^--\text{N}$ ,  $\text{NO}_3^--\text{N}$ , TSS, VSS, 알칼리도를 Table 3.3 과 같이 Standard Methods에 의해 분석하였다.

Table 3.3 Analytical methods and instruments

Item	Unit	Method and Instrument
pH	-	pH Meter (Hanna)
COD	mg/L	Potassium Dichromate Open Reflux Method
$\text{NH}_4^+-\text{N}$	mg/ℓ	Phenate Method (Hach DR/4000 spectrophotometer)
$\text{NO}_2^--\text{N}$	mg/ℓ	Sulfanilamide and n-(1-naphthyl)-ethylene diamine Method (Hach DR/4000 spectrophotometer)
$\text{NO}_3^--\text{N}$	mg/ℓ	Brucine Method (Hach DR/4000 spectrophotometer)
TSS	mg/L	Total Solids Dried at 103-105°C
VS	mg/L	Volatile Solids Ignited at 550°C
Total Alkalinity	mg/L	Acid-Base Titration Method

### 3.1.3 실험방법

#### (1) 부하변화에 따른 처리 특성 실험

COD 및  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  농도를 각각 250 및 40mg/L인 인조합성폐수의 유입량을 늘려가며 실험 Exp. I ~ IV단계에 부가된 유기물질 및 질소 부하량은 Table 3.4과 같으며, 모든 단계에서 슬러지 순환 및 내부순환은 유입수 유량에 대하여 각각 100 및 200 %로 하였고, 각 단계에서의 운전기간은 정상상태가 10일 이상 될 때까지 운전하였다.

Table 3.4 Conditions of each experimental

Item	Loading rate(g/ℓ -day)	
	COD	$\text{NH}_4^+\text{-N}$
Exp. I	0.26	0.041
Exp. II	0.33	0.052
Exp. III	0.51	0.080
Exp. IV	0.76	0.119

#### (2) 내부순환 변화에 따른 처리 특성

Table 3.4의 Exp. III의 부하조건에서 내부 반송율을 100, 200(Exp. III), 250 및 300 %로 조정하여 실험을 수행하였다.

#### (3) COD 부하 변화에 따른 처리 특성

Table 3.4의 Exp. III(COD/N=6.33)의 용적 부하량 0.51g COD/ℓ -day 및 0.080 g  $\text{NH}_4^+\text{-N}/\ell\text{-day}$ 의 조건에서 COD 용적부하량을 약 0.30(COD/N=3.86) 및 0.20(COD/N=2.48) g COD/ℓ -day로 조정하여 실험을 수행하였다.

## 3.2 Anoxic-RBC 공정에서의 유기물질 및 질소 제거 동력학

### 3.2.1 실험장치

본 연구에서 사용한 실험 장치는 Fig. 3.1과 동일하며, 시료의 조제 및 분석방법에서 폐수의 조성 및 식중 미생물, 시료채취, 수질분석은 전과 동일하다.

### 3.2.2 실험방법

#### (1) RBC 미생물 부착 특성

회전원판에 미생물을 접종시킨 후 균일한 미생물막이 형성되어 정상 상태의 유출수 농도를 얻은 이후부터 본 실험을 시작하였으며, 습윤상태의 미생물막의 두께 및 밀도는 미생물 부착 초기 단계부터 미디어와 미디어 사이에 고정시켜 둔 소형 미디어 원판(표면적, 39 cm<sup>2</sup>)을 떼어 내어 미생물을 완전히 탈리시켜 아래와 같은 식에서 함수율을 99 %로 추정하여 미생물막의 두께와 밀도를 측정하였다<sup>9)</sup>. 그리고 미생물 부착속도는 각 부하율별 실험의 시작과 동시에 새로운 소형 미디어 원판을 기존 운전되던 미디어 사이에 고정시켜 놓고 운전을 계속하여 각 부하율 실험 종료시마다 미디어 절편에 부착된 미생물을 떼어 내어 실측하였다.

Thickness( $L_f$ , mm)

$$= \frac{(\textit{Weight evaporated})}{(\textit{density of water})(\textit{surface area of media})} \quad (3.1)$$

Density( $X_f$ , mg/cm<sup>3</sup>)

$$= \frac{\text{mg VSS}}{(\textit{biofilm thickness})(\textit{surface area of media})} \quad (3.2)$$

### 3.3 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot 운전 특성 실험

#### 3.3.1 실험장치

본 연구에서 사용한 실험 장치는 Fig. 3.4와 같이 SUS-304를 이용하여 Anoxic RBC-Anoxic-RBC 반응조 형태로 만들었으며, 반응기 본체의 규격은 제 1 및 2 Anoxic조의 경우  $45^W \times 45^L \times 30^H \text{ cm}$ , 유효용적 약  $48 \ell$ 였으며, 제 1 RBC 반응조의 경우  $45^W \times 135^L \times 30^H \text{ cm}$ , 유효용적 약  $144 \ell$ , 제 2 RBC 반응조의 경우  $45^W \times 45^L \times 30^H \text{ cm}$ , 유효용적 약  $48 \ell$ 로 각각의 용적비는 1 : 3 : 1 : 1로 하였고, 침전조는  $45^W \times 45^L \times 50^H \text{ cm}$ , 유효용적 약  $100 \ell$ 로 제작하여 설치하였다.

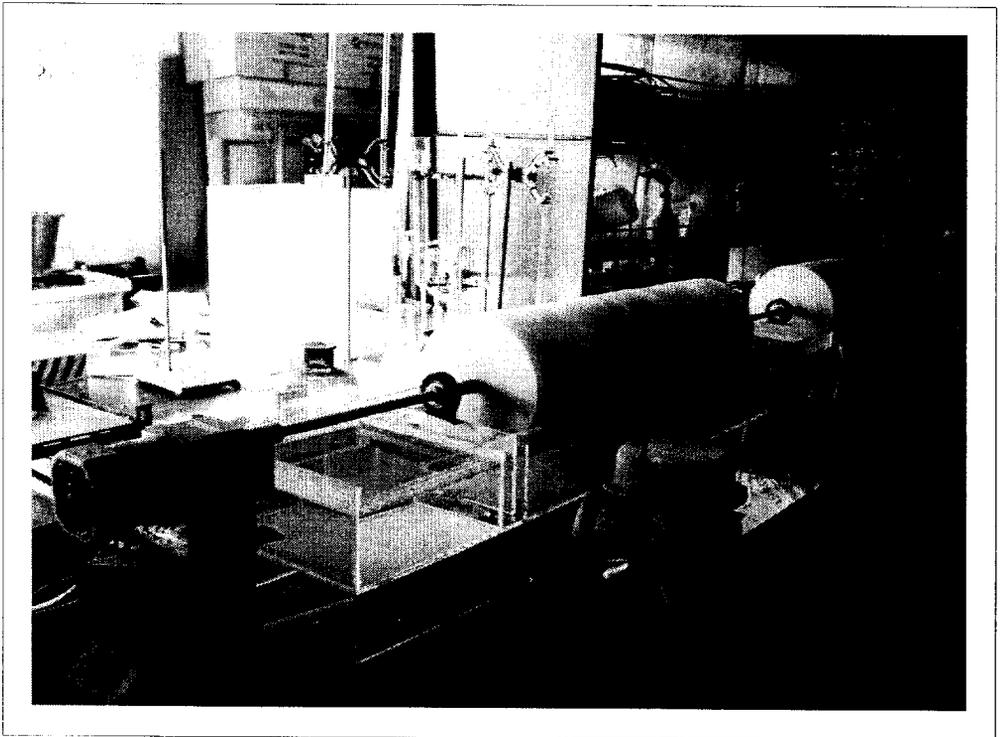


Fig. 3.3 Picture of the experimental apparatus.

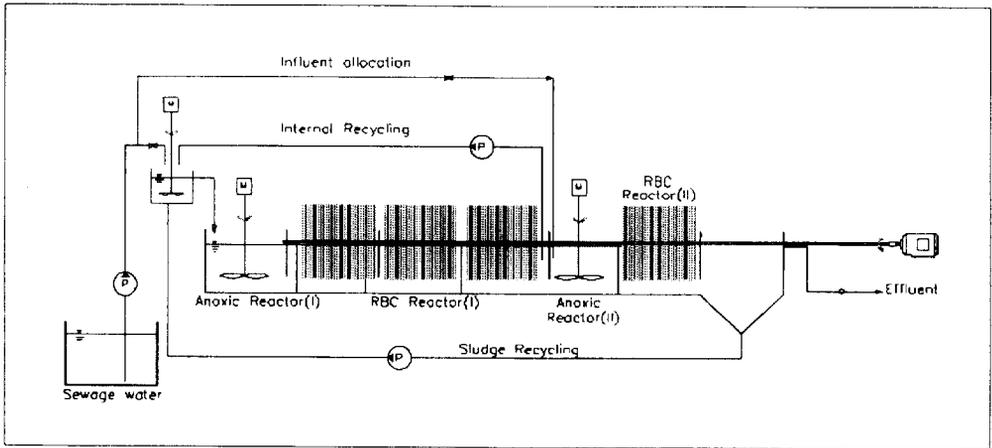


Fig. 3.4 Schematic flow of the experimental apparatus.

무산조 상부에는 반응조 내 슬러지의 교반을 위해 20 rpm의 교반장치를 부착하였으며, 슬러지의 RBC 반응조로의 유실을 방지하기 위하여 방해판을 설치하였다. RBC 반응조의 회전 원판은  $\Phi 40\text{cm}$ , 두께 1.5 mm의 PE 재질을 이용하였으며, 미생물의 부착을 위하여 표면처리를 하여 45 % 침적시켰다. 회전원판은 제 1 및 RBC 반응조에 각각 44개 및 22개였으며, 미생물 부착 가능 표면적은 각각 약 8.8 및 4.4  $\text{m}^2$ 이었으며, 회전속도는 10rpm으로 하였다. 유입폐수, 내부반송 및 슬러지 반송수는 마그네틱펌프(magnetic pump, LC-100)를 이용하여 혼합조로 이송하여 자연유하방식으로 제 1 Anoxic조에 유입시켰다.

본 실험에 사용된 각 반응조의 물리적 특성 및 규격은 Table 3.5에 요약하였다.

Table 3.5 Dimensions and parameters of the experimental units.

Reactor	Parameter	Values
1st and 2nd Anoxic	Dimensions, cm	45W×45L×30H
	Revolution rate, rpm	20
	Volume of tank, ℓ	48
1st RBC	Dimensions, cm	45L × 135W × 30H
	Number of media	44
	Media material	Acrylic
	Diameter, cm	40
	Thickness, cm	0.15
	Submergence, %	45
	Tip speed, m/min	4.71
	Surface area, m <sup>2</sup>	8.8
	Revolution rate, rpm	10
Volume of tank, ℓ	144	
2nd RBC	Dimensions, cm	45L × 45W × 30H
	Number of media	24
	Media material	Acrylic
	Diameter, cm	40
	Thickness, cm	0.15
	Submergence, %	45
	Tip speed, m/min	4.71
	Surface area, m <sup>2</sup>	4.4
	Revolution rate, rpm	10
Volume of tank, ℓ	48	

### 3.3.2 폐수의 정상 및 분석 방법

#### (1) 유입 폐수의 정상

본 실험에 사용된 울산 소재 Y 하수종말처리장의 1차 월류수의 조성은 실험기간동안 평균 COD, 196mg/L; BOD<sub>5</sub>, 165mg/L; T-N, 23.5mg/L; NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N, 21.6mg/L; NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N, 0.65mg/L; SS, 16mg/L였다.

#### (2) 식종 미생물

본 실험에 사용한 식종 미생물은 Anoxic조의 경우 하수종말처리장의 반송슬러지를 이용하여 약 4,000mg/L되게 채웠으며, RBC 반응조의 경우 포기조 미생물을 채취하여 반응조에 채우고 상기 유입하수 주입량을 늘려가며 약 60일간 부착 및 순치시켰다.

#### (3) 시료 채취 및 수질 분석

본 실험의 분석은 유입수 및 유출수에 대하여 pH, BOD<sub>5</sub>, T-N 및 SS를 수질 오염공정시험방법에 의해 분석하였다.

### 3.3.3 실험방법

#### (1) 부하변화에 따른 처리 특성 실험

유입하수의 유입량을 늘려가며 실험 Exp. I ~ III 단계에 부가된 유기물질 및 질소 부하량은 Table 3.6과 같으며, 모든 단계에서 슬러지 순환 및 내부순환은 유입수 유량에 대하여 각각 100 및 200 %로 하였고, 각 단계에서의 운전기간은 정상상태가 10일 이상 될 때까지 운전하였다.

Table 3.6 Conditions of each experimental

Item	Loading rate(g/ℓ -day)	
	BOD <sub>5</sub>	T-N
Exp. I	0.157	0.023
Exp. II	0.233	0.033
Exp. III	0.317	0.044

#### (2) 내부순환을 변화에 따른 처리 특성

Table 3.6의 Exp. III의 부하조건에서 내부 반송율을 100(Exp. IV), 200(Exp. III), 250(Exp. V) 및 300(Exp. VI) %로 조정하여 실험을 수행하였다.

#### (3) 유입분배비 변화에 따른 처리 특성

Exp. VI의 조건에서 제 2 Anoxic조로 유입유량의 20(Exp. VII), 30(Exp. VIII) 및 35(Exp. IX) %를 분배 유입시켜 실험을 수행하였다.

## IV. 실험결과 및 고찰

### 4.1 Anoxic-RBC 공정을 이용한 유기물질 및 질소 제거 특성

#### 4.1.1 부하변화에 따른 제거 특성

유기물질 및 암모니아성 질소 부하변화에 따른 제거 특성을 평가하기 위하여 COD 및  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  농도를 각각 약 240 및 40mg/L로 유지하면서 유입 유량을 증가시켜 Exp. I ~ IV의 4단계로 실험을 수행한 결과 표 4.1과 같은 운전결과를 나타냈다. COD 및  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  부하량을 각각 0.25~0.76 g COD/ $\ell$ -day 및 0.041~0.119 g  $\text{NH}_4^+\text{-N}/\ell$ -day 범위로 증가시킨 결과 유출수 중의 유기물질 및 질소 농도변화는 Fig. 4.1과 같이 나타났다.

Table 4.1 Operational results

		Exp. I	Exp. II	Exp. III	Exp. IV
Q (ℓ)		37.6	48.3	73.9	110.5
HRT (hrs)		23.6	18.4	12.0	8.0
Internal Recycle rate		2.0 Q			
Sludge Recycle rate		1.0 Q			
COD	Influent (mg/ℓ)	250			
	Load (g/ℓ-d)	0.25	0.33	0.51	0.76
	Effluent (mg/ℓ)	2.87	4.61	6.19	8.28
	$\eta$ (%)	98.8	98.2	97.5	96.7
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	Influent (mg/ℓ)	40			
	Load (g/ℓ-d)	0.041	0.052	0.080	0.119
	Eff. $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (mg/ℓ)	0.46	1.56	2.19	3.00
	Eff. $\text{NO}_2^-\text{-N}$ (mg/ℓ)	0.17	0.14	0.66	0.95
	Eff. $\text{NO}_3^-\text{-N}$ (mg/ℓ)	4.20	4.67	5.15	5.54
	Nitrification (%)	98.8	96.1	94.5	92.5
	Denitrification (%)	88.0	84.0	80.0	76.2

부하율이 증가함에 따라 유출수중의 COD 및 질소 농도 모두가 다소 증가하는 경향을 나타내고 있는데, COD 및 암모니아의 경우 실험조건 변화 초기 비교적 높은 농도를 나타내었으나, 이후 빠른 속도로 정상상태에 도달하였으며, 아질산 및 질산의 경우 COD 및 암모니아에 비해 부하량 증가에 따른 농도 변화가 크지 않은 것으로 나타났다.

또한,  $\text{NO}_2^-$ -N 및  $\text{NO}_3^-$ -N의 경우 COD 및  $\text{NH}_4^+$ -N에 비해 부하량 증가에 따른 농도변화는 크지 않은 것으로 나타났다.

100일 이상의 실험기간 동안 하수종말처리장의 현행 방류수 기준인 COD 20 ppm, T-N 60 ppm 이하로 나타나는 것으로 보아 본 장치가 매우 효과적인 것으로 판단되었다.

Table 4.2 Variations of effluent COD and nitrogen concentration with operating periods (mg/l)

Item	Operating periods (day)	COD	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N
Exp. I	1 ~ 25	2.87	0.46	0.17	4.20
Exp. II	28 ~ 51	4.61	1.56	0.14	4.67
Exp. III	53 ~ 78	6.19	2.19	0.66	5.15
Exp. IV	80 ~ 104	8.28	3.00	0.95	5.54

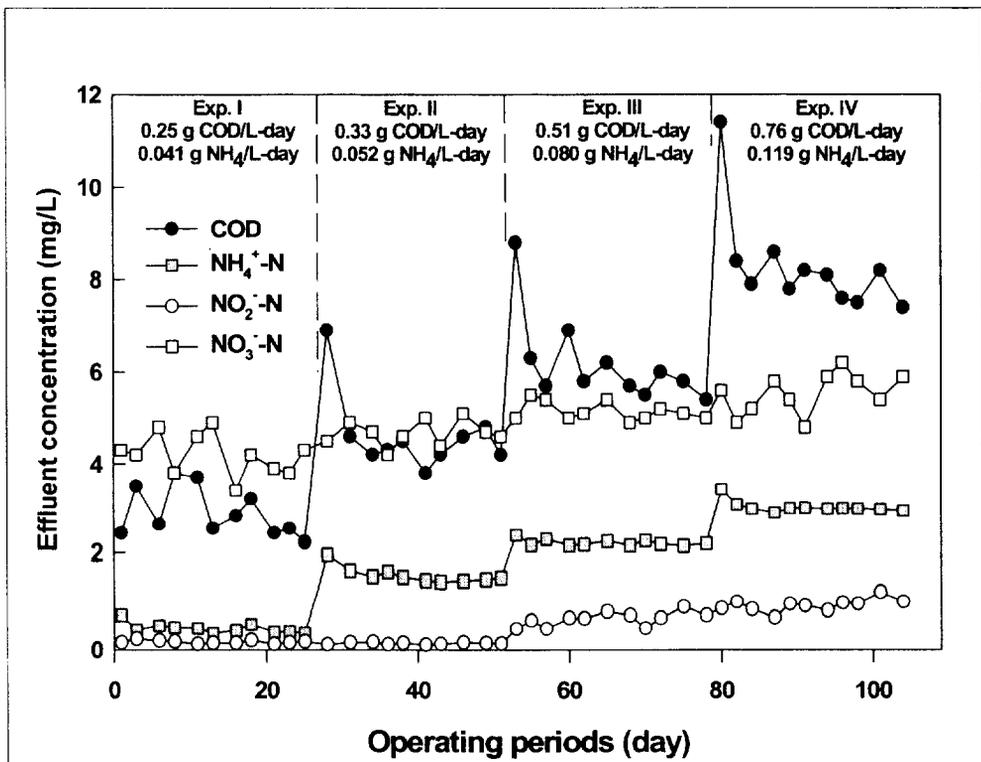


Fig. 4.1 Variations of effluent COD and nitrogen concentration with operating periods.

Fig. 4.2는 Exp. I ~ IV의 유출수 중의 COD 및 질소 평균 농도를 나타낸 것이며, Fig. 4.3은 각 실험단계에서의 유기물질 제거효율, 질산화( $\text{NH}_4^+$ -N 제거율) 및 탈질화율의 평균값을 나타낸 것이다. 그림에 나타난 바와 같이, Exp. I ~ IV의 유출수 중의 COD농도는 Table 4.2에서 평균 2.87~8.28mg/L로서 96.7~98.8 %의 높은 제거율을 나타내었으며, 유출수 중의  $\text{NH}_4^+$ -N의 농도 역시 평균 0.46~3.00mg/L로서 부하량 증가에도 불구하고 92.5~98.8 %의 높은 질산화율을 보였다. 유출수 중의  $\text{NO}_2^-$ -N 및  $\text{NO}_3^-$ -N농도를 측정한 결과 각각 평균 0.17~0.95mg/L 및 4.20~5.54mg/L의 범위로 나타났으며, 이 때 탈질화율을 계산해 보면 평균 76.2~88.0 %로 부하량이 증가함에 따라 탈질화율이 감소하는 경향을 보였다. Fig. 4.3의 결과에서 부하량의 증가에 따른 유기물질 제거율, 질산화율 및 탈질화율이 모두 감소하는 경향을 나타내는 것으로 나타났는데, 부하량 증가가 유기물질 제거율 및 질산화율보다는 탈질화율에 영향을 더 크게 미치는 것으로 나타났다. 즉, 유입 부하량이 증가함에 따라 암모니아, 아질산, 질산 농도가 모두 증가하는 경향을 보이고 있는데 그 증가 속도가 아질산 및 질산 농도가 증가하는 속도보다 암모니아 농도가 증가하는 속도가 큰 것으로 보아 탈질을 감소의 원인이 질산화율의 감소에 의한 것으로 판단되었다.

왜냐하면, 유기물질 공존시 기질이용 및 세포합성 속도가 독립영양균보다 종속영양균이 훨씬 큰 것으로 알려져 있으므로 본 실험에서 유기물의 유입 부하량이 커짐에 따라 독립영양균인 질산화균과 유기물질 이용균인 종속영양균의 경쟁관계에 의해 탈질율의 감소보다 질산화율의 감소 정도가 더 크게 나타나는 것으로 판단된다.

RBC에 의한 도시하수와 각종 산업폐수의 처리는 유기물과 암모니아의 산화를 중심으로 널리 사용되고 있으며 처리효율은 활성슬러지나 살수여상 등의 2차 처리방식에 비해 뒤떨어지지 않으며 부하변동에 강하다고 보고하였다. 본 연구에서 사용된 Anoxic-RBC 공정의 RBC 반응조에서의 질산화율이 매우 높았으며 질소의 탈질화를 위한 질산화의 목적으로 RBC를 이용할 경우에도 매우 효과적임을 알 수 있었다.

Table 4.3 Effluent COD and nitrogen concentration in each experimental  
(mg/l)

Item	COD	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N
Exp. I	2.87	0.46	0.17	4.2
Exp. II	4.61	1.56	0.14	4.67
Exp. III	6.19	2.19	0.66	5.15
Exp. IV	8.28	3.00	0.95	5.54

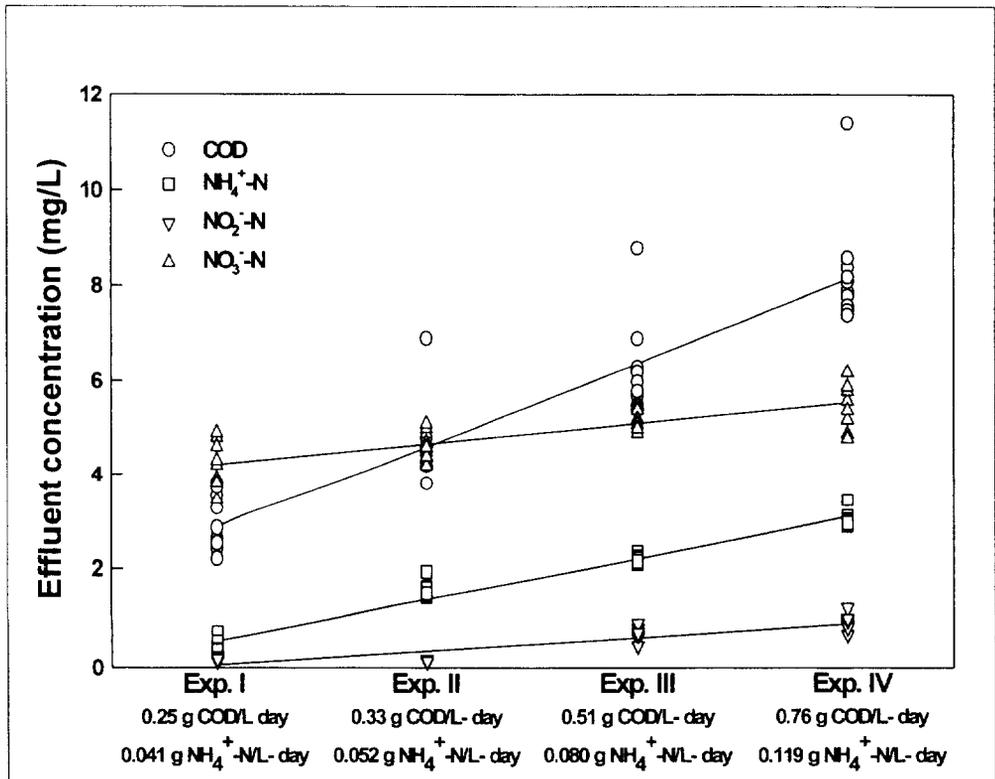


Fig. 4.2 Effluent COD and nitrogen concentration in each experimental.

Table 4.4 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each experimental(%).

Item	COD	Nitrification	Denitrification
Exp. I	98.82	98.85	88.02
Exp. II	98.18	96.08	83.97
Exp. III	97.54	94.52	79.97
Exp. IV	96.73	92.46	76.20

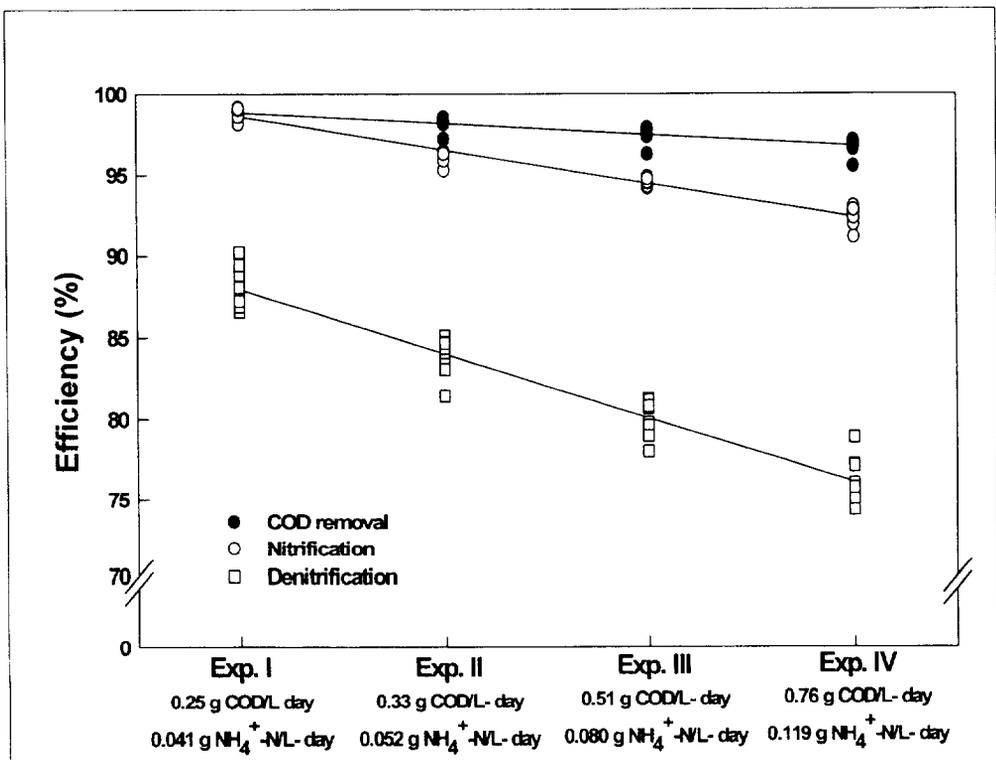


Fig. 4.3 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each experimental.

#### 4.1.2 부하변화에 따른 RBC 유입 특성

Exp. I ~ IV의 각 실험 단계에서 RBC 반응조에 부가되는 유기물질 및 암모니아성질소의 표면적 부하를 측정하기 위하여 Anoxic 반응조에서 유출되는 COD 및 질소 농도를 측정한 결과를 Table 4.5에 요약하였으며, Fig. 4.4 및 5와 같이 나타났다. Exp. I의 경우 RBC 반응조로 유입된 COD 농도 및 표면적 부하율은 평균 25.8mg/L 및 1.30 g COD/m<sup>2</sup>-day였으며, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N 농도 및 표면적 부하율은 평균 6.20mg/L 및 0.312 g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/m<sup>2</sup>-day였으며, Exp. II, III 및 IV의 경우 RBC 반응조로 유입된 COD 농도는 각각 평균 33.0, 36.28 및 40.68mg/L였으며, 이 때 표면적 부하율은 각각 평균 2.16, 3.59 및 6.01 g COD/m<sup>2</sup>-day였다. 그리고, Exp. II, III 및 IV의 경우 RBC 반응조로 유입된 NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N 농도는 각각 평균 9.06, 10.51 및 11.35mg/L였으며, 이 때 표면적 부하율은 각각 평균 0.585, 1.039 및 1.677 g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/m<sup>2</sup>-day였다.

Table 4.5 Operating results of applied characteristics in RBC.

		Exp. I	Exp. II	Exp. III	Exp. IV
COD	Conc. (mg/ℓ)	25.8	33.1	36.3	40.7
	Load (g/ℓ-d)	1.30	2.14	3.59	6.01
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Conc. (mg/ℓ)	6.20	9.06	10.51	11.35
	Load (g/ℓ-d)	0.312	0.585	1.039	1.677
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	Conc. (mg/ℓ)	0.03	0.05	0.04	0.07
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	Conc. (mg/ℓ)	0.11	0.16	0.23	0.45

Fig. 4.4에 나타난 바와 같이 유입 용적 부하량이 증가함에 따라 RBC 반응조에 부가되는 COD 및 NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N의 표면적 부하율은 선형적으로 증가하는 경향을 나타내었으며, NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N 및 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N는 무산조에 거의 전부 제거되고 있는 것으로 나타났다.

한편, 무산조에서 제거되는 COD는 유입량에 대하여 약 56~68%가 제거되었는데 용적 부하량이 증가함에 따라 제거율이 감소하는 경향을 나타내었으며, 무

산조에서 제거되는  $\text{NH}_4^+-\text{N}$  역시 COD 제거와 유사하게 용적 부하량이 증가함에 따라 제거율이 감소하는 경향을 나타내었지만 그 양은 유입량에 대해 약 15% 이하로 COD 제거량에 비해 상당히 낮게 나타나는 것으로 보아, 무산조에서의 암모니아의 산화가 일부 일어나기는 하지만 탈질화가 우세한 것으로 나타났다. 즉, 탈질속도가 질산화 속도보다 훨씬 큼을 알 수 있었으며, 유기물질의 유입 부하량의 증가에 의한 질산화율의 감소에 의한 탈질율의 감소가 나타남을 다시 한번 확인할 수 있었다.

그리고 Fig.4.5에 나타난 바와 같이 COD 유입 부하량 증가속도가 암모니아 유입 부하량 증가속도보다 더 큰 것으로 미루어 볼 때, 이종 미생물간의 경쟁관계가 더욱 뚜렷이 나타나 질산화율의 감소에 의한 탈질율의 감소 정도가 더욱 커질 것으로 판단되었다.

Table 4.6 Influent COD and nitrogen concentration applied to RBC in each experimental( *mg/l*)

Item	COD	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N
Exp. I	25.77	6.20	0.03	0.11
Exp. II	33.06	9.06	0.05	0.16
Exp. III	36.28	10.51	0.04	0.23
Exp. IV	40.68	11.35	0.07	0.45

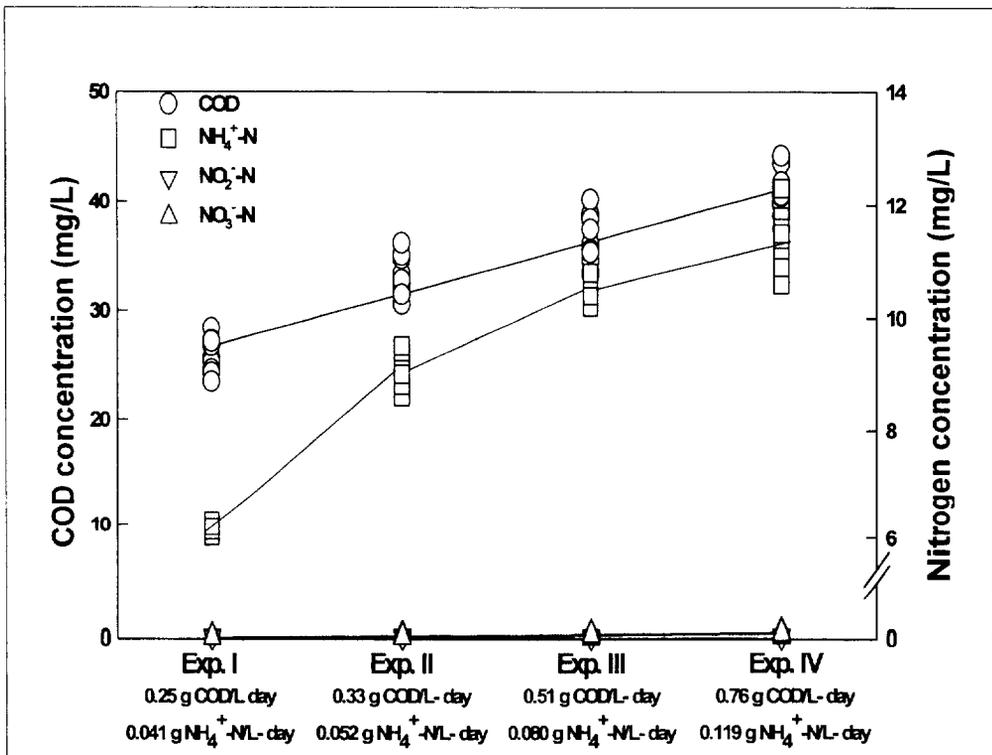


Fig. 4.4 Influent COD and nitrogen concentration applied to RBC in each experimental.

Table 4.7 COD and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  loading rate applied to RBC in each experimental ( $\text{mg/l}$ ).

Item	COD	$\text{NH}_4^+\text{-N}$	Item	COD	$\text{NH}_4^+\text{-N}$
Exp. I	1.30	0.31	Exp. III	3.59	1.04
Exp. II	2.14	0.59	Exp. IV	6.01	1.68

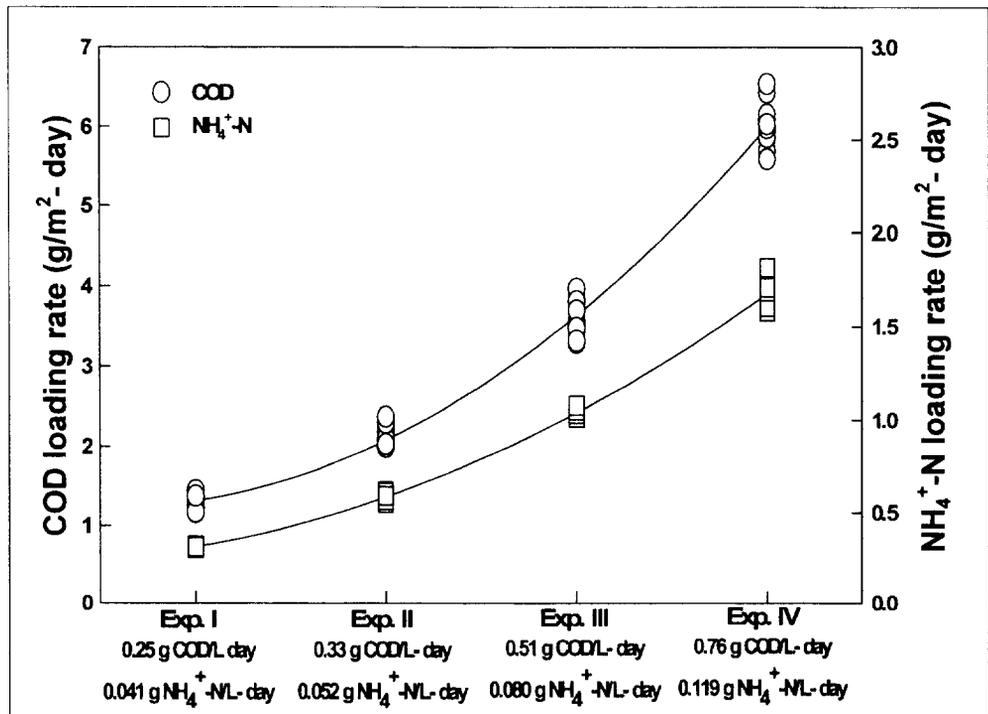


Fig. 4.5 COD and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  loading rate applied to RBC in each experimental.

암모니아성 질소의 생물학적 제거 방법인 질산화-탈질화 공정에서 중요한 환경 인자 중의 하나가 COD/N 비인데, 이러한 탈질에 요구되는 이론적인 COD/N 비는, 질산성 질소의 경우( $\text{NO}_3^- \text{-N} \rightarrow \text{N}_2$ ) 2.86 g COD/g N, 아질산성 질소의 경우( $\text{NO}_2^- \text{-N} \rightarrow \text{N}_2$ )는 1.71 g COD/g N으로 보고되고 있다<sup>15)</sup>. Anoxic조에서의 용적 부하량의 증가에 따른 COD 제거율이 감소하는 정도의 차이는  $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ 의 용적 부하량의 증가함에 따라 질산화율이 감소함에 따라 탈질화에 요구되는 탄소 원의 감소량과 거의 일치하는 값으로 계산되었다.

또한, 남궁은 고농도 암모니아 함유폐수 질산화 연구에서 암모니아성 질소의 유입수 농도 345 mg  $\text{NH}_4^+ \text{-N}/\ell$ 에서 표면적 부하율 4.9 g  $\text{NH}_4^+ \text{-N}/\text{m}^2 \text{-day}$  이상에서, RBC 시스템에서 아질산성 질소( $\text{NO}_2^- \text{-N}$ )가 축적되는 것으로 보고하였는데 본 연구에서는 최대 암모니아 표면적 부하율이 1.677 g  $\text{NH}_4^+ \text{-N}/\text{m}^2 \text{-day}$ 로 그의 연구에서보다 매우 낮았으며 Anoxic조에서 원활한 탈질화가 일어나 RBC 반응조에서  $\text{NO}_2^- \text{-N}$  및  $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 의 축적이 일어나지 않은 것으로 판단된다.

### 4.1.3 내부 반송이 질소제거에 미치는 영향

배 등의 보고에 의하면 반송율을 유입유량에 대해 약 6배까지 증가시킴에 따라 고농도의 질소를 함유한 유입수의 회석 효과에 의해 탈질율이 약 30 % 정도 향상되었다고 하였다. 따라서, 본 연구에서도 내부 반송율의 증가에 따른 탈질화에 대한 영향을 고찰하기 위하여 Exp.III(내부순환율 200 %)의 용적 부하량 0.51 g COD/ℓ -day 및 0.080 g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/ℓ -day에서 내부 반송율을 100, 250 및 300 %로 변화시켜 보았다. 그 결과 Fig. 4.6 및 7과 같은 결과를 얻을 수 있었는데, 그림에 나타난 바와 같이 내부 반송율의 증가가 COD 제거율 및 질산화율에는 거의 영향을 미치지 못했으며, 탈질율도 내부 반송율을 300 %까지 증가시켰으나 100 %에 비하여 유출수 중의 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N의 농도가 다소 감소하여 약 3.7 %만이 증가하였을 뿐이었으며, 그 증가폭도 내부 반송율 200 % 이상에서는 매우 미미하게 나타났다. 이러한 결과는 배 등의 연구와 상이한 결과인데, 이는 그들이 수행한 대상폐수는 고농도의 NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N를 포함한 침출수로서 본 연구에서보다 질소 부하량이 매우 높아 회석에 의한 충격부하의 감소로 내부 반송율이 질산화 및 탈질에 큰 영향을 미친 것으로 판단된다. 따라서, 본 연구의 Anoxic-RBC 공정에서 적정 내부 반송율은 약 200 %가 적당할 것으로 판단되었다.

Table 4.8 Operational results

		Exp. IV	Exp. III	Exp. V	Exp. VI
Q (ℓ)		73.9			
HRT (hrs)		12.0			
Internal Recycle rate		1.0 Q	2.0 Q	2.5 Q	3.0 Q
Sludge Recycle rate		1.0 Q			
COD	Influent (mg/ℓ)	250			
	Load (g/ℓ-d)	0.51			
	Effluent (mg/ℓ)	6.86	6.19	5.87	5.78
	$\eta$ (%)	97.3	97.5	97.7	97.7
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Influent (mg/ℓ)	40			
	Load (g/ℓ-d)	0.080			
	Eff. NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N (mg/ℓ)	2.29	2.19	2.12	2.10
	Eff. NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N (mg/ℓ)	0.68	0.66	0.64	0.63
	Eff. NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N (mg/ℓ)	6.11	5.15	5.10	4.87
	Nitrification (%)	94.3	94.5	94.7	94.7
	Denitrification (%)	77.2	80.0	80.3	80.9

Table 4.9 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each internal recycle rate(%).

Item	COD	Nitrification	Denitrification
Exp. I	97.28	94.26	77.25
Exp. II	97.54	94.52	79.97
Exp. III	97.68	94.69	80.29
Exp. IV	97.72	94.73	80.94

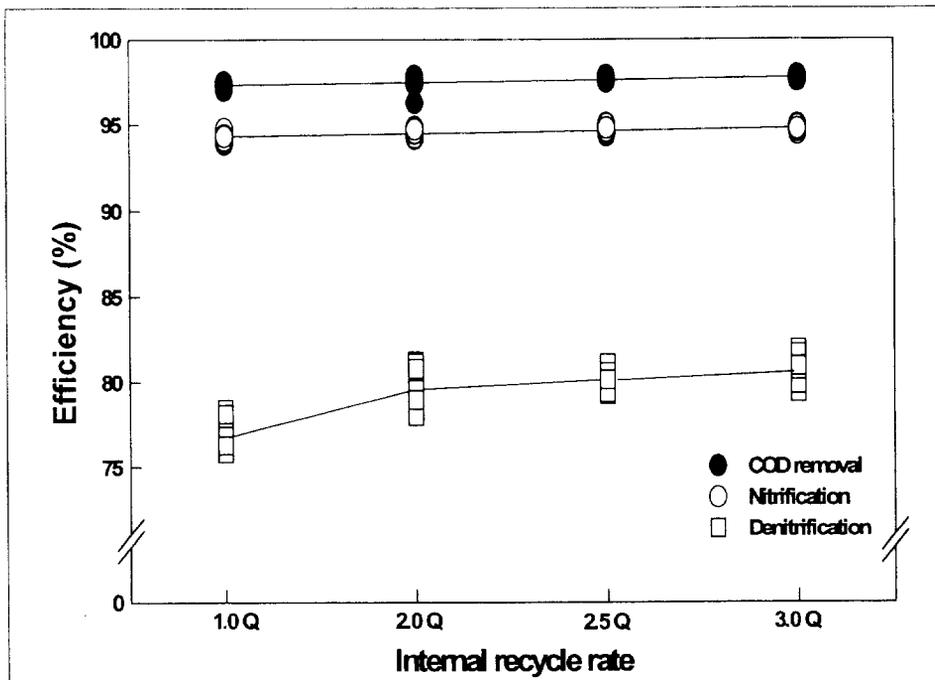


Fig. 4.6 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each internal recycle rate.

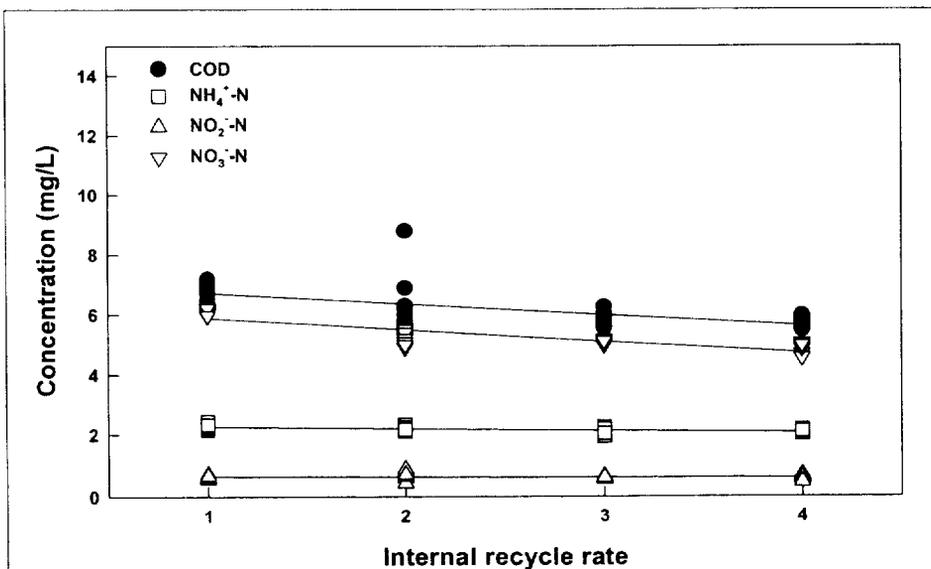


Fig. 4.7 Variation of effluent COD and nitrogen concentration in each internal recycle rate.

#### 4.1.4 유기물 부하가 질소제거에 미치는 영향

Exp. III(COD/N=6.33)의 용적 부하량 0.51 g COD/ℓ-day 및 0.080 g NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/ℓ-day의 조건에서 COD 용적부하량을 약 0.30(COD/N=3.86) 및 0.20(COD/N=2.48) g COD/ℓ-day으로 조정하여 실험을 수행하였다. 그 결과는 Fig. 4.8 및 9와 같이 나타났는데, Fig. 4.8에 나타난 바와 같이, 유입 COD 부하량이 감소함에 따라 즉, COD/N비가 감소함에 따라 COD 및 질산화율은 거의 변화하지 않았으나, 탈질화율은 COD 용적부하량을 약 0.30 g COD/ℓ-day까지는 거의 변화 없이 약 80 %의 탈질화율을 보였으나, 0.20 g COD/ℓ-day에서는 약 62.7 %로 크게 감소하는 것으로 나타났으며, Fig. 4.9에 나타난 바와 같이 유출수 중의 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N의 농도가 급격히 증가하였다. 이러한 원인은 여러 연구자들이 보고한 질산화-탈질소화 공정에서 COD/N 비가 매우 중요하며 탈질을 위한 가용 유기물질의 결핍은 탈질율을 감소시킨다는 결과와 일치하였다.

Table 4.10 Operational results

		Exp. III	Exp. VII	Exp. VIII
Q (ℓ)			73.9	
HRT (hrs)			12.0	
Internal Recycle rate			2.0 Q	
Sludge Recycle rate			1.0 Q	
COD/N ratio		6.33	3.86	2.48
COD	Influent (mg/ℓ)	250	152	98
	Load (g/ℓ-d)	0.51	0.30	0.20
	Effluent (mg/ℓ)	6.19	4.72	2.14
	η (%)	97.5	96.9	97.8
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Influent (mg/ℓ)		40	
	Load (g/ℓ-d)		0.080	
	Eff. NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N (mg/ℓ)	2.19	1.41	0.74
	Eff. NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N (mg/ℓ)	0.66	0.59	0.68
	Eff. NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N (mg/ℓ)	5.15	5.70	13.35
	Nitrification (%)	94.5	96.4	98.1
	Denitrification (%)	80.0	80.5	62.7

한편, Hanaki 등은 거의 대부분의 폐수는 유기물질과  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 이 혼합되어 있으므로 종속영양미생물과 질산화박테리아의 동시적 공존이 필수적이며 종속영양미생물이 질산화박테리아에 비해 기질이용 및 세포합성속도가 빠르기 때문에  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  제거시 유기물질의 질산화에 대한 저해 영향을 고려해야 한다고 보고하였는데, 본 연구에서도 COD 부하량이 감소함에 따라 탈질소화율은 감소하였으나 질산화율은 COD 부하량이 감소함에 따라 Exp. III(94.5 %)에서보다 미미하나마 증가하는 경향을 나타내었다.

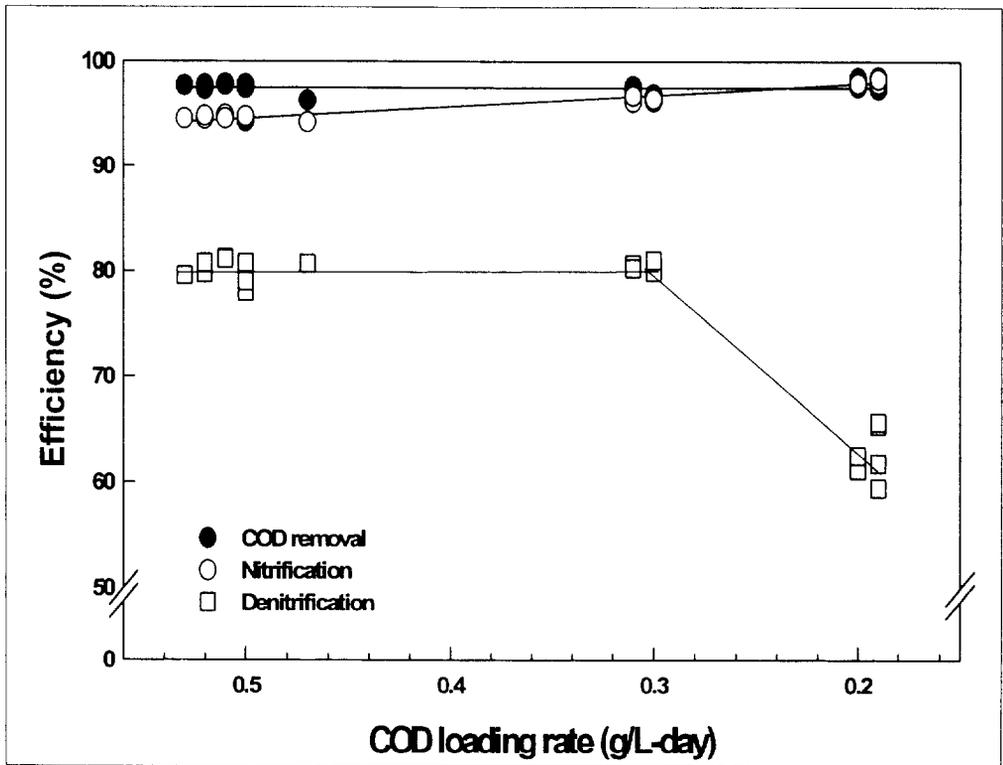


Fig. 4.8 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification for COD loading rate.



## 4.2 동력학적 고찰

### 4.2.1 RBC 반응조의 생물막 특성

Exp. I ~ IV 단계의 RBC에 부가되는 표면적부하율의 증가에 따른 미생물의 두께와 밀도를 측정한 결과를 Table 4.11에 나타내었다. RBC 시스템의 미생물 평균 두께는 0.130~0.141 mm의 범위로 표면적 부하율이 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내고 있었다. 또한, 생물막의 미생물 밀도 역시, 79.62~83.78 mg/cm<sup>2</sup> 범위로 표면적 부하율이 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내고 있었다.

Table 4.11 Biofilm thickness and density in each experimental

Item	Exp. I	Exp. II	Exp. III	Exp. IV
L <sub>f</sub> (mm)	0.130	0.132	0.136	0.141
X <sub>f</sub> (mg/cm <sup>2</sup> )	79.62	81.02	82.34	83.78

Fig. 4.10은 Table 4.12의 자료를 이용하여 Exp. I ~ IV의 RBC 반응조에 부가되는 표면적 부하율의 증가에 따른 미생물 부착속도를 나타낸 것으로서, Exp. I에서는 평균 398 mg/m<sup>2</sup> · day였으며, Exp. II, III 및 IV에서는 평균 411, 430 및 472 mg/m<sup>2</sup> · day로 표면적 부하율이 증가할수록 선형 곡선적으로 증가하는 경향을 나타내었다. 그러나, Komegay 등은 생물막의 두께가 증가함에 따라 기질의 제거량은 증가하나, 두께가 어느 한계 이상이 되면 더 이상 두꺼워지지 않으며 생물막의 밀도 또한 일정하게 유지되므로 기질의 제거율은 감소한다고 보고하였다. 본 연구의 Anoxic-RBC 공정의 RBC 반응조에서도 장기간 운전할 경우 그들의 보고의 결과가 초래될 것으로 판단된다.

Table 4.12 Microbial attachment rates in each experimental.

Item	Exp. I	Exp. II	Exp. III	Exp. IV
Microbe attachment rate (mg VSS/m <sup>2</sup> -day)	398.1	411.3	430.7	472.6
	379.8	415.5	442.3	463.4
	412.3	405.3	426.3	484.2
	389.6		428.6	

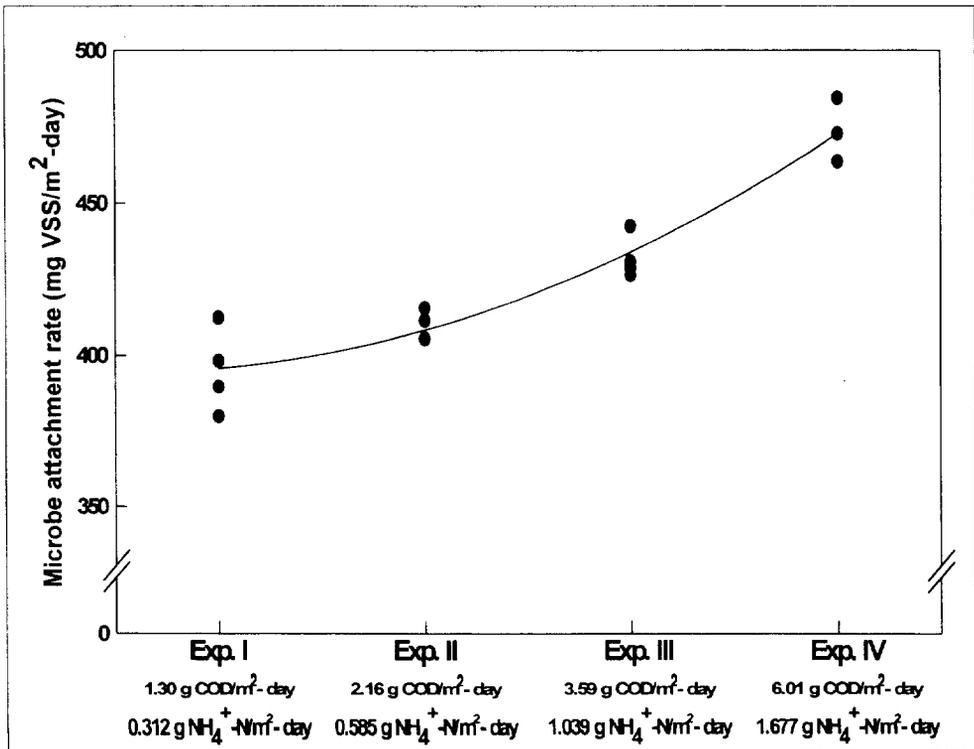


Fig. 4.10 Microbial attachment rates in each experimental.

본 연구에서 이용된 RBC 반응조의 생물막 내에는 질산화박테리아(*Nitrofier*)와 및 종속영양미생물(*Heterotrophs*)이 공존하고 이들이 경쟁관계에 있기 때문에 정량분석을 위한 개별적인 미생물량을 사정하는 것은 필수적이다 그러나, 이들을 중량법에 의해 직접적으로 측정할 수 없으므로 간접적 방법을 이용하여 측정하여야 한다. 따라서, 본 연구에서는 Yoda가 사용한 방법을 응용한 것으로서 최대 반응속도에 기초한 *Heterotrophs*와 *Nitrofier*의 질량을 평가하기 위하여 아래의 식을 이용하였다.

$$\frac{(\gamma_{\max H}/X_T)}{k_{\max H}} + \frac{(\gamma_{\max N}/X_T)}{k_{\max N}} = 1 \quad (4.1)$$

$$\frac{\gamma_{\max H}}{\gamma_{\max N}} = \frac{X_H}{X_N} \cdot \frac{k_{\max H}}{k_{\max N}} \quad (4.2)$$

여기서,  $Y_{\max H}$  : 유기물제거 최대반응속도(g COD/day)

$Y_{\max N}$  : 암모니아제거 최대반응속도(g N/day)

$k_{\max H}$  : 최대 유기물제거 비속도(mg COD/g VSS · day)

$k_{\max N}$  : 최대 암모니아제거 비속도(mg N/g VSS · day)

$X_H$  : *Heterotrophs*의 질량(g VSS)

$X_N$  : *Nitrofier*의 질량(g VSS)

각 실험 단계에서 RBC 반응조 생물막 내 존재하는 질산화 박테리아와 종속영양미생물의 정량화를 위해 회분식 실험을 통한 자료를 이용하여  $\gamma_{\max H}$  및  $\gamma_{\max N}$ 는 각각 0.807~0.963 g COD/day 및 0.107~0.136 g N/day의 범위로 측정되었다. 이 자료와 식 4.1를 이용하여 Fig. 4.11과 같이 도시한 결과  $k_{\max H}$  및  $k_{\max N}$ 는 각각 1.568 및 0.276 day<sup>-1</sup>로 도출되었다. 이 값들을 식 4.2에 대입하여 *Heterotrophs*와 *Nitrofier*의 질량을 평가한 결과

Fig. 4.12와 같은 결과를 얻을 수 있었다.

그림에 나타난 바와 같이, 전체적으로 부하율이 증가함에 따라 RBC 반응조 내에 *Heterotrophs* 분율은 감소하는 반면 *Nitrofier*의 분율은 증가하는 경향을 나타내고 있다. 이것은 Fig. 4.4에 나타난 바와 같이 Anoxic조에서 탈질을 위한 탄소원으로 유기물질이 많이 소모되었기 때문에 RBC 반응조에서 유입되는 유기물질의 증가량이 암모니아성질소의 증가량보다 상대적으로 적기 때문인 것으로 판단된다. 그러나, 이러한 결과에 대한 신뢰성은 매우 낮다고 볼 수 밖에 없다. 왜냐하면 본 자료가 단일 기질에 대한 경쟁관계가 성립되지 않으며, 또한 *Heterotrophs*가 *Nitrofier*에 비해 기질이용 및 세포합성속도가 빠르기 때문에  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  제거 시 유기물질의 질산화에 대한 영향이 있다고 보고한 바 있기 때문이다. 다만, RBC 반응조 생물막 내 존재하는 질산화 박테리아와 종속영양미생물의 정량화를 위한 방법으로는 이용 가능할 것으로 판단되는데, 본 실험에서 Exp. I ~ IV에서 RBC 반응조에 부가된 COD/N의 비가 각각 4.15~3.45로 점차 감소하고 있는 것으로 보아 Fig. 4.12와 유사한 경향을 보일 것으로 추측된다.

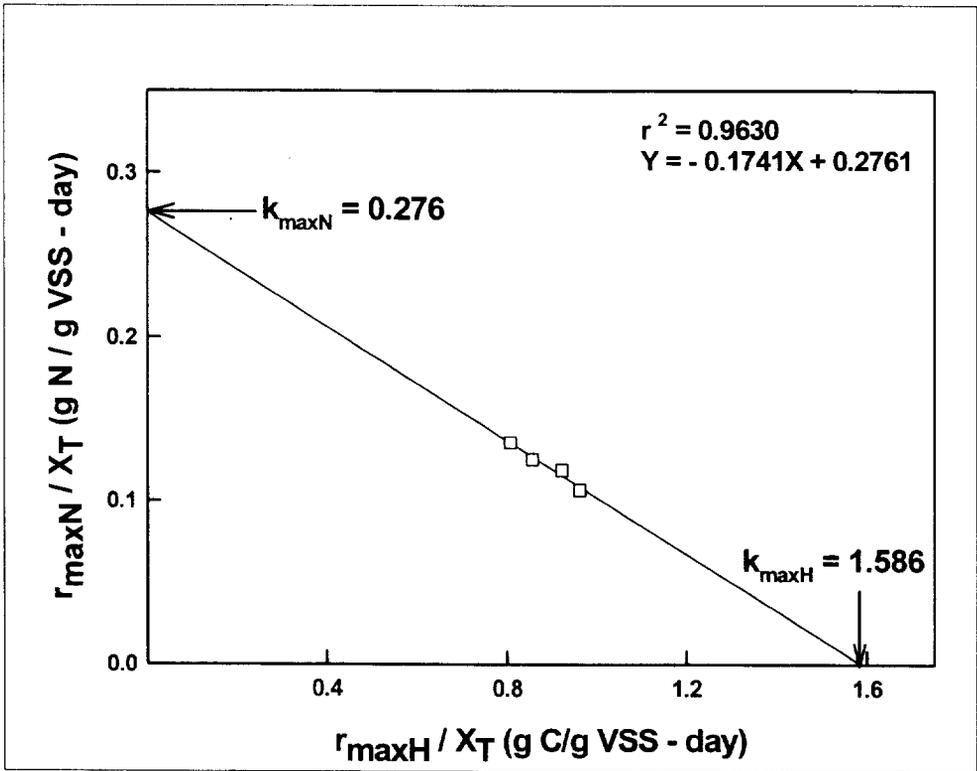


Fig. 4.11 The correlation between  $K_{\max H} / X_T$  and  $K_{\max N} / X_T$  to determine the  $k_{\max}$  value.

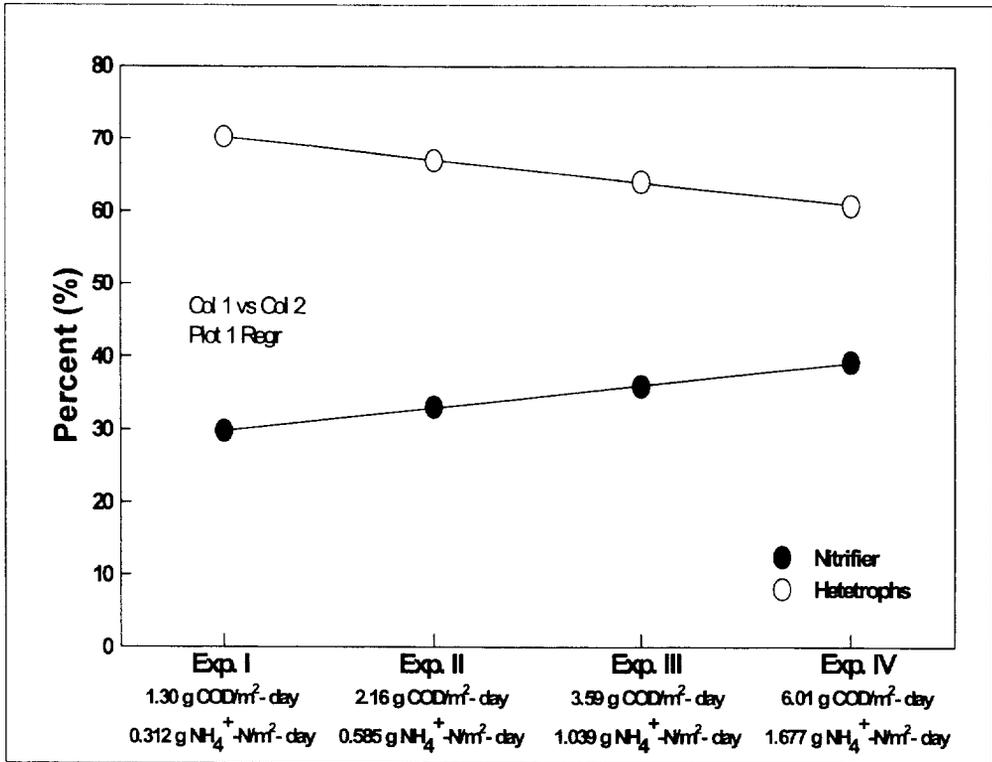


Fig. 4.12 Percentage of *Heterotrophs* and *Nitrifier* in each experimental.

### 4.2.2 동력학적 인자

무산조 반응조에 대한 동력학 계수  $Y$ ,  $k_e$  및 반응속도상수  $k$ ,  $K_s$ 를 Fig. 4.1의 실험결과를 이용하여 구하였다. 생화학 반응에 대한 기타 동력학적 개념은 Monod<sup>20)</sup> 식을 기초로 하여 다음 식을 유도하였다.

$$\frac{S_o - S}{X_1 \theta_i} = \frac{k_e}{Y} + \frac{1}{Y} \frac{1}{\theta_c} \quad (4.3)$$

$$\frac{X_1 \theta_i}{S_o - S} = \frac{K_s}{k} \frac{1}{S} + \frac{1}{k} \quad (4.4)$$

여기서,  $S_o$  : 유입수 N 농도(mg/ℓ)

$S$  : 유출수 N 농도(mg/ℓ)

$X_1$  : 미생물 농도(mg/ℓ)

$\theta_i$  : 수리학적 체류시간(day)

$\theta_c$  : 평균 미생물 체류시간(day)이다.

미생물 전환계수  $Y$ 와 내생호흡계수  $k_e$ 의 결정은 비기질이용속도,  $(S_o - S)/(X_1 \cdot \theta_i)$ 에 대한 슬러지 일령의 역수,  $1/\theta_c$ 를 도시한 Fig. 4.13의 직선회귀분석으로부터 산출하였는데,  $Y$  및  $k_e$ 의 값은 각각 0.678 mg VSS/mg N 및  $0.0032 \text{ day}^{-1}$ 로 나타났다. 이 값들은 EPA 및 Schroeder에 의해 보고된 탈질공정의 대한 전형적인 동력학 계수 중  $Y$  및  $k_e$ 의 값은 0.8 mg VSS/mg N,  $0.04 \text{ day}^{-1}$ 와 유사하게 산출되었다. 또한,  $1/S$ 에 대한  $(X_1 \cdot \theta_i)/(S_o - S)$ 의 도시로부터 산출한  $K_s$  및  $k$  값은 각각 29.0 mg N/ℓ 및  $0.108 \text{ day}^{-1}$ 로 나타났다.

Fig. 4.14는 RBC 반응조에서의  $\text{NH}_4^+$ -N의 질산화 및 유기물질 제거 동력학적 인자를 산정하기 위하여 Fig. 4.4의 자료를 이용한 결과를 나타낸 것으로서, Kornegay의 model을 설정하였으며 1차 식으로 변형한 결과는 식 4.5와 같다.

$$\frac{A_w}{Q \cdot (S_0 - S)} = \frac{K_s}{P} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{P} \quad (4.5)$$

여기서,  $A_w$  = 미생물에 의해 부착된 매질의 표면적( $m^2$ );  $S_0$  = 유입수 농도 ( $mg/\ell$ );  $S$  = 유출수 농도( $mg/\ell$ )이다. 직선의 기울기로부터 구한 제거속도  $P$  값은 질산화 및 유기물 제거에 있어 각각  $0.556 \text{ g N}/m^2 \cdot \text{day}$  및  $18.71 \text{ g COD}/m^2 \cdot \text{day}$ 였으며, 절편으로부터 반포화 상수인  $K_s$ 값은 질산화 및 유기물 제거에 있어 각각  $2.89 \text{ mg N}/\ell$  및  $18.71 \text{ mg COD}/\ell$ 로 산정되었다.

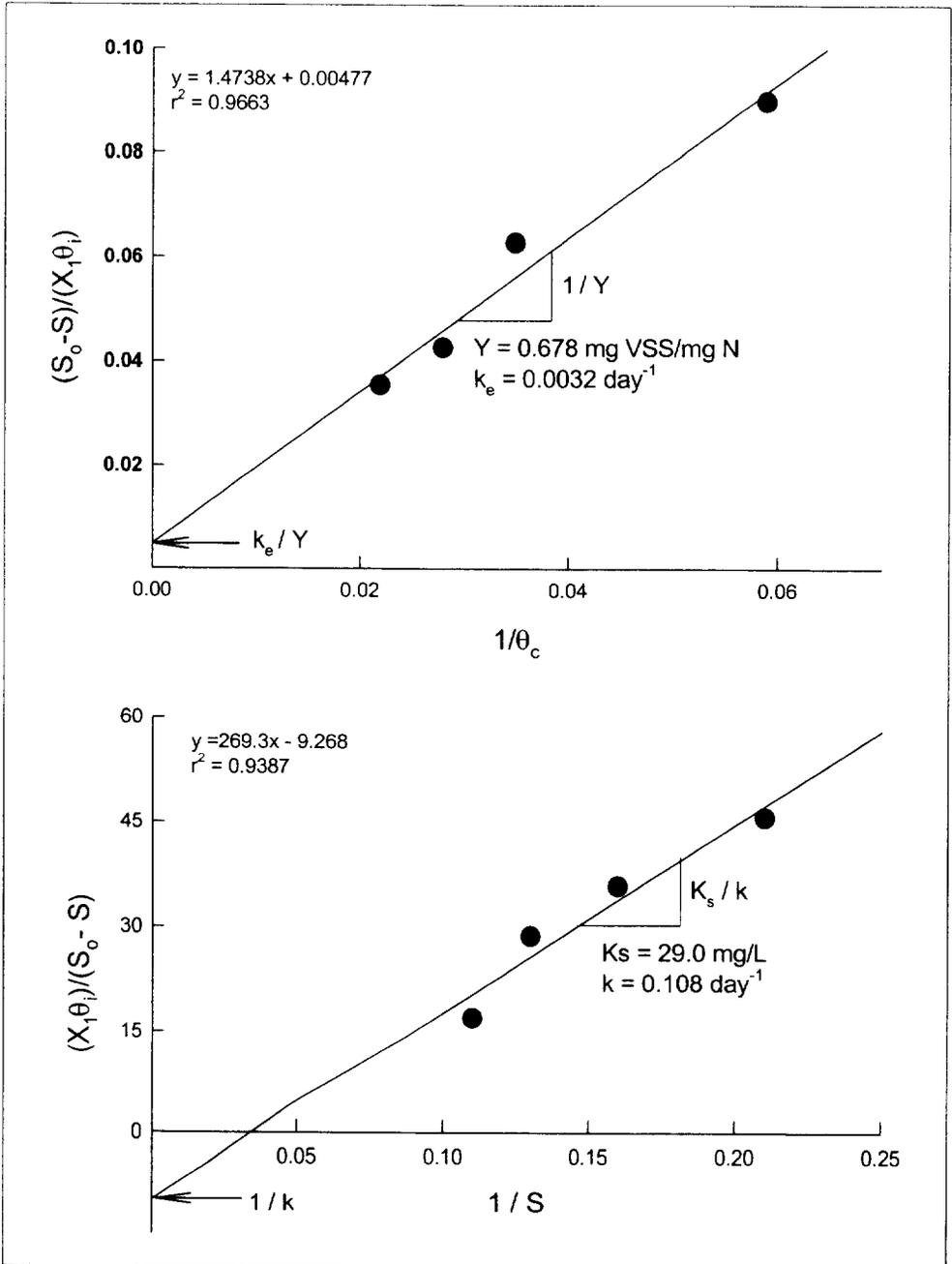


Fig. 4.13 Graphical determination of kinetics for anoxic reactor.

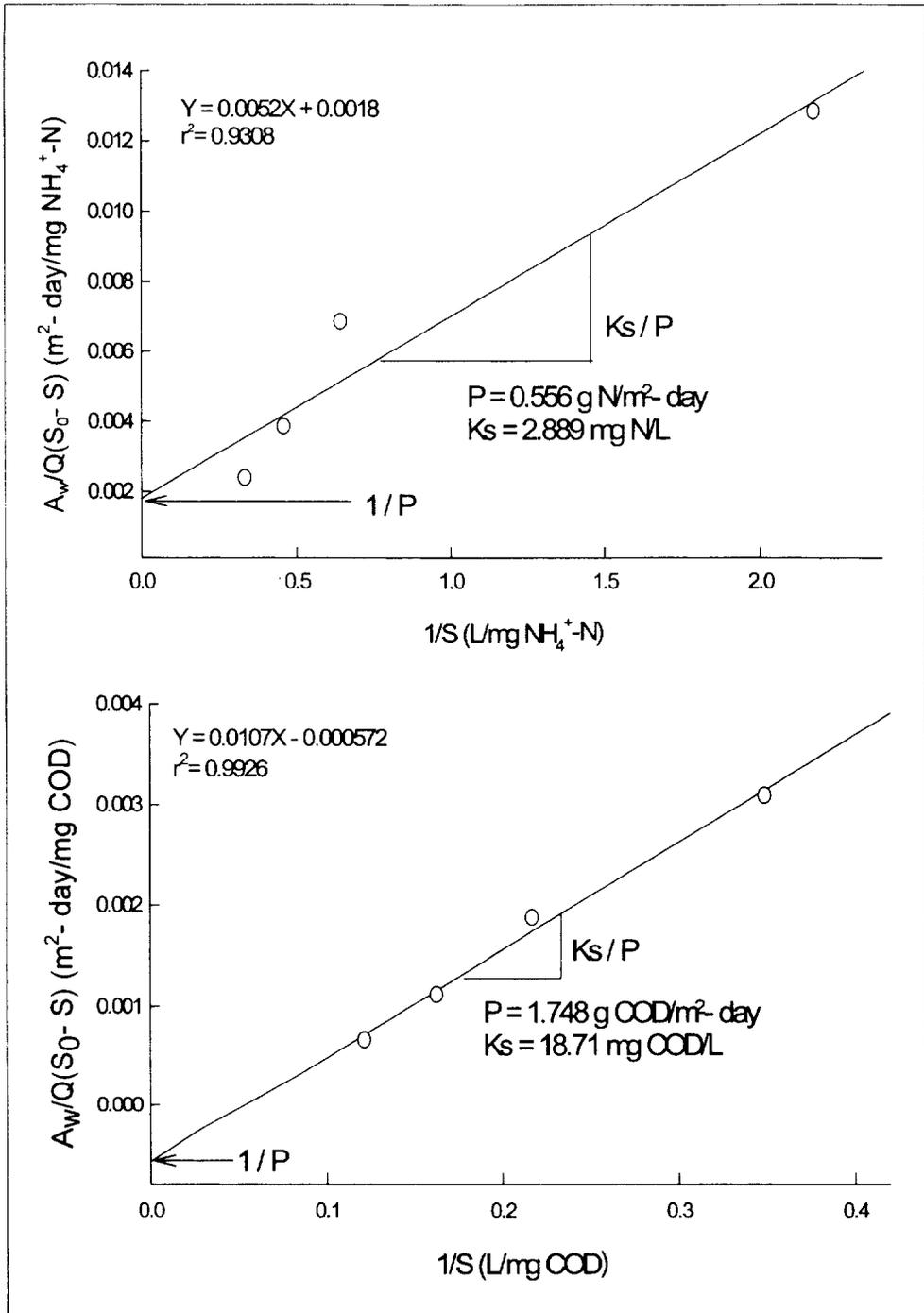


Fig. 4.14 Graphical determination of kinetics for RBC reactor.

### 4.3 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot 공정을 이용한 고도처리

#### 4.3.1 부하변화에 따른 제거 특성

유기물질 및 질소 부하변화에 따른 제거 특성을 평가하기 위하여 유입 유량을 증가시켜 Exp. I ~ III의 3단계로 실험을 수행하였다. 이 때, BOD 및 T-N 부하량은 각각 평균 0.157~0.317 g BOD/ℓ-day 및 0.023~0.044 g N/ℓ-day 범위로 증가하였으며, 실험결과 유출수 중의 BOD 및 T-N 농도변화는 Table 4.13와 Fig. 4.15와 같이 나타났다. 부하율이 증가함에 따라 유출수 중의 BOD 및 T-N 농도 모두가 다소 증가하는 경향을 나타내고 있었으나 큰 차이는 없었으며, 운전기간 경과에 따라 각 반응조의 미생물이 잘 순치되고 있는 것으로 판단되었다. 보다 자세한 평가를 위하여 각 실험 단계의 평균 농도를 이용하여 Fig. 4.16과 같은 그림을 나타내었는데, 그림에 나타난 바와 같이, Exp. I ~ IV의 BOD 제거율은 평균 89.7~94.3 %로 부하량이 증가함에 따라 감소하는 경향을 나타내었으며, 유출수 중의 T-N 제거율 역시 평균 72.6~78.9 %로 부하량이 증가함에 따라 감소하는 경향을 나타내었으나, 제거율 감소의 정도가 BOD 제거율 보다는 T-N 제거율의 감소가 더 큰 것으로 나타났다.

Table 4.13 Operational results

		Exp. I	Exp. II	Exp. III
Q (ℓ)		286	396	560
HRT (hrs)		24.0	18.0	12.0
Internal Recycle rate		2.0 Q		
Sludge Recycle rate		1.0 Q		
BOD <sub>5</sub>	Influent (mg/ℓ)	165	170	163
	Load (g/ℓ-d)	0.157	0.233	0.317
	Effluent (mg/ℓ)	13.2	20.5	23.0
	η (%)	94.3	90.1	89.7
T-N	Influent (mg/ℓ)	24.3	23.7	22.4
	Load (g/ℓ-d)	0.023	0.33	0.044
	Effluent(mg/ℓ)	5.11	5.80	6.09
	η (%)	78.9	75.3	72.6

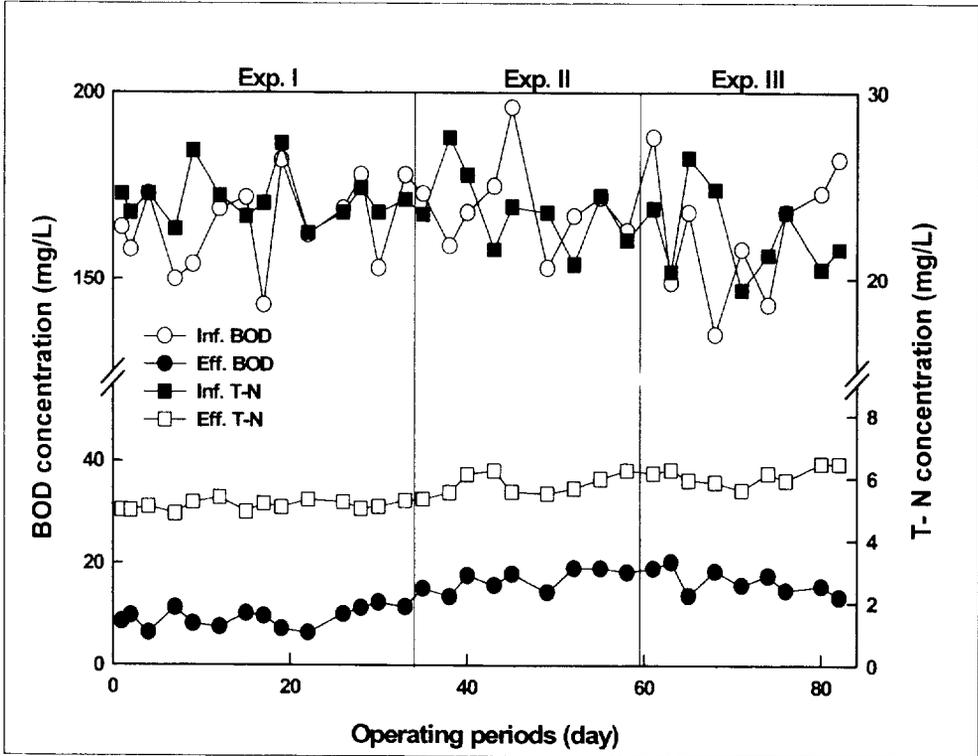


Fig. 4.15 Variations of effluent BOD and T-N concentration in each experimental.

Table 4.14 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each experimental(%).

Item	BOD	T-N
Exp. I	94.32	78.94
Exp. II	90.12	75.33
Exp. III	89.7	72.56

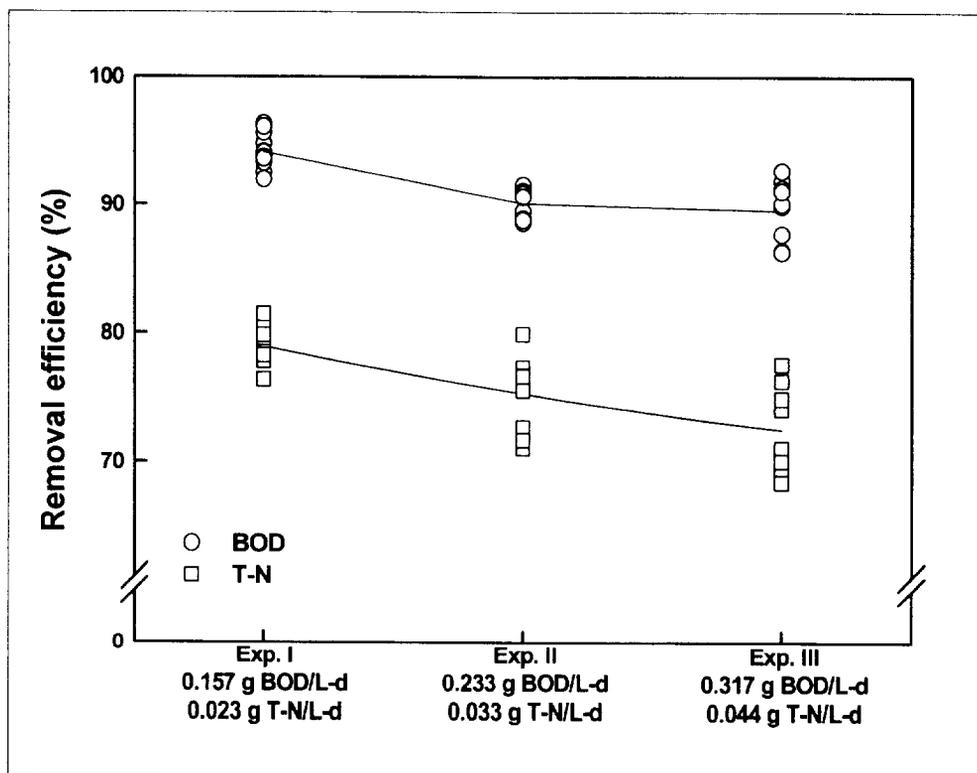


Fig. 4.16 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each experimental.

### 4.3.2 내부 반송이 질소제거에 미치는 영향

배 등의 보고에 의하면 반송율을 유입유량에 대해 약 6배까지 증가시킴에 따라 고농도의 질소를 함유한 유입수의 희석 효과에 의해 탈질율이 약 30 % 정도 향상되었다고 하였다. 따라서, 본 연구에서도 내부 반송율의 증가에 따른 탈질화에 대한 영향을 고찰하기 위하여 Exp.Ⅲ(내부순환율 200 %)의 용적 부하량 약 0.317 g BOD/ℓ-day 및 0.044 g T-N/ℓ-day에서 내부 반송율을 100, 250 및 300 %로 변화시켜 보았다. 그 결과 Fig. 4.17 및 18과 같은 결과를 얻을 수 있었는데, 그림에 나타난 바와 같이, 내부 반송율이 증가함에 따라 BOD 제거율 및 탈질율이 모두 다소 증가하는 경향을 나타내었다. 그러나, 내부 반송율을 300 % 까지 증가시켰으나 BOD 및 T-N 제거율이 각각 평균 91.3 및 77.8 %로 나타나 Exp. Ⅲ의 경우보다 각각 약 2.6 및 5.2 %만이 증가하였을 뿐이었다. 이러한 결과는 배 등의 연구와 상이한 결과인데, 이는 그들이 수행한 대상폐수는 고농도의  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 를 포함한 침출수로서 본 연구에서보다 질소 부하량이 매우 높아 희석에 의한 충격부하의 감소로 내부 반송율이 탈질효율에 큰 영향을 미친 것으로 판단된다.

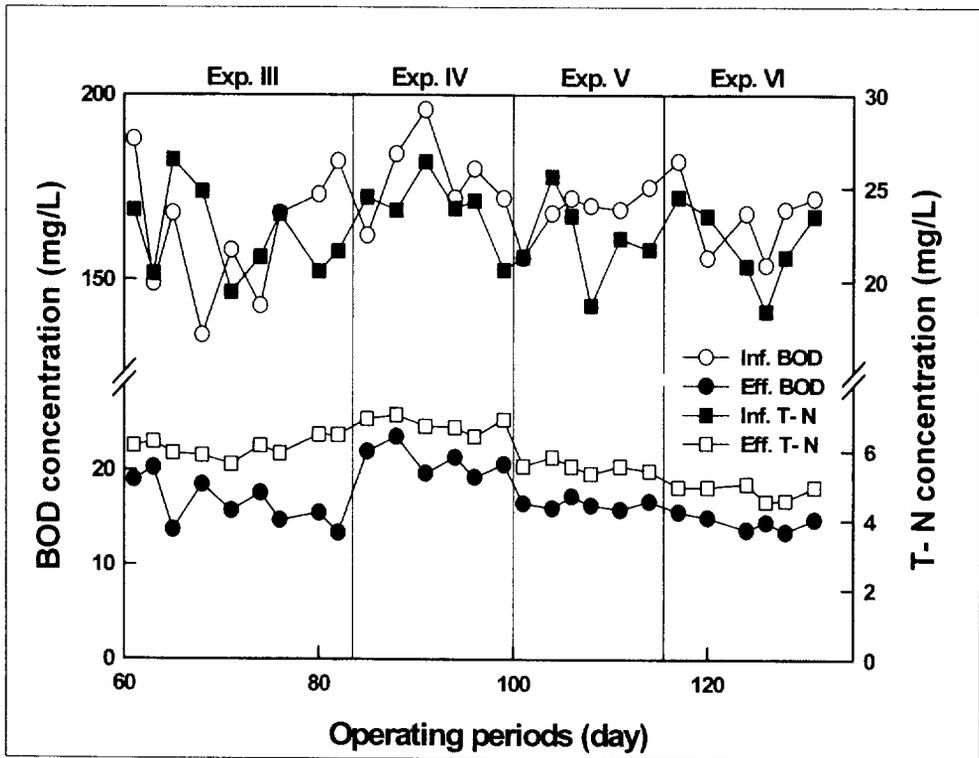


Fig. 4.17 Variation of BOD and T-N concentration in each experimental.

Table 4.15 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each internal recycle rate(%).

Internal recycling rate (%)	BOD	T-N
1.0Q	88.09	71.47
2.0Q	89.70	72.56
3.0Q	90.24	74.83
4.0Q	91.29	77.83

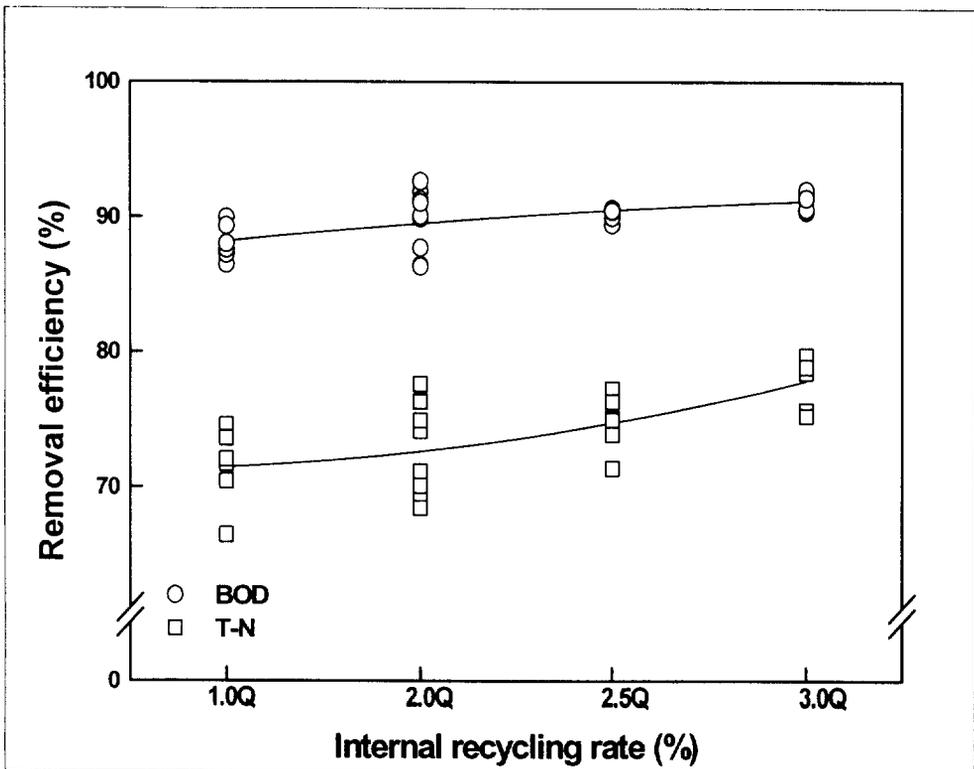


Fig. 4.18 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each internal recycle rate.

### 4.3.3 유입 분배율의 변화에 따른 제거 특성

Exp. VI의 용적 부하량  $0.32 \text{ g BOD}/\ell\text{-day}$  및  $0.043 \text{ g N}/\ell\text{-day}$ , 내부반송율 300 %의 조건에서 제 1 및 제 2 Anoxic조로의 유입 유량 분배비를 80 : 20, 70 : 30 및 65 : 35로 변화시켜 가며 실험을 수행한 결과를 Table 4.16에 요약하였으며, Fig. 19 및 20과 같이 그림으로 나타내었다. 결과에 나타난 바와 같이, 제 2 Anoxic조로의 유입 유량 분배율 0~30 %까지 증가시킨 Exp. VI~VIII 단계까지는 BOD 및 T-N 제거율이 각각 91.3~93.6 % 및 77.8~84.5 %로 유입 유량 분배율이 증가함에 따라 제거효율이 증가하는 경향을 나타내었으나, 유입 유량 분배율을 약 35 %로 증가시킨 Exp. IX에서는 BOD 및 T-N 제거율이 각각 93.1 및 83.1 %로 다시 감소하는 경향을 나타내었다. 이는 유입 분배율을 30 % 이상 증가시킬 경우 제 2 Anoxic조 및 RBC 반응조에 부가되는 BOD 및 T-N의 부하량이 높아져 오히려 제거효율을 감소시킨 결과로 추측되어진다.

이러한 원인을 보다 정확히 규명하기 위하여 각 실험 단계에서 제 2 Anoxic조 및 RBC 반응조로 유입되는 부가되는 BOD 및 T-N 부하를 측정하기 위하여 제 1 RBC 반응조내의 BOD 및 T-N 농도를 측정한 결과와 제 1 Anoxic조 및 RBC 반응조에서의 BOD 및 T-N 제거율을 계산한 결과 Table 4.17 및 Fig. 4.21과 같이 나타났다. 유입분배 없이 동일한 내부 반송비에서 부하량을 증가시킨 Exp. I ~ III단계에서는 유입 부하량이 증가함에 따라 제 1 Anoxic조 및 RBC 반응조에서의 BOD 및 T-N 제거율이 감소하여 제 2 Anoxic조로 유입되는 BOD 및 T-N 농도가 높아지는 경향을 나타내었다. 이 때, 유입 부하량의 증가에 따른 제거효율의 감소 정도는 Fig. 4.16에서와 마찬가지로 BOD 보다는 T-N이 더 큰 것으로 나타났다.

Table 4.16 Operational results

		Exp. I	Exp. II	Exp. III
Q (ℓ)		286	396	560
HRT (hrs)		24.0	18.0	12.0
Internal Recycle rate		2.0 Q		
Sludge Recycle rate		1.0 Q		
BOD <sub>5</sub>	Influent (mg/ℓ)	165	170	163
	Load (g/ℓ-d)	0.157	0.233	0.317
	Effluent (mg/ℓ)	13.2	20.5	23.0
	η (%)	94.3	90.1	89.7
T-N	Influent (mg/ℓ)	24.3	23.7	22.4
	Load (g/ℓ-d)	0.023	0.33	0.044
	Effluent(mg/ℓ)	5.11	5.80	6.09
	η (%)	78.9	75.3	72.6

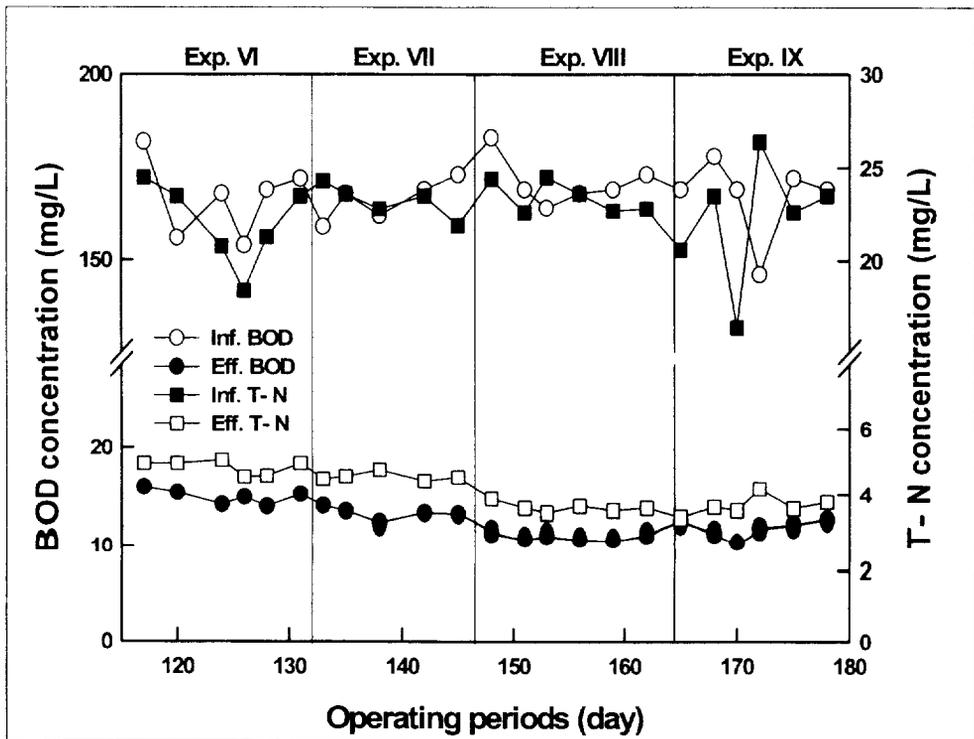


Fig. 4.19 Variation of BOD and T-N concentration in each experimental.

Table 4.17 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each influent allocation ratio(%).

Influent allocation ratio (%)	BOD	T-N
0.1	91.29	77.83
0.2	92.31	80.37
0.3	93.65	84.46
0.4	93.10	83.10

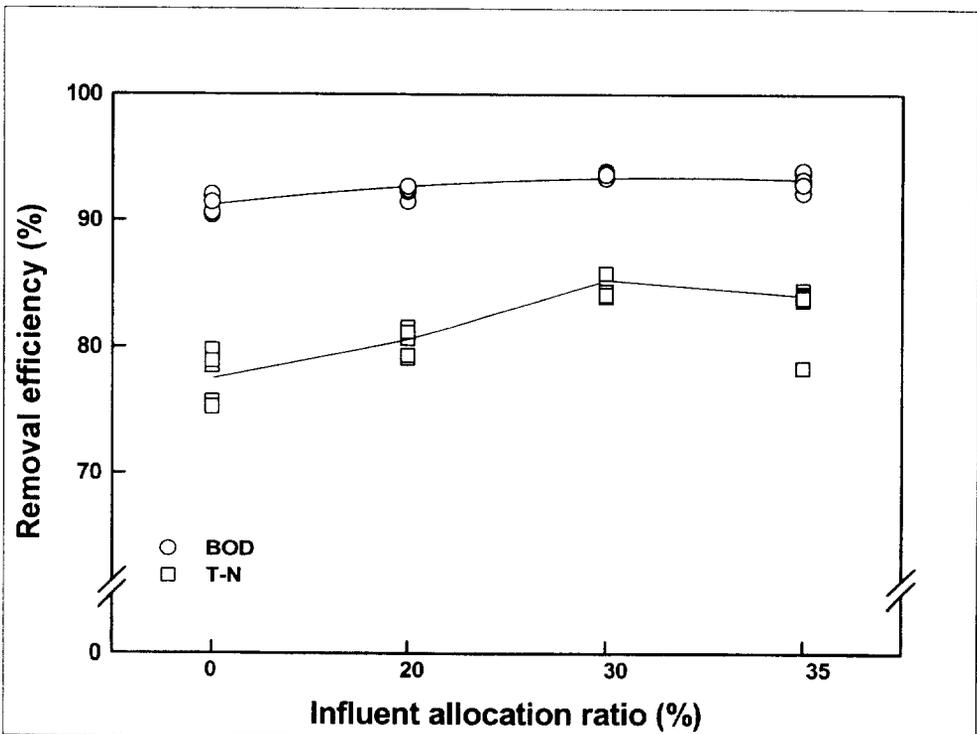


Fig. 4.20 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each influent allocation ratio.

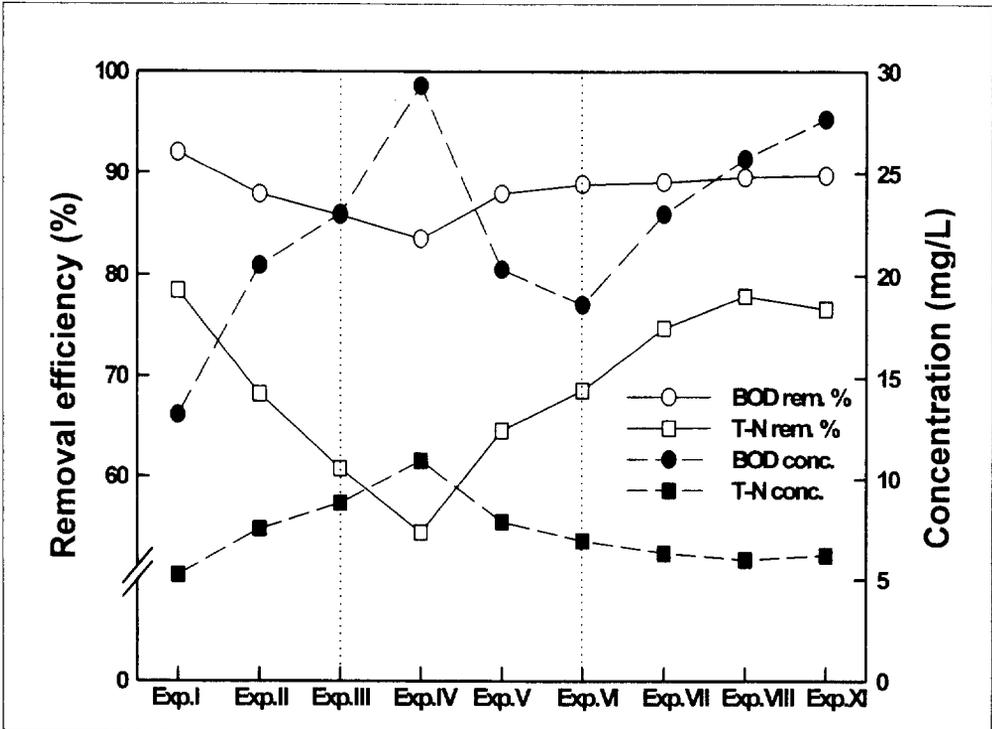


Fig. 4.21 Variation of BOD and T-N from 1st reactor in each experimental.

동일한 유입 부하량에서 내부 반송비를 변화시킨 Exp. IV ~ VI 단계에서의 제 2 Anoxic조에 부가되는 BOD 및 T-N 농도 및 제거효율 변화를 관찰한 결과 반송비를 100 %로 감소시킨 Exp. VI의 경우 BOD와 T-N 모두 그 변화 정도가 크게 나타났으나, 반송비를 300 %로 증가시킨 Exp. VI의 경우에는 그 변화 정도가 둔화되는 것으로 나타났다.

Exp. VI의 조건에서 제 2 Anoxic조로의 유입 유량을 20, 30 및 35 %로 증가시킨 Exp. VII ~ IX 단계에서는 제 1 반응조에서의 BOD 제거효율은 88.9 ~ 89.7 %로 거의 변화가 없었다. 그러나, T-N 제거효율은 유입 유량 분배율의 영향이 큰 것으로 나타났는데, 유입 유량 분배율 30 %의 Exp. VIII 단계에서는 제 1 반응조에서의 T-N 제거율이 77.8 %까지 증가하였으며, Fig. 4.20에 나타난 바와 같이 전체 T-N 제거율이 약 84.5 %까지 나타났으나, 유입 유량 분배율 35 %의 Exp. IX 단계에서는 제 1 반응조에서의 T-N 제거율이 76.5 %로 다시 감소함과 동시에 전체 T-N 제거율 역시 약 83.1 %로 감소하는 경향을 나타내었다.

Fig. 4.22는 Fig. 4.21의 자료를 이용하여 각 실험 단계에서의 BOD/N를 계산한 결과를 나타낸 것이다. 그림에 나타난 바와 같이, 유입수 분배를 하지 않은 Exp. I ~ VI 단계에서는 제 2 Anoxic조로 유입되는 BOD/N비가 2.51 ~ 2.72로 거의 일정한 것으로 나타나, 본 공정에서 유입 부하량 및 내부 반송비를 증가하여도 제 2 무산조에서의 탈질 가용 탄소원의 결핍으로 인한 T-N 제거율의 증가를 이루지 못하는 것으로 나타났다. 그러나, 유입 유량 분배율을 20, 30 및 35 %로 증가시킨 Exp. VII ~ IX 단계에서는 BOD/N비가 3.65 ~ 4.37로 증가함에 따라 제 2 Anoxic조에서의 탈질 가용 탄소원의 증가에 의한 -N 제거율의 증가가 일어남을 알 수 있었다.

질소의 생물학적 제거 방법인 질산화-탈질화 공정에서 중요한 환경인자 중의 하나가 COD/N 비인데, 이러한 탈질에 요구되는 이론적인 COD/N 비는, 질산성 질소의 경우( $\text{NO}_3^- - \text{N} \rightarrow \text{N}_2$ ) 2.86 g COD/g N, 아질산성 질소의 경우( $\text{NO}_2^- - \text{N} \rightarrow \text{N}_2$ )는 1.71 g COD/g N으로 보고되고 있다<sup>1)</sup>. 따라서, 본 실험의 결과는 제 2 Anoxic조로의 유입 유량 분배율을 변화에 따른 제 2 Anoxic조에서 질소의 탈질

화에 요구되는 탄소원의 양과 거의 일치하는 값으로 계산되었다고 판단된다. 이것은 여러 연구자들(Alleman, J. E., Veil, J. A., and Canaday, J. T.)이 보고한 질산화-탈질소화 공정에서 COD/N 비가 매우 중요하며 탈질을 위한 가용 유기 물질의 결핍은 탈질율을 감소시킨다는 결과와 일치하였다.

그러나, Exp. IX 단계의 경우 BOD/N 비가 4.37임에도 불구하고 전체 BOD 및 T-N 제거효율이 93.1 및 83.1 %로 감소하였는데, 이는 제 2 반응조에 추가되는 부하량의 증가에 기인한 것으로 판단된다. 박 등은 내부순환을 포함한 Anoxic-oxic-anoxic-oxic 공정에서 질소제거를 위한 이론적 고찰에서 최적유입수분배비를 22 %로 계산되었으며, 이 때 탈질효율은 약 85 %였으며, 30 및 40 %에서 탈질효율은 각각 약 80 및 75 %로 선형적으로 감소한다고 보고하였다. 본 연구의 결과와는 다소 차이가 있으나, 본 연구에서 이용된 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC 공정 역시 적당한 유입수 분배가 탈질 효율을 증가시킬 수 있으나, 제 2 반응조의 과도한 유입수 분배는 오히려 탈질 효율을 감소시킨다는 점에서 실험 결과의 일치성을 보이는 것으로 판단된다.

Table 4.18 Variation of BOD /N ratio applied on 2nd anoxic reactor in each experimental.

	Exp. I	Exp. II	Exp. III	Exp. IV	Exp. V	Exp. VI	Exp. VII	Exp. VIII	Exp. IX
BOD/N ratio	2.51	2.72	2.62	2.68	2.58	2.68	3.65	4.30	4.45

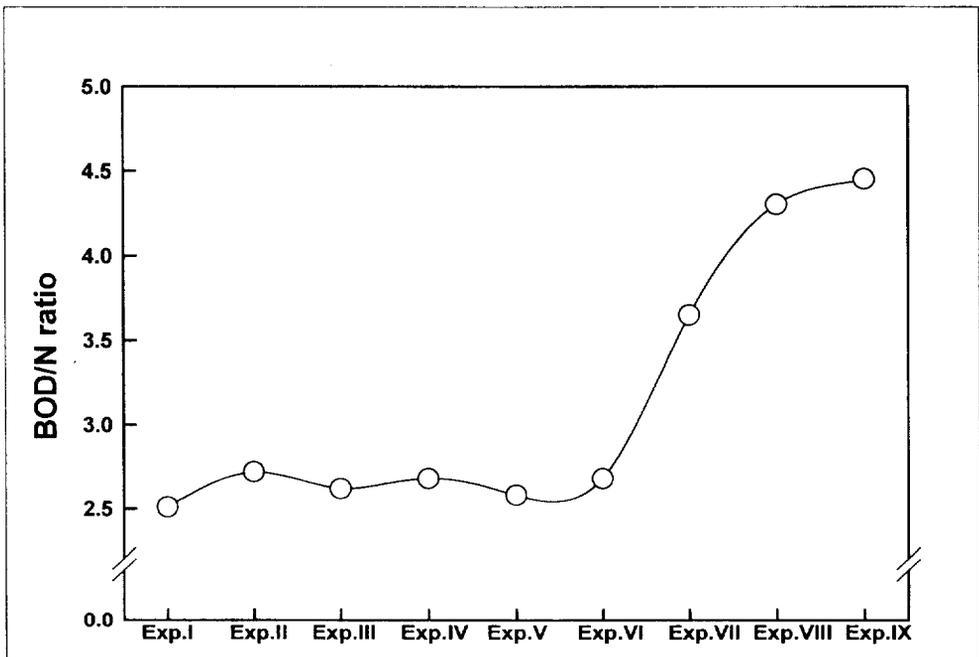


Fig. 4.22 Variation of BOD /N ratio applied on 2nd anoxic reactor in each experimental.

## 4.4 고찰

### 4.4.1 Anoxic-RBC 공정을 이용한 유기물질 및 질소 제거 특성 실험

- 1) 100일 이상의 실험기간 동안 하수종말처리장의 현행 방류수 기준인 COD 20 mg/L, T-N 60 mg/L 이하로 나타나는 것으로 보아 본 장치가 매우 효과적인 것으로 판단되었다.
- 2) 유기물의 유입 부하량이 커짐에 따라 독립영양균인 질산화균과 유기물질 이용균인 중속영양균의 경쟁관계에 의해, 탈질을보다 질산화를의 감소 정도가 더 크게 나타나는 것으로 나타났다.
- 3) 본 공정에서 질산화조인 RBC반응조의 유입 특성을 고찰한 결과, 유입 부하량이 증가함에 따라 탈질속도가 질산화 속도보다 훨씬 큼을 알 수 있었다.
- 4) 동력비를 감안할 때, 본 공정에서 적정 내부반송율은 200 % 인 것으로 평가되었다.
- 5) 본 공정에서 탈질을 위한 가용 COD량이 이론적인 양과 잘 일치함을 알 수 있었다.

### 4.4.2 Anoxic-RBC 공정에서의 유기물질 및 질소 제거 동력학

- 1) RBC 시스템의 미생물 평균 두께 및 생물막의 미생물 밀도는 각각 0.130~0.141 mm 및 79.62~83.78 mg/cm<sup>2</sup>의 범위로 표면적 부하율이 증가함에 따라 증가하는 경향을 나타내고 있었다.
- 2) 회분식 실험을 통해 계산된  $k_{maxH}$  및  $k_{maxN}$ 는 각각 1.586 g C/g VSS·day 및 0.276 g N/g VSS·day로 도출되었다.
- 3) Anoxic 반응조의 탈질 미생물에 대한 Y 및  $k_e$ 의 값은 각각 0.678 mg VSS/mg N 및 0.0032 day<sup>-1</sup>로 나타났으며,  $K_s$  및 k 값은 각각 29.0 mg N/l 및 0.108 day<sup>-1</sup>로 나타났다.
- 4) RBC 반응조의 제거속도 P 값은 질산화 및 유기물 제거에 있어 각각

0.556 g N/m<sup>3</sup>·day 및 18.71 g COD/m<sup>3</sup>·day였으며, 반포화 상수인 K<sub>s</sub> 값은 질산화 및 유기물 제거에 있어 각각 2.89 mg N/ℓ 및 18.71 mg COD/ℓ 로 도출되었다.

#### 4.4.3 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot 공정을 이용한 고도처리

- 1) 부하율이 증가함에 따라 유출수 중의 BOD 및 T-N 농도 모두가 다소 증가하는 경향을 나타내고 있었으나, 운전기간 경과에 따라 각 반응조의 미생물이 잘 순치되고 있는 것으로 나타났다.
- 2) 내부 반송율의 증가가 유기물 제거효율보다는 탈질효율에 더 큰 영향을 미치는 것으로 나타났다.
- 3) 제 1 및 제 2 Anoxic조로의 적당한 유입수 분배가 탈질 효율을 증가시킬 수 있으나, 적정비 이상의 유입수 분배비는 오히려 탈질 효율을 감소시킬 수 있음을 알 수 있었다.

## V. 결 론

도시하수 중의 유기물질과 질소를 동시 제거하기 위하여 개발된 Anoxic-RBC 공정을 이용하여 실험을 수행한 결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

1. Anoxic-RBC 공정에서 유기물질 및 질소 동시 제거특성을 고찰하기 위하여 합성폐수를 이용하여 실험을 수행한 결과 유기물 부하량이 증가함에 따라 탈질균이 질산화균보다 경쟁관계에 있어 우위에 있게 되어 질산화율의 감소로 인한 탈질율의 감소가 나타났으나, 탈질 가용 COD의 양은 이론적인 양과 잘 일치하였다.
2. Anoxic-RBC 공정 설계를 위한 Anoxic 및 RBC 반응조의 생물학적 동력학적 인자는 다음과 같이 도출되었다.

Reactor	Kinetics	Units	Values
Anoxic	Ks	mg N/ℓ	29.0
	k	day <sup>-1</sup>	0.108
	Y	mg VSS/mg N	0.678
	ke	day <sup>-1</sup>	0.0032
RBC	kmaxH	g C/g VSS	1.586
	kmaxN	g N/g VSS	0.276
	P	g COD/m <sup>2</sup> ·day	1.748
		g N/m <sup>2</sup> ·day	0.556
	Ks	mg COD/ℓ	18.71
		mg N/ℓ	2.89

3. 동력학적 인자를 기초로 설계된 Anoxic-RBC-Anoxic-RBC Pilot Plant 를 하수종말처리장 현장에 적용시킨 결과 운전기간 경과에 따라 각 반응조의 미생물이 잘 순치되었으며, 본 공정이 강화되는 환경 기준에 대비한 적합하고 효과적인 고도수처리 공정인 것으로 판단되었다.

## 참고문헌

- 환경부(1996) 환경정책기본법.
- 남궁 완(1990) 회전 원판을 이용한 고농도 암모니아 폐수처리 가능성, 대한상하수도 학회지, 4(1), pp. 35-42.
- 서형석, 유성호(1993) 군용 시설물 폐수 처리를 위한 고정 생물막 공법의 연구, 대한상하수도 학회지 7(1), pp. 37~43.
- 이석모, 김도희, 송교육(1992) 순환여과식 양식장의 암모니아 제거를 위한 최적 수리학적 부하, 한국수산학회지 25(3), pp. 176~180.
- Weston, Roy F., Inc.(1985) Emerging Technology Assessment of PhoStrip, A/O, and Bardenpho Processes for Biological Phosphorus Removal, USEPA Contract No. 68-03-3055, February.
- Metcalf and Eddy, Inc.(1991) Wastewater Engineering : Treatment, Disposal and Reuse, 3rd ed., McGraw-Hill, New York, pp. 203~245.
- 정재춘(1994) 생물막(Biofilm)의 미생물학적 측면, 대한환경공학회지, 16(5), pp. 589-600.
- 이상은(1995) 오·폐수의 질소·인 고도처리기술, 첨단환경기술, pp. 10~25.
- Nijhof, M., and Bovendeur, J.(1990) Fixed Film Nitrification Characteristics in Sea Water Recirculation Fish Culture Systems, *J. Aquaculture*, pp. 87.
- Rogers, G. L. and S. L., Klemetson(1985) Ammonia removal in selected aquaculture water reuse biofilter, *Aquacultural Engineering*, 4, pp. 135~154.
- Cheetham, P. S. J. and Bucke, C.(1984) Immobilization of Microbial Cells and their Use in Wastewater Treatment. In : Microbiological Methods for Environ. Biotechnol., pp. 219-234.
- Bridle, T.R., climenhage, D. C. and Stelzig, A.(1979) Operation of full-scale

- nitrification- Denitrification industrial waste treatment plant, *Wat. Poll. Cont. Fed.*, 51(1).
- Bachelor, B.(1982) Kinetic analysis of alternative configurations for single-sludge nitrification /denitrification, *Wat. Poll. Cont. Fed.*, 54, pp. 1492-1504.
- Argaman, Y. and Brenner, A.(1986) Experimental evaluation of modeling alternatives and process parameters for the single-sludge nitrogen removal system, *Wat. Sci. tech.* 18, Copengagen, pp. 149-161.
- Sakai, Y., Hikami, H. and Kawata, Y.(1990) Step-feed and anoxic and oxic activated sludge process, 27th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 381-383.
- Hiroshi Iijima, Hidero Esumi, Junko Ishihara and Hirouki Wakuri(1990) : Some problems of denitrification-dephosphorus operation in full-scale plant, 28th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 529-531.
- Toshihied, M., Tetsuo, T. and Tenichi, M.(1991) Nitrification-Denitrification operation in a full-scale plant Utilization of step-feed and return sludge storage tank, 28th Annual Conference of Japan Sewage Work Association, pp. 505-507.
- S. Fujii, and f. Boonyarat(1993) The 2nd Ku-Kaist-Nut Tri-Lateral Seminar/Workshop on Environmental & Sanitary engineering, pp. 219-222.
- 박영규, 이철희, 이병대(1995) 내부순환을 포함한 Anoxic-Oxic-Anoxic-Oxic 공정에서 질소제거를 위한 이론적 고찰, *대한환경공학회지*, 17(9), pp. 873 ~ 885.
- Antonie, R. L.(1974) Nitrification of activated sludge effluents, *Water and Sew Works*, pp. 121. 44.

- Antonei, R. L., Kluge, D. L., and Mielke, J. H.(1974) Evaluation of a rotating disk wastewater treatment plant., *JWPCF*, 46, pp. 498~511.
- Antonie, R. L.(1976) Fixed Biological Surface-Wastewater Treatment, The Rotating Biological Contactor, CRC Press Inc., Cleveland. Ohio.
- Lue-Hing, C.(1976) Biological nitrification of sludge supernatant by rotating disks, *J. Water Poll. Control Fed.*, 48, 25.
- Lue-Hing, C.(1976) Biological nitrification of sludge supernatant by rotating disks, *J. Water Poll. Control Fed.*, pp. 48, 25.
- Zobell, C. E., and Anderson, D. Q.(1936) Observations of the multiplication of bacteria in different volumes of seawater and the influence of oxygen tension and solid surfaces., *Biol. Bull.*, 71, pp. 324~342.
- Heukelekian, H. and Heller, A.(1940) Relation between food concentration and surface for bacterial growth., *J. Bact.*, 40, pp. 547~558.
- Zobel, C. F.(1943) The effect of solid surfaces upon bacterial activity., *J. Bact.*, 46, pp. 39~56.
- Characklis, W. G., Bryers, J. D., Trulear, M. G., and Zilver, N.(1979) Biofouling film development and its effects on energy losses: A laboratory study, presented at the Condensor Biofouling Control Symposium., Electric Power Research Institute, Atlanta Ga., March, pp. 25~29. As referenced in the reference 24.
- Marshall, K. C., Stout, R., and Michell, R.(1971) Mechanism of the initial events in the sorption of marine bacteria to surfaces., *J. Gen. Microbiol.*, 68, pp. 337~348.
- Marshall, K. C., Stout, R., and Mitchell, R.(1971) Selective sorption of bacteria from seawater., *Can. J. Microbiol.*, 17, pp. 1413~1416.
- Marshall, K. C., and Cruickshank, R. H.(1973) Cell surface hydrophobicity and the orientation of certain bacteria at interfaces., *Arch Mikrobiol*,

91, pp. 29~40.

Marshall, K. C., and Interphases in microbial ecology.(1976) Harvard Univ. Press, Cambridge, Mass.

Hendricks, C. W.(1974) Sorption of heterotrophic and enteric bacteria to glass surfaces in the continuous culture river water., *Appl. Microbiol.*, 28, pp. 572~578.

Tenny, M. W., and Stumm, W.(1965) Chemical flocculation of microorganisms in biological waste treatment., *JWPCF*. 37, pp. 1370~1388.

Busch, P. L., and Stumm, W.(1968) Chemical interactions in the aggregation of bacteria., *Envir. Sci. & Tech.*, 2, pp. 49~53.

Pavoni, J. L., Tenney, M. W., and Echelberger, Jr.(1972) Bacterial exocellular polymers and biological flocculation., *JWPCF*, 44, pp. 414~431.

Meadows, P. S.(1971) The attachment of bacteria to solid surfaces., *Arch. Microbiol.*, 75, pp. 374~381.

Meadows, P. S.(1965) Attachment of marine and freshwater bacteria to solid surfaces., *Nature* 207, pp. 1108.

Meadows, P. S.(1966) Microorganisms attached to marine and freshwater sand grains., *Nature*, 212, pp. 1059~1060.

Weiss, L.(1970) A biophysical consideration of cell contact phenomena, In *adhesion in Biological Systems.*, R. Manly ed., Academic Press, New York.

Weiss, L., and Blumenson, L. E.(1967) Dynamic adhesion and separation of cells in vitro. II. Interactions of cells with hydrophilic and hydrophobic surfaces., *J. Cellular Physiology*, 70, pp. 23.

Weiss, L.(1968) Studies on cellular adhesion in tissue-culture., *Exper. Cell*

- Res, 53, pp. 603~614.
- Fletcher, M., and Loeb, G. L.(1979) Influence of substratum characteristics on the attachment of a marine pseudomonad to solid surfaces., *Appl. Environ. Microbiol.*, 37, pp. 67~723.
- Dexter, S. C., Sullivan. J. D., Williams III, J., and Watson, S. W.(1975) Influence of substrate wettability on the attachment of marine bacteria to various surfaces., *Appl. Microbiol.*, 30, pp. 298~308.
- Loeb, G. I., and Neihoff, R. A.(1977) Adsorption of an organic film at the platinum-seawater interfaces., *J. Marin Res.*, 35, pp. 283~291.
- Baier, R. E., Shafrin, G., and Zisman, W. A.(1968) Adhesion: Mechanisms that assist or impede it., *Science*, 162, pp. 1360~1368.
- Baier, R. E.(1970) Surfaces properties influencing biological adhesion, In *Adhesion in Biological Systems.*, R. Manly ed., Academic Press, New York.
- Eirich, F. R.(1969) Factors in interface conversion for polymer coatings., P. Weiss and G. D. eds, pp. 350~373.
- Pederson, K.(1990) Biofilm development on stainless steal and PVC surfaces in drinking water., *Water Research*, 24, 2, pp. 239~244.
- Glaser, H. T., and Edzwald, J. K.(1979) Coagulation an direct filtration of hymic substances with polyethyleneimine., *Envir. Sci. Tech.*, 13, pp. 299~305.
- Yao, K., Habibian, M. Y., and O'Melia, C. R.(1971) Water and wastewater filtration : Concepts and Applications., *Envir. Sci. Tech.*, 5, pp. 1105~1112.
- Yoda, M., M. Kitagawa and Y. Miyaji, 1987, Long term competition between sulfate-reducing and methane-producing bacteria for acetate in anaerobic biofilm. *J. Water Research*, 12. pp. 1547~1556.

- La Motta, E. J., and Hickey, R. F.(1980) Factors affecting attachment and development of biological films on solid media., First Nat. Symp., Workshop on Rot. Biol. Contact. Techn pp. 803~828.
- Jeris, J. S., Owens, R. W., and Hickey, R. F.(1977) Biological fluidized bed treatment for BOD and nitrogen removal., JWPCF., 49, pp. 816~830.
- Swizenbaum, M. S.(1978) The anaerobic attached film expanded bed reactor for the treatment of dilute organic waste., Ph. D Dissertation, Cornell Univ., International Dissertation Abstract, pp. 3994B.
- Antonie, R. L., and Welch, F. M.(1969) Preliminary results of a novel biological process for treating dairy wastes., Pro. Purdue Ind. Waste Conf., 24, pp. 115~125, As reference 57.
- Friedman, A. A., Robbins, L. E., and Woods, R. C.(1979) Effects of disk rotational speed on biological contactor efficiency., JWPCF, 51, pp. 2678~2691.
- Ellis, K. V., and Banaga, S. E. I.(1976) A study of rotating disc treatment units operating at different temperatures, Water Pollution Control, 75, pp. 73~91.
- Torpey, W. N., et al.(1971) Rotating disks with biological growth prepare wastewater for disposal or reuse., JWPCF 43, pp. 2181~2188.
- Pescod, M. B., and Nair, J. V.(1972) Biological disc filtration for tropical waste treatment, experimental studies., Water Research, 6, pp. 1509~1523.
- Pretorius, W. A.(1971) Some operating characteristics of a bacterial disc unit., Water Research, 5, pp. 1141~1146.
- Hoag, G. E., Widmern, W. J., and Hovey W. H.(1980), Microfauna and RBC performance: Laboratory and full-scale systems., First Nat. Symp. on Rotating Biol. Contac. Tech., 1, pp. 167~187.

- Khan, A. N., and Raman, V.(1980) Rotating biological contactor for the treatment of wastewater in India., First Nat. Sump. on Rotating Biol. Contac. Tech., pp. 235~250.
- Clark, J. H., Moseng, E. M., and Asano, T.(1978) Performance of a rotating biological contactor under varying wastewater flow., JWPCF, 50, pp. 896~911.
- Kinner, N. E., Backwill, D. L., and Bishop, P. L.(1982) The microbiology of rotating biological contactor films., Proc. First International conference on fixed film biological process, 1, pp. 184~209.
- Chung, J. C.(1991) Aeration effects of Beggiatoa in a laboratory fixed-film growth system., J. KSWOPRC, 7, 2, pp. 85~99(in Korea).
- Chung, J. C.(1990) An Ecological study of filamentous bacteria and protozoa in the rotating biological contactor., Korean J. of Limn., 23, 4, pp. 239~521.
- Jones, G. E.(1980) Biogeochemical succession of bacterial activities in aquatic sediments., Microbiology, pp. 348.
- Jones, H. C., Roth, L., and Sanders, W. M.(1969) Electron microscopic study of a slime layer., J. Bact., 99, pp. 316~325.
- Kuhl, M., Jorgensen, B. B.(1992) Microsensor measurement of sulfate reduction and sulfide oxidation in compact microbial communities of aerobic biofilms., Applied and Environmental Microbiology, 58, 4, pp. 1164~1174.
- Kornegay, B. H. and J. F. Andrews(1968) Kinetics of fixed-film biological reactors. J. Water Poll. Control Fed., 40. R4460.
- U. S. EPA(1975) Process design manual for nitrogen control, Office of Technology Transfer, Washington, D. C., October.
- Bracewell, L., W., Jenkins D., and Cameron W.(1980) Treatment of

phenolformaldehyde resin wastewater using rotating biological contactor., Proc. First Nat. Symp. Rot. Biol. Contac. Tech., pp. 733~758.

## 부 록

부록 1 Variations of effluent COD and nitrogen concentration with operating periods( mg/l)

Item	Operating periods (day)	COD	Average	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Average	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	Average	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	Average
Exp. I	1	2.4	2.87	0.74	0.46	0.16	0.17	4.3	4.20
	3	3.5		0.43		0.24		4.2	
	6	2.6		0.52		0.20		4.8	
	8	3.8		0.48		0.18		3.8	
	11	3.7		0.46		0.13		4.6	
	13	2.5		0.35		0.15		4.9	
	16	2.8		0.42		0.15		3.4	
	18	3.2		0.55		0.21		4.2	
	21	2.4		0.38		0.13		3.9	
	23	2.5		0.39		0.16		3.8	
25	2.2	0.36	0.18	4.3					
Exp. II	28	6.9	4.61	1.95	1.56	0.12	0.14	4.5	4.67
	31	4.6		1.64		0.16		4.9	
	34	4.2		1.53		0.17		4.7	
	36	4.3		1.62		0.12		4.2	
	38	4.5		1.52		0.15		4.6	
	41	3.8		1.46		0.11		5.0	
	43	4.2		1.43		0.13		4.4	
	46	4.6		1.45		0.16		5.1	
	49	4.8		1.48		0.15		4.7	
51	4.2	1.51	0.14	4.6					
Exp. III	53	8.8	6.19	2.35	2.19	0.45	0.66	5	5.15
	55	6.3		2.14		0.63		5.5	
	57	5.7		2.26		0.45		5.4	
	60	6.9		2.13		0.68		5.0	
	62	5.8		2.15		0.67		5.1	
	65	6.2		2.22		0.82		5.4	
	68	5.7		2.13		0.74		4.9	
	70	5.5		2.23		0.46		5	
	72	6.0		2.16		0.68		5.2	
	75	5.8		2.12		0.92		5.1	
78	5.4	2.17	0.74	5.0					
Exp. IV	80	11.4	8.28	3.42	3.00	0.89	0.95	5.6	5.54
	82	8.4		3.06		1.02		4.9	
	84	7.9		2.96		0.87		5.2	
	87	8.6		2.87		0.69		5.8	
	89	7.8		2.97		0.98		5.4	
	91	8.2		2.98		0.94		4.8	
	94	8.1		2.96		0.84		5.9	
	96	7.6		2.97		1.00		6.2	
	98	7.5		2.96		0.98		5.8	
	101	8.2		2.95		1.23		5.4	
104	7.4	2.92	1.02	5.9					

부록 2 Effluent COD and nitrogen concentration in each experimental( mg/l)

Item	COD	Average	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Average	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	Average	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	Average
Exp. I	2.4	2.87	0.74	0.46	0.16	0.17	4.3	4.2
	3.5		0.43		0.24		4.2	
	2.6		0.52		0.2		4.8	
	3.8		0.48		0.18		3.8	
	3.7		0.46		0.13		4.6	
	2.5		0.35		0.15		4.9	
	2.8		0.42		0.15		3.4	
	3.2		0.55		0.21		4.2	
	2.4		0.38		0.13		3.9	
	2.5		0.39		0.16		3.8	
2.2	0.36	0.18	4.3					
Exp. II	6.9	4.61	1.95	1.56	0.12	0.14	4.5	4.67
	4.6		1.64		0.16		4.9	
	4.2		1.53		0.17		4.7	
	4.3		1.62		0.12		4.2	
	4.5		1.52		0.15		4.6	
	3.8		1.46		0.11		5	
	4.2		1.43		0.13		4.4	
	4.6		1.45		0.16		5.1	
	4.8		1.48		0.15		4.7	
	4.2		1.51		0.14		4.6	
Exp. III	8.8	6.19	2.35	2.19	0.45	0.66	5	5.15
	6.3		2.14		0.63		5.5	
	5.7		2.26		0.45		5.4	
	6.9		2.13		0.68		5	
	5.8		2.15		0.67		5.1	
	6.2		2.22		0.82		5.4	
	5.7		2.13		0.74		4.9	
	5.5		2.23		0.46		5	
	6		2.16		0.68		5.2	
	5.8		2.12		0.92		5.1	
5.4	2.17	0.74	5					
Exp. IV	11.4	8.28	3.42	3.00	0.89	0.95	5.6	5.54
	8.4		3.06		1.02		4.9	
	7.9		2.96		0.87		5.2	
	8.6		2.87		0.69		5.8	
	7.8		2.97		0.98		5.4	
	8.2		2.98		0.94		4.8	
	8.1		2.96		0.84		5.9	
	7.6		2.97		1		6.2	
	7.5		2.96		0.98		5.8	
	8.2		2.95		1.23		5.4	
7.4	2.92	1.02	5.9					

부록 3 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each experimental.

Item	Efficiency(%)					
	COD	Average	Nitrification	Average	Denitrification	Average
Exp. I	99.01	98.82	98.14	98.85	86.9	88.02
	98.57		98.99		88.54	
	98.9		98.75		86.73	
	98.5		98.78		88.68	
	98.51		98.81		86.59	
	98.96		99.15		86.89	
	98.82		98.97		90.22	
	98.67		98.59		87.25	
	98.99		99.04		88.86	
	98.98		99.05		89.44	
	99.13		99.11		88.08	
Exp. II	97.2	98.18	95.27	96.08	84.05	83.97
	98.18		95.99		83.62	
	98.31		96.03		83.38	
	98.3		95.89		84.92	
	98.24		96.39		85.11	
	98.55		95.88		81.44	
	98.35		96.32		84.68	
	98.18		96.34		83.06	
	98.14		96.43		84.71	
	98.31		96.3		84.68	
Exp. III	96.27	97.54	94.18	94.52	80.69	79.97
	97.46		94.31		78.01	
	97.75		94.26		79.42	
	97.34		94.48		79.77	
	97.79		94.78		80.78	
	97.49		94.53		79.21	
	97.76		94.86		81.23	
	97.87		94.53		81.15	
	97.72		94.52		79.59	
	97.69		94.52		78.97	
97.82	94.73	80.8				
Exp. IV	95.51	96.73	91.14	92.46	74.33	76.20
	96.81		92.23		77.21	
	96.94		91.89		75.26	
	96.57		92.58		75.81	
	96.74		92.76		77.2	
	96.69		92.78		78.89	
	96.69		92.69		76.05	
	97.07		92.84		75.49	
	97.08		93.05		77.14	
	96.77		92.32		75.05	
	97.11		92.81		75.76	

부록 4 Influent COD and nitrogen concentration applied to RBC in each experimental( mg/l)

Item	COD	Average	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Average	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	Average	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	Average
Exp. I	25.7	25.77	6.25	6.20	0.04	0.03	0.13	0.11
	26.9		6.03		0.02		0.12	
	23.5		6.25		0.03		0.15	
	28.4		6.13		0.04		0.13	
	25.3		6.21		0.01		0.09	
	24.6		6.16		0.05		0.12	
	27.3		6.25		0.06		0.05	
	26.8		6.29		0.03		0.08	
	24.3		6.34		0.02		0.15	
	23.5		6.12		0.05		0.14	
	27.2		6.21		0.03		0.09	
Exp. II	32.4	33.06	8.8	9.06	0.01	0.05	0.3	0.16
	31.6		9.3		0.03		0.21	
	33.4		9.4		0.05		0.15	
	32.2		8.6		0.06		0.16	
	30.6		8.9		0.05		0.09	
	34.8		9.4		0.09		0.13	
	32.8		9.5		0.08		0.16	
	35.1		8.9		0.02		0.14	
	31.5		8.8		0.06		0.15	
	36.2		9		0.04		0.13	
Exp. III	36.2	36.28	10.5	10.51	0.02	0.04	0.21	0.23
	35.4		10.4		0.03		0.32	
	38.9		10.6		0.02		0.23	
	40.2		10.7		0.06		0.21	
	33.6		10.4		0.04		0.19	
	38.4		10.3		0.03		0.24	
	35.6		10.2		0.05		0.06	
	37.5		10.6		0.09		0.16	
	34.6		10.4		0.04		0.18	
	35.4		10.7		0.05		0.42	
	33.3		10.8		0.01		0.35	
Exp. IV	39.6	40.68	11.3	11.35	0.04	0.07	0.36	0.45
	40.1		10.8		0.06		0.54	
	38.7		11.8		0.08		0.25	
	37.5		10.6		0.06		0.43	
	41.2		11.2		0.12		0.62	
	39.8		12.3		0.09		0.45	
	40.5		11.6		0.05		0.18	
	43.5		11.4		0.06		0.56	
	41.8		10.9		0.04		0.65	
	44.2		11.4		0.08		0.42	
	40.6		11.5		0.04		0.48	

부록 5 COD and NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N loading rate applied to RBC in each experimental( mg/l).

Item	COD	Average	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Average	Item	COD	Average	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	Average
Exp. I	1.286	1.30	0.313	0.31	Exp.III	3.559	3.59	1.032	1.04
	1.364		0.306			3.514		1.032	
	1.166		0.31			3.83		1.044	
	1.444		0.312			3.969		1.056	
	1.279		0.314			3.299		1.021	
	1.218		0.305			3.812		1.022	
	1.362		0.312			3.529		1.011	
	1.359		0.319			3.702		1.047	
	1.242		0.324			3.435		1.032	
	1.173		0.305			3.481		1.052	
	1.375		0.314			3.323		1.078	
Exp. II	2.085	2.14	0.566	0.59	Exp.IV	5.849	6.01	1.669	1.68
	1.987		0.585			5.928		1.597	
	2.18		0.614			5.695		1.736	
	2.068		0.552			5.589		1.58	
	1.994		0.58			6.09		1.656	
	2.244		0.606			5.868		1.813	
	2.106		0.61			5.982		1.713	
	2.296		0.582			6.430		1.685	
	2.027		0.566			6.151		1.604	
	2.373		0.59			6.540		1.687	
					6.034		1.709		

부록 6 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification in each internal recycle rate.

Item	Efficiency(%)					
	COD	Average	Nitrification	Average	Denitrification	Average
Exp. I	97.01	97.28	94.41	94.26	77.92	77.25
	97.10		94.02		75.85	
	97.31		93.86		76.68	
	97.34		93.99		76.92	
	97.33		94.76		78.33	
	97.37		93.97		76.95	
	97.32		94.78		78.43	
	97.52		94.26		77.38	
	97.45		94.42		76.83	
	97.17		94.11		76.3	
97.18	94.32	78.13				
Exp. II	96.27	97.54	94.18	94.52	80.69	79.97
	97.46		94.31		78.01	
	97.75		94.26		79.42	
	97.34		94.48		79.77	
	97.79		94.78		80.78	
	97.49		94.53		79.21	
	97.76		94.86		81.23	
	97.87		94.53		81.15	
	97.72		94.52		79.59	
	97.69		94.52		78.97	
97.82	94.73	80.8				
Exp. III	97.47	97.68	94.75	94.69	80.67	80.29
	97.57		94.34		79.28	
	97.68		95.05		80.23	
	97.71		94.4		79.38	
	97.88		94.49		80.41	
	97.67		95		80.81	
	97.71		94.78		81.11	
	97.57		94.61		80.56	
	97.84		94.8		80.15	
Exp. IV	97.53	97.72	94.98	94.73	81.71	80.94
	97.6		94.55		79.39	
	97.73		94.77		80.91	
	97.81		94.43		79.87	
	97.76		94.83		81.31	
	97.6		94.61		81.95	
	97.78		94.95		81.67	
	97.72		94.9		80.98	
	97.91		94.59		80.71	
	97.72		94.73		80.94	

부록 7 Efficiencies of COD removal, nitrification and denitrification for COD loading rate.

COD loading rate (g/L-day)	Efficiency(%)		
	COD removal	Nitrification	Denitrification
0.47	96.27	94.18	80.69
0.5	97.46	94.31	78.01
0.5	97.75	94.26	79.42
0.52	97.34	94.48	79.77
0.52	97.79	94.78	80.78
0.50	97.49	94.53	79.21
0.51	97.76	94.86	81.23
0.51	97.87	94.53	81.15
0.53	97.72	94.52	79.59
0.50	97.69	94.52	78.97
0.50	97.82	94.73	80.8
0.31	97.27	96.14	80.67
0.31	97.65	96.7	80.27
0.30	96.18	96.57	80.43
0.30	96.85	96.32	79.92
0.30	96.54	96.41	81.04
0.19	97.71	98.39	65.4
0.19	98.24	97.93	59.49
0.20	98.47	97.74	61.24
0.19	97.56	98.52	61.84
0.19	97.36	98.33	65.7
0.20	97.6	97.93	62.56

부록 8 Variation of effluent COD and nitrogen concentration for COD loading rate.

COD loading rate (g/L-day)	COD ( mg/l )	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N ( mg/l )	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N ( mg/l )	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N ( mg/l )
0.47	8.8	2.35	0.45	5
0.5	6.3	2.14	0.63	5.5
0.5	5.7	2.26	0.45	5.4
0.52	6.9	2.13	0.68	5
0.52	5.8	2.15	0.67	5.1
0.50	6.2	2.22	0.82	5.4
0.51	5.7	2.13	0.74	4.9
0.51	5.5	2.23	0.46	5
0.53	6	2.16	0.68	5.2
0.50	5.8	2.12	0.92	5.1
0.50	5.4	2.17	0.74	5
0.31	4.2	1.56	0.63	5.62
0.31	3.6	1.24	0.45	5.73
0.30	5.8	1.35	0.68	5.68
0.30	4.7	1.42	0.74	5.59
0.30	5.3	1.48	0.46	5.87
0.19	2.24	0.65	0.68	12.65
0.19	1.69	0.78	0.67	13.78
0.2	1.56	0.89	0.82	13.56
0.19	2.34	0.57	0.74	13.42
0.19	2.56	0.69	0.46	12.98
0.20	2.42	0.84	0.68	13.68

부록 9 Variations of effluent BOD and T-N concentration in each experimental.

Operating periods (day)	Concentration(mg/L)			
	Inf. BOD	Inf. T-N	Eff. BOD	Eff. T-N
1	164	24.6	8.56	4.97
2	158	23.6	9.76	4.96
4	173	24.6	6.36	5.08
7	150	22.7	11.26	4.85
9	154	26.9	8.16	5.22
12	169	24.5	7.46	5.38
15	172	23.4	10.16	4.91
17	143	24.1	9.66	5.18
19	182	27.3	7.16	5.06
22	162	22.5	6.36	5.31
26	169	23.6	10.06	5.23
28	178	24.9	11.26	5.02
30	153	23.6	12.32	5.08
33	178	24.3	11.45	5.28
35	173	23.5	15.06	5.32
38	159	27.6	13.46	5.54
40	168	25.6	17.66	6.12
43	175	21.6	15.66	6.24
45	196	23.9	17.96	5.56
49	153	23.6	14.36	5.51
52	167	20.8	19.06	5.67
55	172	24.5	19.06	5.98
58	163	22.1	18.26	6.25
61	188	23.8	18.97	6.15
63	149	20.4	20.27	6.27
65	168	26.5	13.67	5.93
68	135	24.8	18.47	5.87
71	158	19.4	15.67	5.61
74	143	21.3	17.57	6.15
76	168	23.6	14.67	5.92
80	173	20.5	15.47	6.47
82	182	21.6	13.37	6.46

부록 10 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each experimental.

Item	Removal Efficiency(%)			
	BOD	Average	T-N	Average
Exp. I	94.78	94.32	79.8	78.94
	93.82		78.98	
	96.32		79.35	
	92.49		78.63	
	94.7		80.59	
	95.59		78.04	
	94.09		79.02	
	93.24		78.51	
	96.07		81.47	
	96.07		76.4	
	94.05		77.84	
	93.67		79.84	
	91.95		78.47	
	93.57		78.27	
Exp. II	91.29	90.12	77.36	75.33
	91.53		79.93	
	89.49		76.09	
	91.05		71.11	
	90.84		76.74	
	90.61		76.65	
	88.59		72.74	
	88.92		75.59	
	88.8		71.72	
Exp. III	89.91	89.7	74.16	72.56
	86.4		69.26	
	91.86		77.62	
	86.32		76.33	
	90.08		71.08	
	87.71		71.13	
	91.27		74.92	
	91.06		68.44	
	92.65		70.09	

부록 11 Variation of BOD and T-N concentration in each experimental.

Item	Operating periods (day)	Concentration(mg/L)			
		Inf.BOD	Inf.T-N	Eff.BOD	Eff.T-N
Exp.III	61	188	23.8	18.97	6.15
	63	149	20.4	20.27	6.27
	65	168	26.5	13.67	5.93
	68	135	24.8	18.47	5.87
	71	158	19.4	15.67	5.61
	74	143	21.3	17.57	6.15
	76	168	23.6	14.67	5.92
	80	173	20.5	15.47	6.47
	82	182	21.6	13.37	6.46
Exp.IV	85	162	24.5	21.95	6.93
	88	184	23.8	23.54	7.04
	91	196	26.4	19.65	6.71
	94	172	23.9	21.35	6.68
	96	180	24.3	19.24	6.41
	99	172	20.6	20.62	6.91
Exp.V	101	156	21.3	16.48	5.56
	104	168	25.6	15.98	5.82
	106	172	23.5	17.23	5.56
	108	170	18.7	16.28	5.35
	111	169	22.3	15.83	5.56
	114	175	21.7	16.69	5.43
Exp.VI	117	182	24.5	15.56	4.96
	120	156	23.5	14.98	4.96
	124	168	20.8	13.69	5.06
	126	154	18.4	14.48	4.55
	128	169	21.3	13.48	4.58
	131	172	23.5	14.78	4.96

부록 12 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each internal recycle rate.

Internal recycling rate (%)	Removal Efficiency(%)			
	BOD	Average	T-N	Average
1.0Q	86.45	88.09	71.71	71.47
	87.21		70.42	
	89.97		74.58	
	87.59		72.05	
	89.31		73.62	
	88.01		66.46	
2.0Q	89.91	89.70	74.16	72.56
	86.4		69.26	
	91.86		77.62	
	86.32		76.33	
	90.08		71.08	
	87.71		71.13	
	91.27		74.92	
	91.06		68.44	
3.0Q	92.65	90.24	70.09	74.83
	89.44		73.9	
	90.49		77.27	
	89.98		76.34	
	90.42		71.39	
	90.63		75.07	
4.0Q	90.46	91.29	74.98	77.83
	91.45		79.76	
	90.4		78.89	
	91.85		75.67	
	90.6		75.27	
	92.02		78.5	
	91.41	78.89		

부록 13 Variation of BOD and T-N concentration in each experimental.

Item	Operating periods (day)	Concentration(mg/L)			
		Inf.BOD	Inf.T-N	Eff.BOD	Eff.T-N
Exp. VI	117	182	24.5	15.56	4.96
	120	156	23.5	14.98	4.96
	124	168	20.8	13.69	5.06
	126	154	18.4	14.48	4.55
	128	169	21.3	13.48	4.58
	131	172	23.5	14.78	4.96
Exp. VII	133	159	24.3	13.56	4.48
	135	168	23.6	12.98	4.56
	138	162	22.8	11.86	4.76
	142	169	23.5	12.78	4.42
	145	173	21.9	12.65	4.53
Exp. VIII	148	183	24.4	11.21	3.89
	151	169	22.6	10.68	3.62
	153	164	24.5	10.96	3.48
	156	168	23.6	10.65	3.68
	159	169	22.7	10.56	3.55
	162	173	22.8	11.02	3.62
Exp. IX	165	169	20.6	11.96	3.36
	168	178	23.5	11.12	3.65
	170	169	16.4	10.27	3.55
	172	146	26.4	11.45	4.18
	175	172	22.6	11.68	3.61
	178	169	23.5	12.12	3.79

부록 14 Efficiencies of BOD and T-N removal, in each influent allocation ratio.

Influent allocation ratio (%)	Removal Efficiency(%)			
	BOD	Average	T-N	Average
0.1	91.45	91.29	79.76	77.83
	90.4		78.89	
	91.85		75.67	
	90.60		75.27	
	92.02		78.50	
	91.41		78.89	
0.2	91.47	92.31	81.56	80.37
	92.27		80.68	
	92.68		79.12	
	92.44		81.19	
	92.69		79.32	
0.3	93.87	93.65	84.06	84.46
	93.68		83.98	
	93.32		85.80	
	93.66		84.41	
	93.75		84.36	
	93.63		84.12	
0.4	92.92	93.13	83.69	83.10
	93.75		84.47	
	93.92		78.35	
	92.16		84.17	
	93.21		84.03	
	92.83		83.87	

부록 15 Variation of BOD and T-N from 1st reactor in each experimental.

Item	Concentration(mg/L)		Removal Efficiency(%)	
	BOD	T-N	BOD	T-N
Exp. I	13.19	5.25	91.99	78.42
Exp. II	20.52	7.53	87.9	68.21
Exp. III	23.04	8.8	85.84	60.78
Exp. IV	29.29	10.91	83.51	54.38
Exp. V	20.31	7.87	87.94	64.55
Exp. VI	18.58	6.92	88.86	68.53
Exp. VII	23.02	6.31	89.06	74.69
Exp. VIII	25.69	5.98	89.52	77.84
Exp. IX	27.64	6.21	89.71	76.57

## 감사의 글

한번 해보자는 신념 하나로 시작하여 바쁜 생활 가운데서도 완성된 것을 보고 멀고 길게만 느껴지던 진흙탕 속을 빠져 나온 기쁨보다는 허전한 마음이 앞선다.

하나의 이 작은 논문이 완성되기까지 얼마나 많은 사람의 도움이 필요하며 혼자서는 할 수 있는 일이 얼마나 적은 지를 깊이 깨달았습니다. 이제는 도움을 주신 분들에게 보답하기 위하여 노력할 것을 약속하며 이끌어 주신 많은 분들에게 진심으로 감사의 뜻을 전하려고 합니다.

먼저 대학원 박사과정을 무사히 마치게 항상 자상하신 지도와 인격적 가르침을 베풀어주신 손인식 교수님께 머리 숙여 감사드립니다. 부족한 저를 밀어 주시고 일깨워 주신 김상용 교수님께 진심으로 감사드립니다.

그리고 논문을 지도해주시고 정성껏 심사해주신 이영대 교수님, 이종출 교수님, (주)이애펙 정승현 박사님께 감사드리며, 대학원 과정동안 많은 가르침을 주신 토목공학과 모든 교수님께도 감사드립니다.

이 논문을 완성하기까지 많은 분들의 도움이 있었습니다. 상하수도 연구실의 정인주 박사님 비롯하여 연구실 모든 분들께도 감사드리며, 오늘의 이 영광이 있기까지 학업으로 인한 공백을 말없이 끝까지 따라준 (주)보현의 현장 직원들과 풍림산업(주) 최범식, 윤중호 소장님, 현대산업개발(주) 한성희 소장, 윤중화 단장님, 현대건설(주) 현장직원들 그리고 늦게까지 워드작업을 도와준 변수연 주임을 비롯하여 본사 모든 직원에게도 감사하는 말밖에 할 수 없는 것 같습니다. 또한 입학에서부터 동거동락 나눈 박병호 국장, 강창입 국장, 박상주 박사, 노태호 박사 물사랑회의 석·박사 과정의 후배들을 비롯하여 모든 회원과 부산국토관리청의 선배님 및 친구들의 따뜻한 정을 저의 이 논문에 넣어서 영원히 간직하고 싶습니다.

언제나 자식 잘되기를 기원하는 부모님과 형님내외분, 동생들  
항상 염려와 배려를 아끼지 않으신 장모님 특히, 완성된 논문을  
기다리다 먼저 하늘나라에 가신 장인 또한 큰처남 내외분을 비롯  
하여 친가 처가 여러 어른들께도 그동안의 염려와 배려에 감사드  
립니다.

끝으로 어려운 여건 하에서 내식하지 않고 한결같이 묵묵히 내  
조를 아끼지 않은 사랑하는 아내 홍미라와 큰딸 정문이, 항상 아  
빠 건강을 염려하는 은정이 그리고 모든 가족에게 이 논문을 바  
칩니다.

어느 곳에 있어도 기대에 어긋나지 않도록 최선을 다할 것을  
약속합니다.

2005년 1월  
최명섭 올림